

研究论文

DOI: 10.11949/0438-1157.

狭长开孔格栅内构件流化床内两相流动-传质特性

南睿, 郑紫雨, 吕文浩, 李乐妍, 范怡平, 卢春喜

(中国石油大学(北京)重质油全国重点实验室, 北京 102249)

摘要: 通过大型冷模实验, 考察了不同表观气速、不同细粉比例条件下, 一种狭长开孔格栅内构件汽提器内两相流动特性与传质性能。结果表明: 随细粉比例增加, 床内两相流场发展演化进程显著加快; 高细粉比例颗粒体系历经“近自由床区-格栅强化区-近自由床区”的完整演化过程, 低细粉颗粒体系则历经部分过程, “格栅强化区”并未消失。汽提器最佳操作气速区间为 0.127~0.212 m/s; 高细粉比例颗粒体系甚至在表观气速 $u_g=0.127$ m/s 的低气速工况下, 即可达到 97.0% 的汽提效率。采用局部流动参数气泡频率和气泡时间占比与汽提效率关联; 并提出了新参数“气固匹配特征指数”, 该参数能够较为准确地反映汽提效率随气速的变化。结合局部流动参数的分布特点, 提出了汽提内构件的改进方案。

关键词: 流化床; 细粉比例; 内构件; 汽提器; 两相流场; 汽提效率

中图分类号: **文献标志码:** A

文章编号: 0438-1157 (XXXX) XX-0001-15

Two-phase flow and mass transfer characteristics of fluidized bed with narrow-slit opening grid internals

NAN Rui, ZHENG Ziyu, LV Wenhao, LI Leyan, FAN Yiping, LU Chunxi

(State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

Abstract: Fluidized beds with internals are widely used in the catalyst stripping process of high-temperature short-contact time processes such as fluid catalytic cracking(FCC) and methanol to olefins(MTO). The stripping efficiency of the stripper directly influence the product yield and distribution. A large-scale cold-model experiment was conducted to investigate the two-phase flow characteristics and the mass transfer performance of a stripper equipped with narrow-slit opening grid internals under varying superficial gas velocities and fine particle fractions. The results show that the evolution process of the two-phase flow field in the bed accelerates significantly with an increasing in fine particle fraction. The particle system with a high fine fraction undergoes the full evolution process of the pseudo free bubbling bed regime - the grid-influenced regime - the pseudo free bubbling bed regime, while the low fine fraction system only experiences parts of evolution process, and the "the grid influenced regime" does not disappear. The optimal superficial gas velocity is determined to be 0.127~0.212 m/s; and the high fine fraction system can achieve a stripping efficiency of 97% even under a low superficial gas velocity of $u_g=0.127$ m/s. Correlation analysis was performed between those local flow parameters (bubble frequency and bubble time fraction)

收稿日期: 2026-05-15 修回日期: 2026-08-01

通信作者: 卢春喜(1963—), 男, 博士, 教授, lcx725@sina.com; 范怡平(1972—), 男, 博士, 副教授, fanyipin2002@sina.com

第一作者: 南睿(1998—), 男, 博士研究生, nanrui1998@qq.com

基金项目: 国家重点研发计划项目(2021YFA1501304)

引用本文: 南睿, 郑紫雨, 吕文浩, 李乐妍, 范怡平, 卢春喜. 狭长开孔格栅内构件流化床内两相流动-传质特性[J]. 化工学报, XXXX, XX(X): 1–15

Citation: NAN Rui, ZHENG Ziyu, LV Wenhao, LI Leyan, FAN Yiping, LU Chunxi. Two-phase flow and mass transfer characteristics of fluidized bed with narrow-slit opening grid internals[J]. CIESC Journal, XXXX, XX(X): 1–15

and the stripping efficiency. A new parameter named by the gas-solid matching characteristic index, was proposed, which can accurately reflect the variation of stripping efficiency with gas velocity. Combined with the distribution characteristics of local flow parameters, an optimization scheme for the stripping internals was put forward.

Keywords: fluidized bed; fine particle fractions; internals; stripper; two-phase flow characteristics; stripping efficiency

引 言

气固流化床广泛应用于石油加工、能源、化工合成、生物工程等诸多工业过程中,然而在低气速条件下——尤其是在鼓泡床操作域,大量气泡的生长、聚并不可避免地影响两相接触。为了破碎气泡、强化气固接触,研究人员开发了一系列内构件流化床。催化裂化(FCC)、甲醇制烯烃(MTO)和丙烷脱氢(PDH)的催化剂汽提器即为内构件流化床的典型应用。以FCC为例,在反应器出口,催化剂颗粒的微孔内以及颗粒之间仍夹带了2%~4%的气相目标烃类产品(汽油、柴油、液化气等)^[1~4]。在汽提器内,待生催化剂以密相流形式下行,汽提蒸汽则向上运动,蒸汽表观气速0.1~0.3m/s(通常呈鼓泡流)^[5];上行蒸汽与下行催化剂逆流接触,将夹带的烃类产品汽提-置换出来。

常见的流化床内构件分为“挡板”和“挡板填料”两类^[6~7]。仍以FCC汽提器为例,早期采用各层挡板开孔率均布的设置(如美国UOP公司的裙式挡板^[8]),但由于边界层的存在,均布开孔不可能实现蒸汽与催化剂之间的均匀接触。而多孔盘环型挡板(如UOP的AF型挡板和Mobil的旋流叶片式挡板^[9~10])改变了各层挡板的开孔率,使催化剂与蒸汽错流接触。但开孔通道与自由通道之间显著的流动阻力差异,仍无法避免蒸汽分布不均和短路流的缺陷。

与挡板相比,尽管挡板填料容易堵塞,但其将床层分割为多个倾斜的小流通孔道,能够高效剪切-破碎气泡、抑制其聚并,实现蒸汽与催化剂的再分布。Koch-Glitsch开发了一种由多组交错条形挡板构成的结构化填料^[11],但拆装维护难度极大。UOP公司报道了一种径向挡板填料^[12],可尚未见工业应用报道。法国Total公司提出了交叉波纹板挡板填料^[13],由于未设置开孔,易产生与早期人字形挡板类似的流动死区。中国石油大学(北京)提出了一种由多层交叉挡板组成的Crosser格栅填料^[14~15],基于气泡特性、固含率分布分析^[16],证实该内构件具

有良好的气泡破碎功能;但其复杂的结构导致制造成本较高。事实上,无论何种形式的挡板填料,气固两相在其内通道中曲折运动,必然伴随流动阻力的增加。因此,挡板通道的尺度与构型至关重要:通道面积过小会增加流动阻力,甚至导致堵塞流通孔道,而面积过大则会抑制填料对气泡的剪切破碎效果。本研究针对传统格栅内构件^[17,18]结构复杂、易于堵塞的问题提出了一种构型更简单的内构件,尝试采用与以往格栅完全不同的开孔形式,在保证开孔率满足要求的前提下^[19],抑制可能出现的焦块堵塞,从而增加装置的操作弹性。

另外,在工业装置运行过程中,部分催化剂颗粒不可避免地因磨损而破碎^[20],导致细粉含量(x_{ug})在装置中增加^[21,22],对气固接触效果产生影响。Yu等^[23]通过CFD-DEM模拟发现低流化气速($u_g=38\sim72\text{mm/s}$)下在B类颗粒中添加A类颗粒可以有效提高流化床中的传热性能。Zhu等^[24]通过二维流化床研究了颗粒粒径分布对气泡分布和气泡尺寸的影响,发现A/B类颗粒流化床中气泡尺寸相较于B类颗粒更小且分散更均匀。Issangya等^[25,26]提出增大气速(u_g)强化流场湍动程度以改善气固接触;但工艺和能耗的要求往往限制了气速范围。

本文提出了一种狭长开孔形式的格栅内构件,可望在实现低阻顺畅流动、抑制堵塞的同时,强化气固两相接触。并通过大型冷模实验,考察了该内构件流化床的两相接触效果(汽提效率)与局部流体力学特性(固含率、气泡尺寸、气泡频率),以期为工业设计和操作提供参考。

1 实验装置与测量方法

1.1 实验装置

实验装置如图1所示。汽提器、沉降器筒节外径0.6m,高6.8m,提升管外径0.108m,高14m,提升管出口处设置PV型旋风分离器用于气固分离。

流化风由罗茨鼓风机1提供,经稳压罐2、分配器3分为三路,第一路作为提升风进入预提升段5

和提升管6中;第二路进入汽提器9作为汽提气;第三路进入伴床13作为流化风。催化剂颗粒由伴床13经斜管进入提升管6后,在气相的携带下经提升管6进入出口快速分离器12,绝大部分催化剂颗粒被分离后进入沉降段10和汽提器9中,小部分未被捕集的颗粒则进入旋风分离器11中,经由料腿返回汽提器9,再通过斜管回到伴床13,完成整个循环过程。不过,为了考察在不同操作条件下内构件汽提效率的“上限”,实验中必须保持汽提器中的颗粒藏量不变进行操作;因此暂未开启颗粒循环^[27]。即本文实验中的汽提器是在颗粒循环流率为零的条件下操作,属于深层鼓泡-湍动流化床。

需要说明的是,由于本文实验时采用空气作为汽提介质,为严谨起见,下文将“汽提”写作“气提”。

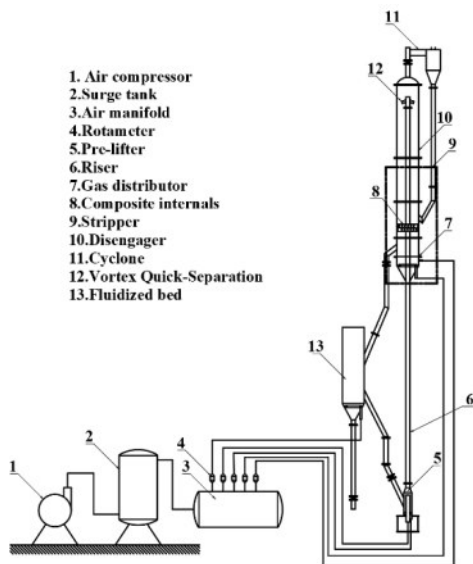


图1 实验装置示意图

Fig.1 Schematic diagram of experimental setup

注:1-罗茨鼓风机;2-稳压罐;3-气体分配器;4-转子流量计;5-预提升段;6-提升管;7-气体分布板;8-新型格栅内构件;9-气提器;10-沉降段;11-旋风分离器;12-出口快分;13-伴床

1—air compressor; 2—surge tank; 3—air manifold; 4—rotameter; 5—pre-lifter; 6—riser; 7—gas distributor; 8—composite internals; 9—stripper; 10—disengager; 11—cyclone; 12—vortex quick-separation; 13—fluidized bed

1.2 狭长开孔格栅内构件

上文所述的狭长开孔格栅内构件和安装方式如图2所示。格栅内构件由一系列等宽度、平行设置的导流挡板组成,格栅开孔面积比(ϕ_p)46%。本文实验中,将对向放置的两层格栅内构件安装在图1所示的气提器部分。

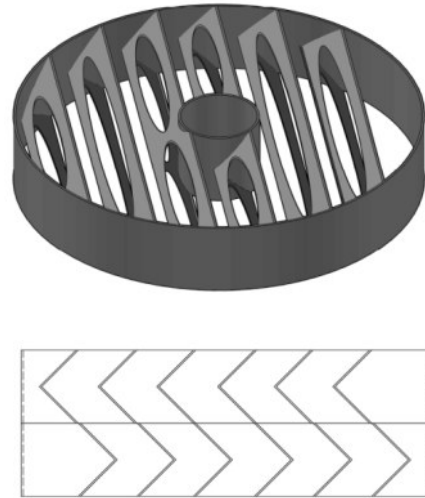


图2 狭长开孔格栅内构件和安装方式简图

Fig.2 Schematic diagram of internal components and installation method of narrow-slit opening grid internals

1.3 实验介质

实验中流化风(气提气)由罗茨鼓风机提供;在气提器中的表观气速范围 $0.046\sim 0.229\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ 。固体颗粒则有两种,一种是FCC平衡剂(即“常规颗粒”)。另一种则是“细粉物料”。两种颗粒的主要物性如表1所示。通过向FCC平衡剂中掺混不同比例的细粉物料的方法调整FCC平衡剂中的细粉含量,混合颗粒的粒径分布如图3所示。

表1 实验颗粒的主要物性参数

Table 1 Main Physical Property Parameters of Experimental Particles

颗粒	中位粒径/ (μm)	堆积密度 (kg/m^3)	$\rho_p/(\text{kg}/\text{m}^3)$	堆积固含率
细粉物料	17	738	1170	0.63
常规颗粒	69	950	1840	0.52

1.4 测量方法

1.4.1 局部固含率和气泡尺寸/频率的测量 气提器内气泡尺寸/频率以及颗粒浓度(局部固含率)的分布直接反映了气固两相的局部接触状况,本文采用中国科学院过程工程研究所的PV-6M反射型颗粒密度/速度两用测量仪^[28]考察上述参数。

在气固密相流场中,光纤探头(OFP)采集到的典型电压信号如图4所示。当气泡流经探头末端时,由于气相对光的反射较弱,电压下降;待气泡离开后,探头末端重新浸入颗粒浓集的乳化相,电压随即恢复至较高水平。本文采用Yao等^[29,30]提出的

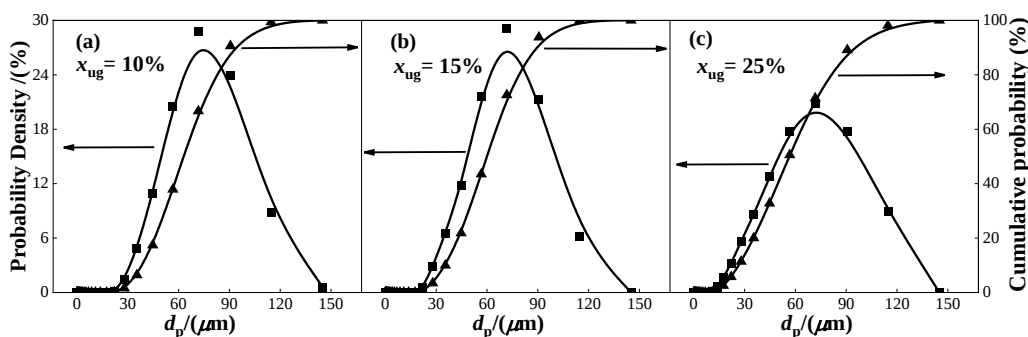


图3 混合颗粒的粒径分布

Fig.3 Particle size distribution of mixed particles

注:(a) $x_{ug}=10\%$ (b) $x_{ug}=15\%$ (c) $x_{ug}=25\%$

临界电压阈值 $U_c=3.6V$ (对应空隙率 0.31) 作为气泡相与乳化相的区分标准。基于该设定阈值, 可获得单个气泡穿过两束光纤的时间间隔 (以单个气泡通过探针时固含率最低值 (电压值) 对应的时间为基准, 记为 $\tau_{d,i}$) 及通过单束光纤的时间 (以单个气泡通过探针时电压值与阈值的交点对应的时间为基准, 记为 $\tau_{b,i}$)。进而通过统计采样时长 (t_s) 内的气泡数量 (n_b), 即可根据式 (1) 计算出局部气泡频率 f_b 。

$$f_b = \frac{n_b}{t_s} \quad (1)$$

根据单个气泡穿过两束光纤的时间 $\tau_{d,i}$ 以及两束光纤间距 L , 可计算气泡速度 u_i , 如式 (2) 所示。

$$u_i = \frac{L}{\tau_{d,i}} \quad (2)$$

再基于气泡完全穿过单个光纤的时间 $\tau_{b,i}$ 以及气泡速度 u_i 计算得到气泡尺寸 $D_{b,i}$, 如式 (3)。

$$D_{b,i} = u_i \cdot \tau_{b,i} \quad (3)$$

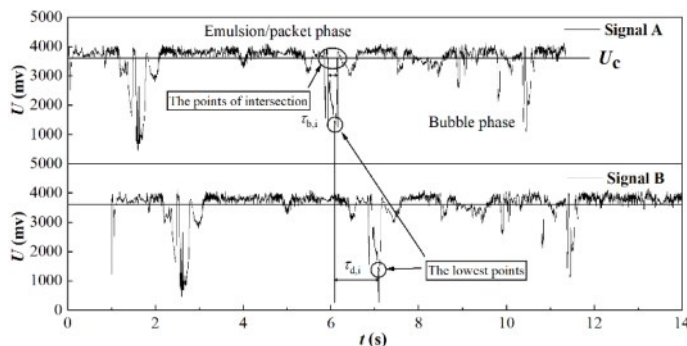


图4 密相床中典型PV6M 光纤信号

Fig.4 Typical PV6M optical fiber signal in dense phase bed

1.4.2 气泡参数及固含率测点布置 为研究内构件流化床 (气提器) 的气固两相流化特性, 在气提段内构件上、下方的多个截面布置测点。以内构件安装的下截面位置为基准 (记为 H_0)。光纤测点共布置在 6 个截面 (如图 5 所示), 其位置分别为 $H-H_0=410、300、-120、-330、-420、-510\text{mm}$ 。在每个截面上, 沿径向方向均匀布置 6 个测点, 从中心到边壁无量纲径向位置依次为 $r/R=0.31、0.45、0.59、0.72、0.86、1.0$ 。

1.4.3 气提效率测量方法 本文采用 ATD600-SH-B-He 型氩气分析仪测量气提器的气提效率^[31]。该仪器主要由热导检测器和气体采样泵组成。在图 5 中的进气口处连续注入示踪氩气, 进而在出气口处

采集示踪气体。测量此二位置的氩气浓度, 则可得气提效率, 如式 (4) 所示。

$$\eta = (1 - \frac{\varphi_{out}}{\varphi_{in}}) \times 100\% \quad (4)$$

式中, φ_{out} 为测点采集的氩气体积浓度, %; φ_{in} 为进气口处截面氩气体积浓度, %。

2 实验结果与讨论

2.1 固含率、气泡尺寸、气泡频率的分布

为了方便对比气泡频率、气泡尺寸和固含率在任一截面上沿径向的相对变化关系, 本文将这三个参数进行了归一化处理, 以反映在同一截面上, 各个参数相对变化以及相互影响的程度。即将在某

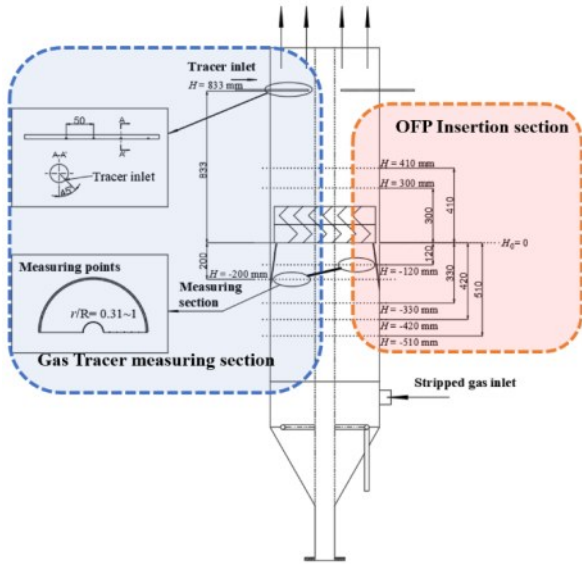


图5 测点布置图

Fig.5 Layout of measuring sections

一点处实测得到的某参数值与该点所在截面该参数的最大值作比得到。例如,在轴向高度 $H=j$ 截面、径向位置 i 处,某参数 x 的归一化值如式(5)所示。

$$N_h(x_i)_{H=j} = \frac{x_i}{\text{Max}(x_i)_{H=j}} \quad (5)$$

其中: $\text{Max}(x_i)_{H=j}$ 表示在高度 $H=j$ 截面、所有径向位置中该参数 x 的实测最大值。

图6为气提器内催化剂细粉比例为25%时,不同风速、不同高度处归一化气泡频率、气泡尺寸及固含率的径向分布。根据三个参数的分布特点,本文将图6分为三个部分(I、II、III),区域/操作域I(绿色区域)为低风速区,II(紫色区域)为较高风速、低位置区,区域III(橙色区域)则为较高风速的高位置区。

(1) 固含率的径向分布

区域/操作域I内,在较低截面($H \leq -120\text{mm}$)处,固含率沿径向呈现先减后增的变化趋势,最低值主要集中在 $r/R=0.59 \sim 0.72$ 区域。而在格栅以上截面($H \geq 300\text{mm}$),固含率沿径向的变化趋势转变为沿径向递增。这是由于气相受到格栅挡板的导向作用,向床层中心聚集,将固相“挤”向边壁^[16]。

区域/操作域II涵盖了风速范围 $u_g=0.085 \sim 0.229\text{m/s}$ 、轴向高度 $H=-520 \sim -120\text{mm}$ 的区域/操作域。在此区域/操作域内,固含率沿径向也呈先减后增的趋势,局部最低值出现在环形区域的中间($r/R=0.59 \sim 0.86$),而内、外两侧近边壁处固含率较高。

事实上,这种固含率沿径向先减后增、局部最

低值出现在环形区域中间的特点是由该区域的气速分布决定的。在环形管内,若对于单相流体来说,局部最高值应出现在 $r/R=0.6$ 附近(基于外环直径580、内环直径108计算得到)。在本文所考察的两相体系中,局部最高值位置虽与单相流体存在差异,但气速高/低的区域颗粒浓度低/高,却是气固两相体系的原生特点(近自由床状态)。因此,固含率在环形空间内沿径向呈现先减后增的形态可以作为判断内构件的影响尚未产生(内构件上游)或已经结束(内构件下游)的依据。

区域/操作域III内固含率的分布较为复杂,一种是在高气速 $u_g=0.169 \sim 0.229\text{m/s}$, $H=300 \sim 410\text{mm}$ 的区域/操作域内,固含率分布再次呈现先减后增、局部最低值位置出现在 $r/R=0.59 \sim 0.86$ 之间的特点。根据上文分析,可以判断在这些区域/操作域内,上游内构件的影响已经消失。另一种则是在中等气速 $u_g=0.085 \sim 0.127\text{m/s}$ 、 $H=300 \sim 410\text{mm}$ 以及中、高气速($u_g=0.085 \sim 0.229\text{m/s}$)的 $H=-120\text{mm}$ 位置,固含率则呈现“沿径向略增”或“介于沿径向递增和先减后增的中间状态”(例如 $u_g=0.085\text{m/s}$ 、 $H=300\text{mm}$)。结合前文分析可知,这是格栅挡板导向作用依然存在的体现。

这也说明,在高气速条件下($u_g=0.169 \sim 0.229\text{m/s}$),固含率沿径向的变化历经“先减后增-递增-先减后增”的过程,对应了“近自由床区-格栅强化区-近自由床区”的完整演化过程,此时两相作用较强。而中等气速条件下的两相流场发展相对较慢,即使在 $H=410\text{mm}$ 位置,格栅的强化作用仍未完全消失。

(2) 气泡频率的径向分布

和固含率分布趋势相反,气泡频率在床层中沿径向的分布形态也可分为两种:沿径向先增后减和沿径向递减。两个特点值得注意,一是外壁区域气泡频率较低,说明边壁效应抑制了高频气泡的产生。二是在紧邻格栅内构件的上下两个截面,气泡频率分布的径向梯度很小,内构件的分布作用较为明显。

在区域/操作域I和II内,气泡频率沿径向的分布和固含率呈现相反的趋势。例如 $u_g=0.042\text{m/s}$, $H=-330\text{mm}$ 区域,气泡频率在此处沿径向方向先增后减而固含率的变化则是先减后增,曲线拐点位置也基本相同。气泡频率和固含率这种近似“同步反向”的变化说明,在该区域/操作域内,气泡频率对两相流场的形态影响很大,应是一个主导因素。在区

域/操作域Ⅲ中,同一气速条件下,沿轴向方向,气泡频率沿径向的分布由先增后减—但整体较均匀,局部最大值和局部最小值最多相差48%,进而转变为由内向外递减——此时内外边壁之间的差值较大,最大为93%。在高气速 $u_g=0.169\sim 0.229\text{m/s}$, $H=300\sim 410\text{mm}$ 的区域/操作域内,除了靠近内侧壁面的区域($r/R=0.31$),气泡频率的变化趋势与固含率也是“同步反向”变化;即在大部分区域内,气泡频率仍是流场形态的一个主控因素。不过,在中等气速 $u_g=0.085\sim 0.127\text{m/s}$ 、 $H=300\sim 410\text{mm}$ 以及中、高气速($u_g=0.085\sim 0.229\text{m/s}$)的 $H=-120\text{mm}$ 区域,气泡频率与固含率变化趋势的相关性并不明显。

(3) 气泡尺寸的径向分布

气泡尺寸沿径向的分布也分为两种:沿径向先增后减和由内向外递增。

区域/操作域Ⅰ内,除了紧邻格栅的下游截面 $H=300\text{mm}$ 外,气泡尺寸沿径向的分布形态与气泡频率相近,但是局部最高值的位置并不相同,即二者沿径向的变化存在“相位差”。

在区域/操作域Ⅱ内,气泡尺寸沿径向的分布均呈现先增后减的趋势,在内、外两个壁面处数值较低;且与气泡频率/固含率的变化近似相同/相反。这说明,与气泡频率相同,气泡尺寸是该区域/操作域两相流场形态的另一个主控因素,但考虑到局部极值点位置的对应情况,该区域内气泡频率的影响相对更大。

在区域/操作域Ⅲ中,气泡尺寸的径向梯度变化由较低区域的先增后减转变为较高位置的由内向外递增的形态。在紧邻格栅内构件的上游截面 $H=-120\text{mm}$,气泡尺寸沿径向的差异最小。可见内构件对上游的影响主要体现在其明显改变了气泡频率和尺寸沿截面分布的均匀程度;但其对紧邻格栅的下游 $H=300\text{mm}$ 处气泡尺寸的径向梯度影响不大。在高气速 $u_g=0.169\sim 0.229\text{m/s}$, $H=300\sim 410\text{mm}$ 的区域/操作域内,气泡频率、气泡尺寸以及固含率沿径向变化特点的相关性并不明显。而在中等气速 $u_g=0.085\sim 0.127\text{m/s}$ 的 $H=300\sim 410\text{mm}$ 以及中、高气速($u_g=0.085\sim 0.229\text{m/s}$)的 $H=-120\text{mm}$ 区域,除了内、外边壁附近,气泡尺寸与固含率沿径向的分布呈反向变化。这说明在该区域/操作域,气泡尺寸对两相流场形态的贡献更大。

由前文分析可得,在典型汽提操作气速条件^[32]下($u_g=0.169\sim 0.229\text{m/s}$),固含率的变化历经“近自由

床区—格栅强化区—近自由床区”的演化过程,同时对应了“气泡频率控制(气泡尺寸控制作用相对较弱)—气泡尺寸控制—气泡尺寸和气泡频率共同控制(气泡频率为主)”的完整过程,该条件下两相作用较强。当气速低于典型汽提操作气速条件时($u_g=0.042\sim 0.127\text{m/s}$),两相流场发展较慢,即使在本实验中内构件下游最远处的 $H=410\text{mm}$ 位置,格栅带来的影响仍然未消失,这种现象和下文中低细粉比例($x_{ug}=15\%$ 、 10%)流化床中出现的现象类似。表明添加格栅内构件对低气速和低细粉比例的床层强化作用更为显著。

图7是细粉比例在15%时,在不同截面处上述三个归一化参数的径向分布。

(1) 固含率的径向分布

区域/操作域Ⅰ中,在 $H=-520\sim -330\text{mm}$ 处,固含率沿径向呈先减后增的趋势,最低值出现在 $r/R=0.72$ 附近。而在 $H=-120\sim 410\text{mm}$ 处,固含率则是沿径向递增。

区域/操作域Ⅱ中,在所有气速范围内($0.085\sim 0.229\text{m/s}$),轴向高度 $H=-520\sim -330\text{mm}$ 处的固含率沿径向先减后增,且内边壁处($r/R=0.31$)的固含率数值始终低于外边壁($r/R=1$)处,而最低值出现在无量纲径向位置 $0.45\sim 0.72$ 附近。如上文所述,此时床层内两相尚未受到下游格栅的影响,呈现出环形截面自由床的原生特点。

区域/操作域Ⅲ则包括中、高气速($u_g=0.085\sim 0.229\text{m/s}$)条件下、 $H=-120\text{mm}$ 以上各截面,该区域/操作域内固含率沿径向的变化表现为由床层中心向近外壁递增。如前文分析,此区域内格栅的影响始终存在。

与25%细粉比例的高气速工况($u_g=0.169\sim 0.229\text{m/s}$)历经“近自由床区—格栅强化区—近自由床区”的完整演化过程不同,当细粉比例为15%时,两相流场发展较慢。固含率径向分布仅由“先减后增”转化为“沿径向递增”,这意味着两相流场发展尚未再次进入“近自由床区”的阶段。不过可以预计的是,在 $H=410\text{mm}$ 下游截面,固含率应再次出现“先减后增”的形态。换句话说,低细粉比例条件下,两相作用相对较弱,实现“近自由床区—格栅强化区—近自由床区”完整的演化过程需要更长的距离。

(2) 气泡频率的径向分布

在紧邻格栅内构件的下游 $H=300\text{mm}$ 处,气泡频

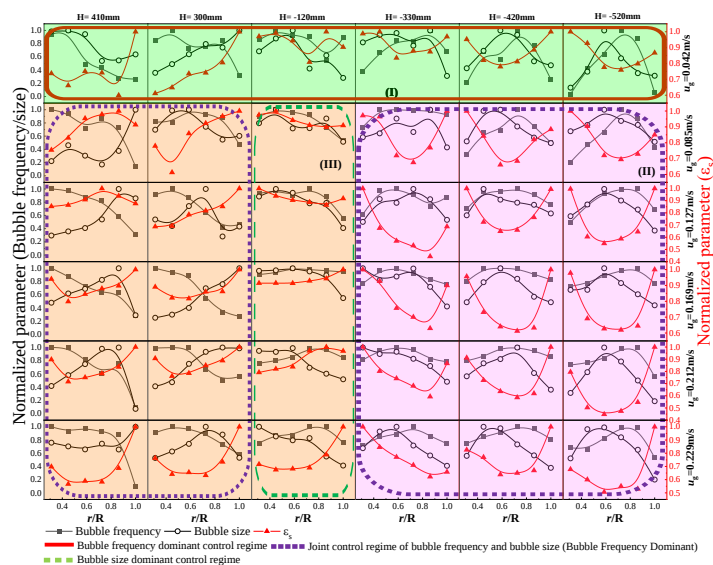


图6 不同气速与轴向高度下归一化气泡频率、气泡尺寸及固含率的径向分布($x_{ug}=25\%$)

Fig.6 Radial distributions of three normalized parameters(bubble frequency,bubble size and solid holdup)under different gas velocities and axial heights($x_{ug}=25\%$)

率径向梯度是各截面中最小的,内构件的分布作用较为明显。不过,与细粉比例25%的工况相比,上游 $H=-120\text{mm}$ 处气泡频率径向分布的均匀程度却未见改善,说明细粉含量的降低,内构件对整个流场的影响程度减小。

在区域/操作域I中,除了 $H=300\text{mm}$ 截面,气泡频率与固含率沿径向的变化也是“同步反向”。即从下到上,气泡频率沿径向由先增后减逐渐变化为沿径向递减。而在区域/操作域II中,气泡频率较高(低)处固含率较低(高)。气泡频率最高值与固含率的最低值出现的位置基本相同(仅在个别位置并非严格一致,如 $u_g=0.169\text{m/s}$, $H=-520\text{mm}$),呈现沿径向先增后减的形态。而在区域/操作域III内,除了紧邻格栅的下游截面 $H=300\text{mm}$ 处,气泡频率与固含率的变化也呈现近似“同步反向”的特点。这说明,在I、II两个区域/操作域以及III区域/操作域的绝大部分空间内,气泡频率是影响两相流场形态的一个关键因素。

(3) 气泡尺寸的径向分布

在区域/操作域I中,除了最低的 $H=-520\text{mm}$ 截面和紧邻格栅的下游 $H=300\text{mm}$ 截面,气泡尺寸和气泡频率的变化几乎“同步”,这说明,在这些区域,气泡尺寸和气泡频率均对流场的形态具有重要影响。不过,在 $H=300\text{mm}$ 截面,除了靠近内侧边壁处,固含率分布与气泡尺寸的分布几乎呈“反向同步”变化,这说明此处气泡尺寸对两相流场的形态具有重要

影响,同时也体现了上游格栅对气泡破碎、剪切作用的影响尚未消除。

在区域/操作域II中,除了最低的 $H=-520\text{mm}$ 截面,气泡尺寸沿径向的变化与其频率分布形态基本相同,而与固含率的变化近似相反。这说明气泡尺寸也是该区域/操作域两相流场形态的主控因素,不过,气泡尺寸分布曲线的极值点与固含率并不完全相同,即该区域/操作域内气泡频率的影响相对更大。

在整个区域/操作域III中(包括 $H=300\text{mm}$ 截面),除了个别工况的近内壁处(如 $u_g=0.169\text{m/s}$ 的 $H=410\text{mm}$),气泡尺寸沿径向的变化与固含率反向变化,且“同步”程度比气泡频率更明显。结合上文分析可知,此处气泡频率和气泡尺寸共同决定了流场特点,但气泡尺寸的作用更为明显。

从上文分析也可以发现,当细粉比例由25%降低至15%后,流场发展演化的“速度”有所降低,在本研究测量高度范围内,其演化过程由“近自由床区-格栅强化区-近自由床区”转变为“近自由床区-格栅强化区”,后者这种演化过程对应了“气泡频率控制(气泡尺寸控制作用相对较弱)-气泡尺寸控制-气泡尺寸和气泡频率共同控制(气泡尺寸仍占主导)”的部分过程。上述的这种转变说明相较于25%细粉比例条件下的气提器,15%细粉比例条件下的流化床两相作用较弱。

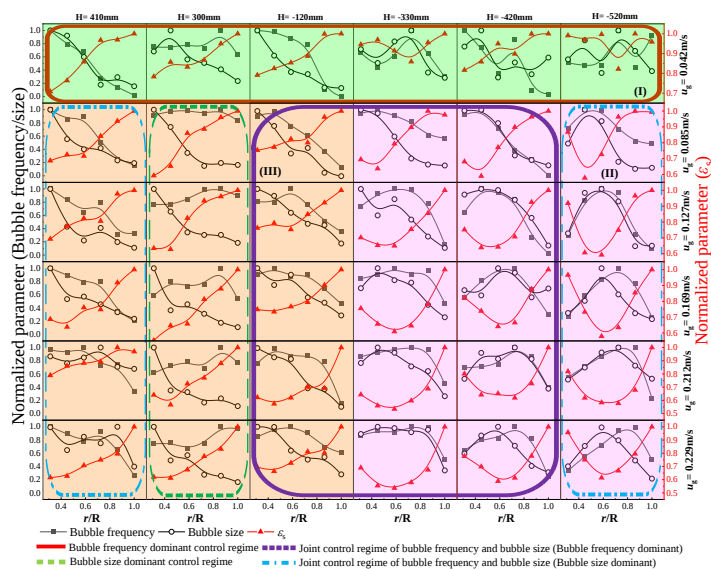


图7 不同气速与轴向高度下归一化气泡频率、气泡尺寸及固含率的径向分布($x_{ug}=15\%$)

Fig.7 Radial distributions of three normalized parameters(bubble frequency,bubble size and solid holdup)under different gas velocities and axial heights($x_{ug}=15\%$)

图8是细粉比例在10%时,固含率、气泡频率和气泡尺寸三个归一化参数沿轴向/径向的分布。

(1)固含率的径向分布

在低气速(0.042m/s)的区域/操作域I中,格栅以上截面和以下截面固含率的分布形态差别很大。在格栅以下($H=-520\sim-120\text{mm}$),固含率的分布几乎没有径向梯度;甚至没有出现上文所述的环形空间内因气速分布不均而形成的局部低颗粒浓度区域。通常,细粉在低速床中能够起到一定程度的“润滑”作用^[33,34],此时细粉含量和表观气速均较低,床层密度高,各处气相流动阻力均较大,因此固含率的径向分布较均匀^[32]。而在格栅以上截面,则出现了上述其他细粉含量工况中固含率沿径向递增的现象;这也应是格栅叶片向内导向作用的结果。

区域/操作域II中,除了少数几个操作条件/位置外(如 $u_g=0.212\text{m/s}$ 的 $H=330\text{mm}$ 截面),固含率沿径向均先减后增,最低值在无量纲径向位置0.45~0.72附近;也体现了环形截面自由床的原生特点。

区域/操作域III内固含率沿径向的变化表现为由床层中心向近外壁递增。如前文分析,此区域/操作域格栅的影响始终存在。

与15%细粉比例工况类似,当细粉比例为10%时,两相作用较弱,流场发展-演化也较慢。仅仅完成了“近自由床区-格栅强化区”两个演化过程。

(2)气泡频率的径向分布

与15%和25%细粉比例工况不同的是,在各个

操作条件下,紧邻格栅内构件的上、下游截面处($H=-120\text{mm}$ 和 $H=300\text{mm}$),气泡频率径向梯度并未呈现较为均匀的分布;即内构件的作用不如较高细粉比例时明显。

在区域/操作域I中,从下到上,气泡频率沿径向由先增后减逐渐变化为沿径向递减。且仅在格栅下游体现出与固含率“同步反向”变化的特点。换句话说,气泡频率对两相流场形态的影响需要在格栅的“辅助作用”下才能体现。

区域/操作域II中,与固含率分布类似,除了少数几个操作条件/位置外(如 $u_g=0.212\text{m/s}$ 的 $H=330\text{mm}$ 截面),气泡频率均沿径向先减后增,最高值在无量纲径向位置0.42~0.72附近;且与固含率分布曲线呈“同步反向”变化,即气泡频率对两相流场的形态起到了重要作用。

而在区域/操作域III内,几乎所有工况、所有轴向位置气泡频率与固含率的径向分布均呈“同步反向”变化。这说明此区域/操作域内气泡频率是影响两相流场形态的一个关键因素。

(3)气泡尺寸的径向分布

在区域/操作域I中,气泡尺寸和气泡频率沿径向的分布几乎“同步”。结合上文分析可知,气泡尺寸对流场形态的影响仅在格栅下游才有所体现。而在格栅上游,应是在气泡尺寸、气泡频率、颗粒相以及低气速条件的共同作用下形成了较为均匀的颗粒浓度场。

在区域/操作域Ⅱ中,气泡尺寸的径向分布呈现出与高细粉含量工况完全不同的趋势。表现为从内侧边壁径向基本不变(或略有上升)、进而在外侧边壁附近降低的特点;且与气泡频率和固含率的径向分布形态并未表现出明显的关联。结合上文频率分析可知,在该区域/操作域,应是气泡频率主导两相流场的分布。

在整个区域/操作域Ⅲ中,气泡尺寸沿径向的变化与其频率较为近似。即其与固含率也是反向变化,但“同步”程度不如气泡频率更明显。结合上文分析可知,此处气泡频率和气泡尺寸共同决定了流场特点,但气泡频率起到了主要作用。

由上文可知,并非所有操作条件下两相床层形

态的发展演化都历经“近自由床区-格栅强化区-近自由床区”的完整过程。与此相对应,也并非所有气固之间相互作用都历经了“气泡频率控制(气泡尺寸控制作用相对较弱)-气泡尺寸控制-气泡尺寸和气泡频率共同控制(气泡频率为主)”的完整过程,即流场发展的“相位”不同。细粉比例和风速越高,流场发展演化的“速度”越快,但这也造成了采用固定截面测量的方法(欧拉法)无法捕集到两相流场的全部演化过程。对于发展速度较快的工况,应在格栅上下游更接近格栅的位置分析其流场参数。而对于发展速度较慢的工况,则应该扩展测量范围,在更高的截面位置分析其两相流场形态和两相相互作用特点。

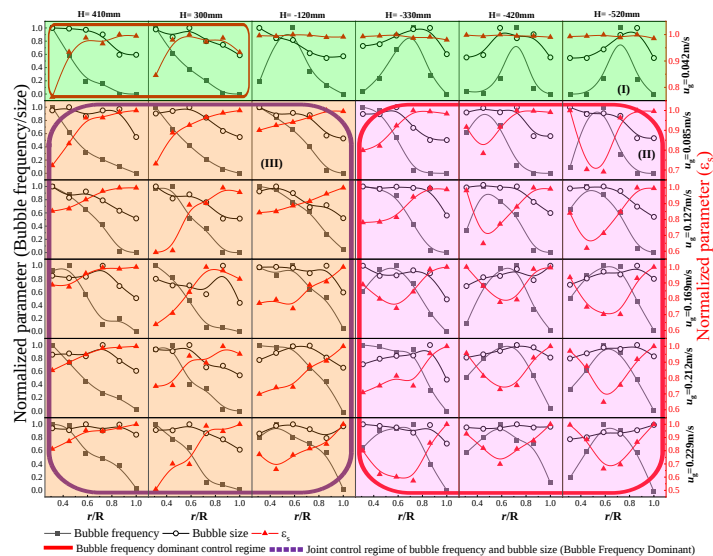


图8 不同风速与轴向高度下归一化气泡频率、气泡尺寸及固含率的径向分布($x_{ug}=10\%$)

Fig.8 Radial distributions of three normalized parameters(bubble frequency,bubble size and solid holdup)under different gas velocities and axial heights($x_{ug}=10\%$)

基于上述图6~8,以历经完整流场形态演化过程的25%细粉含量的流化床为例,可以得到气提器内的流场示意图,如图9所示。在近自由床区中,颗粒相受到边壁效应的影响聚集在气提器的内外边壁,气泡无法在边壁位置聚集,气泡主要从径向位置 $r/R=0.45\sim 0.72$ 区间内通过。在格栅影响区内,从三个参数径向分布的角度来看,格栅上下呈现出相似的分布特征,但两者呈现类似分布特征的原因却不同。对于格栅下方以及格栅所在区域,从格栅上方穿过格栅至下方的颗粒相受到格栅挡板的导向作用,如图9所示,颗粒向流化床的图中右侧移动,而气泡相则受到颗粒相压迫反而偏向流化床左侧;二者的“交叉”运动实现了气固之间的高效传质;而

对于格栅上方,反而是气泡相受到格栅挡板的导向作用,将颗粒相推向右侧——与下方相反,则三个参数径向分布形态与下方类似,如图9中格栅影响区所示。

2.2 气泡尺寸在格栅前后的变化

上文图6~8给出的是归一化固含率、气泡频率和气泡尺寸沿径向的分布;但归一化参数反映的是相对变化量,并不能验证格栅对气泡的破碎效果。图10给出了在某典型操作风速(0.169m/s)条件下,变化细粉比例(x_{ug}),经过格栅前后($H=330\text{mm}$ 和 $H=300\text{mm}$)气泡尺寸的变化。

由图可见,经过格栅前后,气泡尺寸在绝大多数区域都明显降低。但在细粉比例10%和25%时,

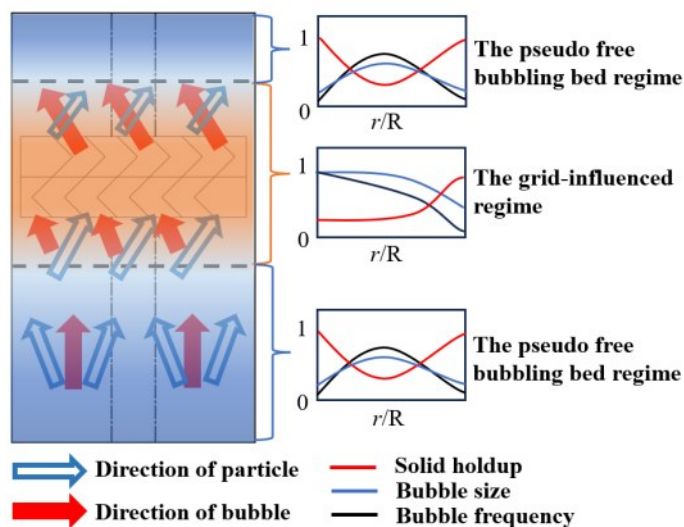


图9 气提器流场示意图

Fig.9 Schematic diagram of flow field for stripper

在外侧边壁($r/R=1$)附近气泡尺寸却比上游更大。结合前文图6和图8可知,外侧边壁附近固含率较高、气泡频率也较低;而该区域处于“气泡频率控制域”,低频气泡与浓集颗粒相互作用的结果是,气相只能以低频大尺寸气泡的形式通过。而在细粉比例15%的条件下,则是除了内侧边壁以外,整个床层截面的气泡尺寸在经过格栅之后都明显降低。结合前文图7分析,在该工况下,格栅上游流场形态为气泡频率控制,而格栅下游 $H=300\text{mm}$ 处则是气泡尺寸控制,流场形态控制因素的改变使得在该区域内能明显观察到气泡破碎的效果。

需要再次指出的是,由上文图6~8的分析可知,在不同风速、不同细粉含量的条件下,气提器内两相流场的发展演化并不同步。在本文实验范围内,仅有部分工况(高风速、高细粉含量的条件下)的流场历经了完整演化过程。因此,图9中分析格栅上、下游近似对称“一对”截面处气泡尺寸的变化并不一定与实际的气提效果相符。

2.3 气提效率与局部流场参数

上文分析了气提器内两相流场参数(固含率、气泡频率、气泡尺寸)的局部分布特性。事实上,局部流场参数的分布状况应与最终的气提效率密切相关。考虑到在上文分析中,气提器内大多数区域/操作域的两相流场形态都是由气泡频率控制,因此本文尝试将与气泡频率相关的参数和氣提效率进行关联^[16,35,36];即比较气提效率和某个与气泡频率相关的参数 x 在整个床层内的体积平均值。

参数 x 在整个床层内的体积平均值通过式(6)

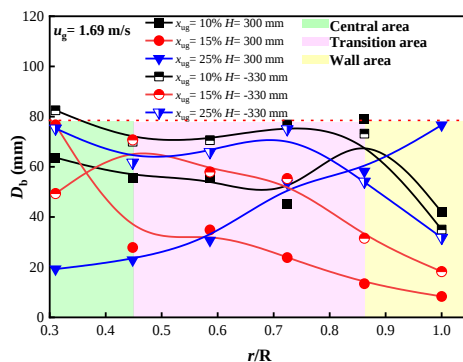


图10 格栅上下游典型截面三种细粉比例下气泡尺寸对比

Fig.10 Comparison of bubble sizes at typical upstream and downstream sections of the grid under three fine particle fractions

计算。

$$\bar{x} = \left(\iiint_V x dv \right) / v \quad (6)$$

此处 v 是床层体积。该参数并非定值,而是随操作条件(风速、细粉比例)变化。

图11(a)是在不同风速、两种细粉比例($x_{ug}=15\%$ 、 25%)工况下,床层体积平均气泡频率与气提效率的关系。由图可见,气提效率先随着风速递增,但增至某一临界风速(25%细粉比例下的 0.127m/s 和15%细粉比例下的 0.212m/s)后增幅并不明显。另外,25%细粉比例条件下的气提效率明显高于15%时的效率,二者的最高效率分别为97.0%和89.8%。这也验证了上文所说的由于流场发展演化的速度不同,用相同位置的气泡尺寸变化无法完全验证气提效果的论述。

随着气速的增加,床层平均气泡频率也是先随气速递增,达到某一气速后增幅不大,但其变化并不与效率变化完全同步(25%细粉比例对应的气速临界点是0.169m/s)。另外,鉴于上文中大多数区域/操作域两相流场由气泡频率控制,气速增加意味着单位时间内产生的气泡数量增加,也增大了气固接触的几率和面积。但在高气速条件下(气速已超过湍动点),床层密度下降,颗粒之间的空隙增大,甚至可能超过一些小尺度气泡的直径,此时继续增加气速,尽管气泡频率也随之增大,但其对气提效率的贡献有限。

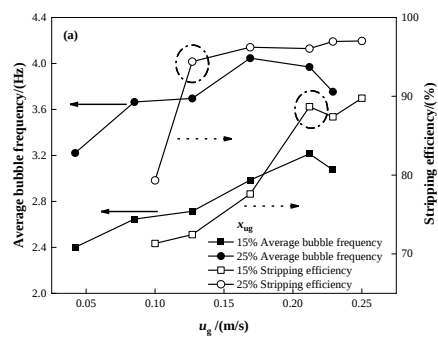
效率随气速的变化存在一个“由递增到基本不变”的临界点意味着该拐点气速即为此细粉比例条件下的最佳操作气速。超过该临界气速,则效率的提升幅度有限,继续增加气速只会增加能耗。此临界气速随细粉比例递减则说明,细粉的引入对床层内的颗粒体系起到“润滑”的作用^[33,34],有助于改善床内颗粒的流化质量,强化两相接触。由图可知,0.127~0.212m/s是该格栅气提器的最佳操作气速。如果目标是达到90%以上的气提效率:若细粉比例为25%,气速达到0.127m/s即可。若细粉比例为15%,则需要更高的气速,其值约为0.212m/s。

图11(b)为不同表观气速、不同细粉比例条件下,“床层体积平均气泡时间占比”与气提效率的关系。此处“气泡时间占比”指的是用光纤测量气泡特性时,气泡通过光纤探头所占的时间与总测量时间的比值。可见在两种细粉比例下,随着气速的增加,床层体积平均气泡时间占比和气提效率整体上都呈现先增加进而基本保持不变的趋势。

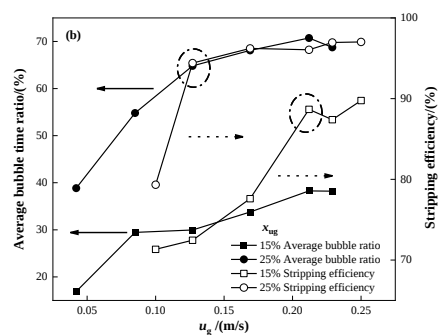
床层体积平均气泡时间占比与气提效率曲线的“同步”变化说明,在床层中,气泡所占比例的增加可以促进两相传质,提高气提效率。

另外,用气泡频率和气泡时间占比这两个流动参数与气提器的效率相关联并不完全合理。由图11(a)可知,当细粉比例分别为25%和15%时,气速分别超过0.212m/s和0.169m/s后,截面平均气泡频率随气速递减,但效率曲线却没有出现相同的趋势。而对于气泡时间占比,该参数其实也间接反映了测量过程中气泡通过光纤探头的时间和“固相时间”的比值(这里“固相时间”的数值是总测量时间-气泡通过光纤探头所占时间)。“固相时间”应包括乳化相和离散颗粒(当气速较高时)通过光纤探头所用的时间;但是用光纤测量时很难量化这两个时

间。尤其是对于床层中的一些离散颗粒,量化其时间占比难度更大。



(a) 床层平均气泡频率和气提效率对比



(b) 床层平均气泡时间占比和气提效率对比

图11 两种参数和气提效率对比

Fig.11 Comparison of Two Parameters and Air Stripping Efficiency

考虑到在气提过程中,影响气提效率最关键的因素应是床层中两相接触、混合的总体效果。因此,本文提出了“气固匹配特征指数” C_{gs} 来关联局部流动参数和气提效率。

该参数的构建过程如下。

(1)对于气泡相,引入“无量纲气泡特征体积流量” Q_b ,其定义为:

$$Q_b = K f_b \cdot D_b^3 / Q_g \quad (7)$$

式中, f_b 和 D_b 分别是在某一操作气量 Q_g 下,床层中某一位置实测得到的气泡频率和气泡尺寸。 K 为修正系数,为方便处理,此处取值为1。 $f_b \cdot D_b^3$ 反映了该处气泡体积流量的大小。则“无量纲气泡特征体积流量”的物理意义是:在床层中某一点处,单位流量气提气在单位时间内所能提供的无量纲气泡总体积。

如果将该“无量纲气泡特征体积流量”直接与在床层中各点实测得到的局部固含率作比值,虽然可以反映通过床层各点气泡和颗粒的局部体积的

匹配程度,但是考虑到在本文中该“无量纲气泡特征体积流量”的实际数值范围是10~100000,而局部固含率的数值通常不超过0.5,则该比值的数值在全部区域/操作域内相差太大,因此还需要做进一步处理。

(2)对于颗粒相,采用式(8)的方式进行归一化,即:

$$N_h(\varepsilon_{si})_{H=j} = \frac{\varepsilon_{si}}{\text{Max}(\varepsilon_{si})_{H=j}} \quad (8)$$

(3)将“无量纲气泡特征体积流量”取对数,并按照式(5)进行归一化处理;再将得到的归一化参数与式(8)得到的归一化固含率作比值,并将该比值再次取对数,可得到“气固匹配特征指数” C_{gs} ,如式(9)所示。这样就可以在数值上把床内任一点处气泡与颗粒的浓度匹配关系控制在一个合理的数值范围内。

$$C_{gs} = \ln \frac{N_h[(\ln Q_{hi})_{H=j}]}{N_h[(\varepsilon_{si})_{H=j}]} \quad (9)$$

显然,“气固匹配特征指数” C_{gs} 反映了在床内各点处气泡和颗粒在数值上的匹配程度。如果实现气泡和颗粒“完全均匀接触”——即在各点处“无量纲气泡特征体积流量”和固含率沿径向的梯度均为0,则各点处的“气固匹配特征指数”的数值也均为0。且如果该“气固匹配特征指数”大于0,则说明此处气泡“过剩”;如果“气固匹配特征指数”小于0,则此处颗粒“过剩”。

之后再将该“气固匹配特征指数”按照式(6)沿整个床层求体积平均,则得到“床层平均气固匹配特征指数”。

图12给出了由上述计算过程得到的床层平均气固匹配特征指数 $\bar{C}_{gs}$ 和气提效率随气速的变化,可见 $\bar{C}_{gs}$ 与气提效率之间具有较好的对应变化关系,与气泡频率相比,该参数可以作为局部流场参数和气提效率之间的“纽带”。通过分析床层平均气固匹配特征指数 $\bar{C}_{gs}$,可以看到以下几个关键信息。

对于气提器/汽提器来说,高效率操作区间的床层平均气固匹配特征值均大于0,这意味着实现气泡和颗粒的均匀接触并非提高气/汽提效率的最为关键的因素,而是需要实现“气泡过剩”才能够获得较高的气/汽提效率,这主要是由于两相流动参数的径向分布梯度较大且无法消除。不过需要说明的是,在工业汽提器的操作气速范围内,也不可能彻底消除气泡形成散式流化操作,而气泡尺寸过大又显然不利于汽提的效果。因此,此处“气泡过剩”和

上文中的“气泡比例”应指的是尺度较小的气泡。换句话说,既然气泡不可消除,就应该充分利用气泡;在床层内“制造”大量小气泡并且抑制其聚并,应能够在一定程度上提高汽提效率。

另外,由图12可知,15%细粉比例条件下的床层平均气固匹配特征指数明显低于25%细粉比例的工况,且其气提效率也较低,正说明低气提效率是由于低细粉比例条件下“气泡不足”造成的。因此,工业汽提器的优化,应着眼于进一步提高单位流量汽提气所能提供的气泡数量——尤其是小尺度气泡的数量。另外,结合图6~8可知,无论操作参数如何变化,气提器外侧边壁处的固含率始终较高,而气泡尺寸和气泡频率的数值则较低,这也意味着该区域“气泡相对不足”。考虑到在外侧边壁区域,单位直径所占的环形面积显著大于靠近内侧的区域。如果大量颗粒浓集在此区域且同时小尺度气泡量不足的话,汽提效果必然受到不利影响。因此,在进一步优化格栅构件时,应考虑将更多的汽提气导引至外侧边壁区域。即在低气速操作域无法彻底消除气泡、形成散式流化的情况下,应充分利用小气泡;在本文狭长开孔格栅的基础上,在边壁区域设置方向向外的规则导向格栅,将大量小气泡引导至边壁附近,如图13所示;可望取得更好的汽提效果。

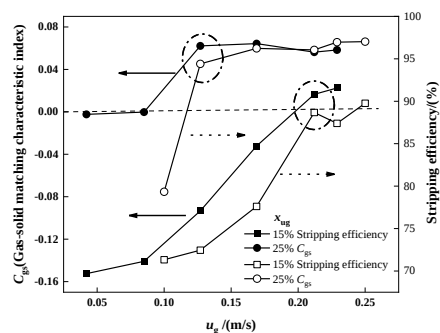


图12 床层平均气固匹配特征指数和气提效率对比

Fig.12 Comparison of average gas-solid matching characteristic index and stripping efficiency

毫无疑问,操作工况、流场形态(固含率和气相分布)等诸多因素共同影响气提效率,而如上文分析,细粉含量也是影响气提器效率的关键因素,本文在Gao等^[37]等建立的汽提效率模型的基础上,加入了细粉含量 x_{ug} 这一关键因素。

被气提介质(油气)经过气提之后的浓度变化如式(10)所示。

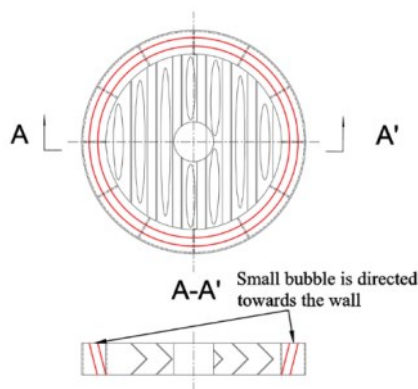


图13 添加导向挡板后的格栅结构示意图

Fig.13 Schematic diagram of grille with guide baffles added

$$\frac{d\varphi_{out}}{dt} = -K_{eff}a_{eff}(\varphi_{out} - \varphi_{in}) \quad (10)$$

其中, K_{eff} 为有效气固传质系数; a_{eff} 为有效气固接触面积; τ_s 为颗粒有效停留时间(由于本研究使用的气提器为零循环量的流化床, 故该值为常量)。

式(10)计算积分后得到:

$$\eta = 1 - \frac{\varphi_{out}}{\varphi_{in}} = 1 - \exp(-K_{eff}a_{eff}\tau_s) \quad (11)$$

传质项 $K_{eff}a_{eff}$ 可表达为以下形式:

$$K_{eff}a_{eff} = k f_b \bar{d}_b^{-b} \bar{\varepsilon}_s^{-c} \left(\frac{u_g}{u_{mf}} \right)^d x_{ug}^e \quad (12)$$

再将该传质项代入式(11), 即得到描述气提效率与流动参数之间关系的经验模型, 如式(13)所示。

$$\eta = 1 - \exp(-0.601 * \bar{f}_b^{0.012} \bar{d}_b^{-0.013} \bar{\varepsilon}_s^{-0.015} \left(\frac{u_g}{u_{mf}} \right)^{0.796} x_{ug}^{1.017}) \quad (13)$$

图14为该模型计算结果与实验结果的比较。可以看出, 各实验条件下实验值与模型预测值的吻合程度较为理想, 绝对偏差均小于8%, 其精度满足工程设计要求, 可为工程应用提供参考。

3 结论

本文通过大型冷模实验, 研究了狭长开孔格栅内构件流化床在不同细粉含量与表观气速下的气固两相流动及传质特性, 得到如下结论。

(1) 催化剂细粉比例显著影响床内流动状态。随着细粉含量的增加, 床层内两相流场演化发展的“速度”加快, 细粉比例较高时流化床内两相流态历经“近自由床区-格栅强化区-近自由床区”的完整演化过程, 气固之间相互作用则历经“气泡频率控制(气泡尺寸控制作用相对较弱)域-气泡尺寸控制域-气泡尺寸和气泡频率共同控制(气泡频率为主)

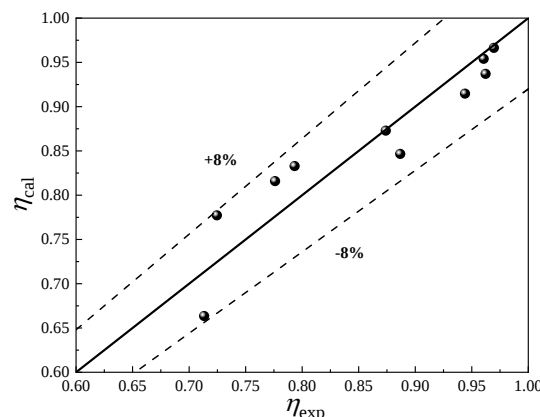


图14 汽提效率的实验值与预测值的相对误差

Fig.14 The relative error between experimental and predicted values of stripping efficiency

域”;而低细粉比例下, 床层内的流态仅历经部分发展演化过程。

(2) 汽提效率先随表观气速增加, 达到某一临界气速后变化不大, 该临界气速即为最佳操作气速, 其值约为0.127~0.212m/s, 高细粉颗粒体系甚至可在较低气速 ($u_g=0.127$ m/s) 下达到97.0% 汽提效率。

(3) 采用局部流动参数: 气泡频率、气泡时间占比与汽提效率关联, 相较于气泡频率, 气泡时间占比更能反映两相传质的效果。提出了新参数“气固匹配特征指数”, 能够较好地反映汽提效率随操作气速的变化。较佳传质效果出现在“小气泡过剩”的状态下。气速增加使汽提器进入“小气泡过剩”操作 ($\bar{C}_{gs}>0$), 汽提效率分别在细粉含量为15%和25%时提升11.1%和15.1%, 且对应的气速范围都是该细粉含量下汽提效率提升最大的区间。在工业汽提器的低操作气速条件下, 气泡不可彻底消除。结合流动参数的分布特点, 提出了进一步优化汽提器内构件的方案。

符号说明

- a_{eff} ——有效气固接触面积, m^2/m^3
- C_{gs} ——气固匹配特征指数
- D_{bi}, D_b ——气泡尺寸, mm
- f_b ——气泡频率, Hz
- H_0 ——基准面高度, mm
- H ——截面高度, mm
- K_{eff} ——有效气固传质系数, m/s
- L ——两束光纤间距, mm
- $\text{Max}(x_i)_{H_j}$ ——在高度 $H=j$ 截面、所有径向位置中该

参数 x 的实测最大值

n_b ——气泡数量,个

Q_b ——无量纲气泡特征体积流量

t_s ——气泡特性采样时长,s

u_i ——气泡速度,mm/s

u_g ——气提线速,m/s

u_{mf} ——最小流化气速,m/s,本实验中所用颗粒最小流化气速为0.045m/s

v ——床层体积,m³

x_{ug} ——细粉比例,%

ε_s ——固含率

$\tau_{b,j}$ ——单个气泡通过单束光纤的时间,s

$\tau_{d,j}$ ——单个气泡穿过两束光纤的时间间隔,s

φ_{out} ——测点采集的氩气体积浓度,%

φ_{in} ——进气口处截面氩气体积浓度,%

η ——气提效率,%

参考文献

- [1] Gao J S, Chang J, Xu C M, et al. CFD simulation of gas solid flow in FCC strippers[J]. Chemical Engineering Science, 2008, **63**(7): 1827–1841.
- [2] Bi H, Cui H P, Grace J, et al. Flooding of Gas – Solids countercurrent flow in fluidized beds[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2004, **43**(18):5611–5619.
- [3] Cui H P, Grace J, McKnight C, et al. Jet configuration for improved fluidized bed stripping[J]. Chemical Engineering Journal, 2006, **125**(1): 1–8.
- [4] 卢春喜, 范怡平, 刘梦溪, 等. 催化裂化反应系统关键装备技术研究进展[J]. 石油学报(石油加工), 2018, **34**(3): 441–454.
Lu C X, Fan Y P, Liu M X, et al. Advances in key equipment technologies of reaction system in RFCC unit[J]. Acta Petrolei Sinica (Petroleum Processing Section), 2018, **34**(3): 441–454.
- [5] Liang Y S, Zhang Y M, Lu C X. CPFD simulation on wear mechanisms in disk – donut FCC strippers[J]. Powder Technology, 2015, **279**: 269–281.
- [6] Careaga F J S, Briens C, Berruti F, et al. Agglomerate behavior in a recirculating fluidized bed with sheds: Effect of ring baffles[J]. Particuology, 2018, **38**: 143–151.
- [7] Li X Y, Lyngfelt A, Linderholm C, et al. Performance of a volatiles distributor equipped with internal baffles under different fluidization regimes[J]. Powder Technology, 2022, **409**: 117807.
- [8] Uop. FCC stripping method: US5015363[P]. 1991–05–14.
- [9] Uop. FCC catalyst stripper: US5531884A[P]. 1996–07–02.
- [10] Uop. FCC unit catalyst stripper: US5910240A[P]. 1999–06–08.
- [11] Koch–Glitsch, Inc. Apparatus for contacting of gases and solids in fluidized beds: US6224833[P]. 2001–05–01.
- [12] Uop. FCC stripper with spoke arrangement for bi-directional catalyst stripping: US5549814[P]. 1996–08–27.
- [13] Total. Process and apparatus for stripping fluidized solids and use thereof in a fluid cracking process: US5716585A[P]. 1998–02–10.
- [14] 张永民, 高文刚, 杨智君. Crosser 格栅在密相流化床反应器中的工业应用[J]. 石油炼制与化工, 2020, **51**(5): 21–25.
张永民, 高文刚, 杨智君. Crosser 格栅在密相流化床反应器中的工业应用[J]. 石油炼制与化工, 2020, **51**(5): 21–25.
- [15] Zhang Y M, Gao W G, Yang Z J. A review on industrial applications of crosser grids in dense fluidized bed reactors[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2020, **51**(5): 21–25.
- [16] 梁咏诗. 催化剂汽提器气固流动不均匀性的实验与数值模拟[D]. 北京: 中国石油大学(北京), 2017.
Liang Y S. Experimental study and numerical simulation on hydrodynamic heterogeneity in fluidized catalyst strippers[D]. Beijing: China University of Petroleum (Beijing), 2017.
- [17] Zhang Y M, Grace J R, Bi X T, et al. Effect of louver baffles on hydrodynamics and gas mixing in a fluidized bed of FCC particles[J]. Chemical Engineering Science, 2009, **64**(14): 3270–3281.
- [18] Zhao Y P, Lv M Z, Lan X Y, et al. Influence of structured packing design on gas – solid flow and bubble dynamics in fluidized bed stripper scale-up[J]. Powder Technology, 2026, **469**: 121817.
- [19] 石孝刚, 姜源, 张梦轩, 等. 开孔形式对盘环形挡板汽提器特性影响的模拟分析[J]. 化工进展, 2021, **40**(11): 5949–5960.
Shi X G, Jiang Y, Zhang M X, et al. Numerical analysis of effect of pore-opening on disc-donut baffle in stripper[J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2021, **40**(11): 5949–5960.
- [20] Peng W, Yang Q, Huang X J, et al. Properties analysis of catalyst particles during stripper distributor fault in industrial fluid catalytic cracking unit[J]. Fuel, 2025, **381**: 133279.
- [21] LaMarche C Q, Cocco R, Reddy Karri S B, et al. Experimental measurements of gas–particle flows in large-scale strippers[J]. Chemical Engineering Science, 2022, **264**: 118087.
- [22] Liu F, Li C F, Zeng X Y, et al. Study on the flow and collision characteristics of catalyst particles in FCC reactor[J]. Powder Technology, 2024, **438**: 119642.
- [23] Yu Y X, Lu F, Bai H L, et al. Effect of fines addition on heat transfer performance in gas–solid fluidized bed: an integrated experimental, simulation, and theoretical study[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, **476**: 146806.
- [24] Zhu X L, Liu Y B, Jiang X J, et al. Effects of pressure and particle size on bubble behaviors in a pseudo 2D pressured fluidized bed with Geldart A/B, B and D particles[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, **470**: 143904.
- [25] Issangya A S, Cocco R A, Reddy Karri S B, et al. Bed density and bubble void fraction variation in a fluidized bed stripper[J]. Chemical Engineering Science, 2022, **260**: 117837.
- [26] Issangya A S, Cocco R A, Chew J W. State-of-the-art review of fluidized bed stripper internals[J]. Chemical Engineering Journal, 2023, **452**: 139290.
- [27] 闫树仁, 梁咏诗, 张永民. 深层鼓泡床内偏涌现象的实验研究与数值模拟[J]. 化工学报, 2014, **65**(12): 4775–4784.
Yan S R, Liang Y S, Zhang Y M. Experimental study and numerical simulation on jet streaming in deep bubbling fluidized-bed[J]. CIESC Journal, 2014, **65**(12): 4775–4784.
- [28] 王蒙. 不同结构型式催化剂汽提器性能对比实验研究[D]. 北京: 中国石油大学(北京), 2017.
Wang M. Systematic comparison of hydrodynamics and stripping efficiency in catalyst strippers with different internals[D]. Beijing: China University of Petroleum (Beijing), 2017.
- [29] Jin W X, Huo D X, Gao J M, et al. Mixing and flow characteristics of binary particles with a significant difference in particle size in a

- coupled fluidized bed[J]. Chemical Engineering Journal, 2025, **509**: 161294.
- [30] Stefanova A, Bi H T, Lim C J, et al. Heat transfer from immersed vertical tube in a fluidized bed of group A particles near the transition to the turbulent fluidization flow regime[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2008, **51**(7/8): 2020–2028.
- [31] 王庚林, 李宁博, 李飞, 等. 以氩气为粗漏示踪气体的积累氦质谱组合检测方法[J]. 中国电子科学研究院学报, 2015, **10**(4): 436–441, 447.
- Wang G L, Li N B, Li F, et al. A method of cumulative helium gross/fine combination test by using argon as gross-leak tracer gas [J]. Journal of China Academy of Electronics and Information Technology, 2015, **10**(4): 436–441, 447.
- [32] 卢春喜, 范怡平, 王龙延, 等. 催化裂化反应系统耦合强化装备技术的开发[J]. 石油炼制与化工, 2025, **56**(5): 156–168.
- Lu C X, Fan Y P, Wang L Y, et al. Development of intensifying-coupling equipment technology for FCC reaction system[J]. Petroleum Processing and Petrochemicals, 2025, **56**(5): 156–168.
- [33] Grace J R, Sun G. Influence of particle size distribution on the performance of fluidized bed reactors[J]. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1991, **69**(5): 1126–1134.
- [34] 严超宇, 卢春喜. 气固环流燃烧器内颗粒流动行为[J]. 化工学报, 2010, **61**(6): 1357–1366.
- Yan C Y, Lu C X. Fluidization behavior in gas-solid airlift loop combustor[J]. CIESC Journal, 2010, **61**(6): 1357–1366.
- [35] Veluswamy G K, Upadhyay R K, Utikar R P, et al. Hydrodynamics of a fluid catalytic cracking stripper using γ -ray densitometry[J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2011, **50**(10): 5933–5941.
- [36] 陈政. 垂直和填料构件流化床流动及气体返混特性的实验研究[D]. 北京: 中国石油大学(北京), 2019.
- Chen Z. Experimental study on hydrodynamics and gas back-mixing characteristics of fluidized beds with vertical and packed internals[D]. Beijing: China University of Petroleum (Beijing), 2019.
- [37] Gao J S, Chang J, Lan X Y, et al. CFD modeling of mass transfer and stripping efficiency in FCCU strippers[J]. AIChE Journal, 2008, **54**(5): 1164–1177.