

一种新型入口结构的下行管的流体力学性能

朱丙田, 侯栓弟, 许克家, 张占柱, 汪燮卿

(石油化工科学研究院, 北京 100083)

摘要: 提出了一种新型下行管入口结构. 这种结构设有雾化空间, 能够提供适宜的床层密度, 剂油初始接触采用逆流、错流方式. 在下行管入口处, 颗粒浓度呈管中心高、边壁低的分布; 随着颗粒向下运动, 中心区颗粒浓度逐渐降低, 边壁区颗粒浓度升高. 在下行管完全发展段, 颗粒浓度径向分布形式不再随轴向位置发生变化.

关键词: 流态化; 下行管入口结构; 下行管反应器

中图分类号: TQ021 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2006)02-0173-05

1 前言

下行管反应器因其性能优良而被誉为“21世纪取代提升管的新技术”^[1-3], 吸引着石化行业的兴趣, 加快了国内外学者与工业界对其进行研究开发. 由于下行管催化裂化是快速连串反应, 反应时间短, 入口时间在整个反应时间中占很大比例, 已不能忽略, 这就要求所设计的入口结构能使剂油接触区固体浓度较高, 分布均匀, 保证剂油能够充分快速地均匀混合、接触, 因此研制开发下行管反应器对入口结构提出了较高的要求.

从文献^[4,5]看, 现有下行管入口结构主要为气固并流接触结构. 在这类结构中, 催化剂在到达剂油初始接触区时多为顺重力场运动, 颗粒浓度相对较低; 剂油多以并流方式接触, 或原料以一定角度喷入反应器与下落的颗粒相接触^[6]. 根据催化裂化生产过程要求, 原料油在与催化剂接触时需要充分雾化^[7], 而对喷嘴雾化性能的研究表明, 液体在离开喷嘴达到充分雾化之前存在发

展段, 因此本工作提出一种新型下行管入口结构, 保证原料油的充分雾化和高效剂油接触效率, 主要研究了此结构下行管压力及颗粒浓度的分布.

2 下行管入口结构的构成及特点

本工作提出的下行管入口结构主要由喷嘴、壳体、下行管、催化剂输送管、预提升风分布器和防焦蒸汽分布器组成, 如图1(a)所示. 壳体和下行管同心, 二者之间的空间定义为套管, 用于催化剂的提升. 雾化空间为从喷嘴出口到套管上方料面的空间, 在此料面到下行管入口水平面的空间为剂油初始接触区. 选择适当的喷嘴雾化角和安装角度以保证原料油喷到催化剂提升区的床层上, 避免原料油喷到器壁上结焦.

在这种结构中, 再生催化剂通过催化剂输送管进入套管, 在预提升风作用下被提升到剂油初始接触区, 与从喷嘴喷下的原料油相接触, 然后溢流进入下行管.

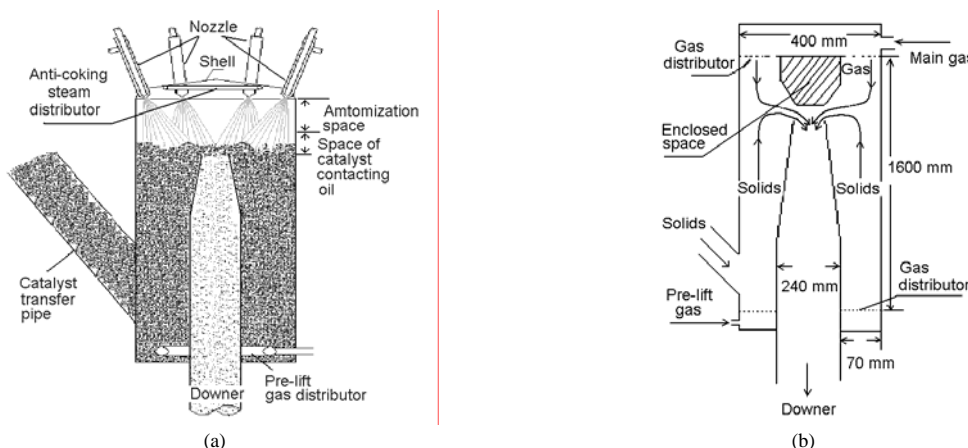


图1 下行管入口结构
Fig.1 Inlet structure of downer

收稿日期: 2005-02-26, 修回日期: 2005-07-11

作者简介: 朱丙田(1972-), 男, 山东省苍山县人, 博士, 工程师, 从事催化裂化工艺与工程的研究与开发, Tel: 010-69725150-2315, E-mail: btzhu2000@yahoo.com.cn.

这种结构设有雾化空间,保证原料油在喷嘴和雾化介质的作用下充分雾化后再与催化剂接触,避免喷嘴直接插入催化剂床层.原料油经喷嘴喷出后未充分雾化就与催化剂接触会影响剂油接触效率,进而影响原料油的气化与反应.

与传统催化裂化提升管相比,下行管中的颗粒浓度相对较低,因而下行管入口结构采取颗粒逆重力场运动到达剂油初始接触区,以此来提高剂油初始接触时的颗粒浓度.剂油初始接触时颗粒浓度可通过套管预提升风的大小来调节,相同颗粒流量时预提升风越小,剂油初始接触区颗粒浓度越高,预提升风最小要保证套管中颗粒正常流化.在原料油处理量一定的情况下,提高催化剂循环量可增加接触区颗粒浓度,但循环量的增加受装置压力平衡的限制,不能无限增加.

剂油初始接触方式采用剂油逆流、错流接触,以强化剂油相间的传热和传质.下行管入口段设计为扩径,一方面可增大剂油初始接触区的截面积,另一方面预防颗粒进入下行管时贴壁流动.

3 实验装置与实验方法

为便于冷态研究这种结构中的流体流动情况,入口简化为如图1(b)所示的结构,空气代替原料油,气体分布板代替喷嘴.固体颗粒采取催化裂化平衡剂,颗粒密度 1300 kg/m^3 ,堆积密度 700 kg/m^3 ,平均粒径 $70\text{ }\mu\text{m}$.

图2为冷态实验装置图.该装置主要由两套提升管和一套下行管,以及加料罐、旋风分离器等构成.下行管和提升管均由有机玻璃制成,提升管I内径 240 mm ,高 13 m ;提升管II内径 200 mm ,高 6 m ;下行管内径 240 mm ,高 4 m .

压力通过压力传感器测量,气体流量通过转子流量

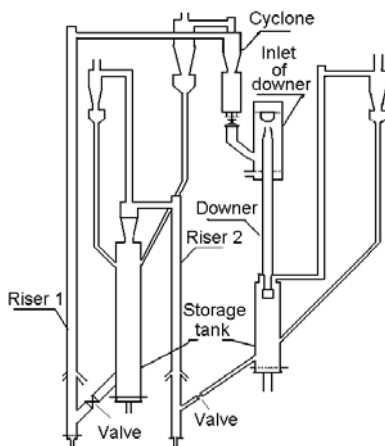


图2 实验装置图

Fig.2 Schematic diagram of experimental apparatus

计量,固体循环量通过标定提升管I充分发展段的压降和颗粒循环量之间的对应关系确定,颗粒浓度采用中国科学院过程工程研究所研制的PC-4光导纤维空隙率测量仪测量.

在常温常压下测量了反应器压力及颗粒浓度.下行管表观气速为 $3.7, 5.3, 6.9\text{ m/s}$,颗粒循环量为 $33.2, 77.1, 107.3\text{ kg/(m}^2\cdot\text{s)}$,套管表观预提升风风速为 0.46 m/s .

4 结果与讨论

4.1 气固初始接触时床层密度

通过套管中固相上升区最上一段 200 mm 高度内的压降来估算气固初始接触时的床层密度.在实验条件下约为 $200\sim 300\text{ kg/m}^3$,而对于常规依靠重力作用的固体催化剂分布系统,催化剂自由下落,到达剂油初始接触区的床层密度仅为 50 kg/m^3 .

4.2 下行管轴向压力分布

图3为下行管轴向压力分布,横坐标的零点为下行管入口水平面对应的高度.由图可以看出,下行管轴向压力分布可分为三部分,在第一部分,压力迅速降低;在第二、三部分,压力沿轴向逐渐增加,但第三部分压力增加的幅度降低,这与气固并流接触结构时下行管压力沿轴向分布的形式一致^[8].

在下行管中气固并流沿重力场向下运动,气体无需悬浮颗粒,颗粒沿重力场方向加速运动的动力来源于重力和气固两相间曳力,所以下行管压力变化幅度比提升管小.

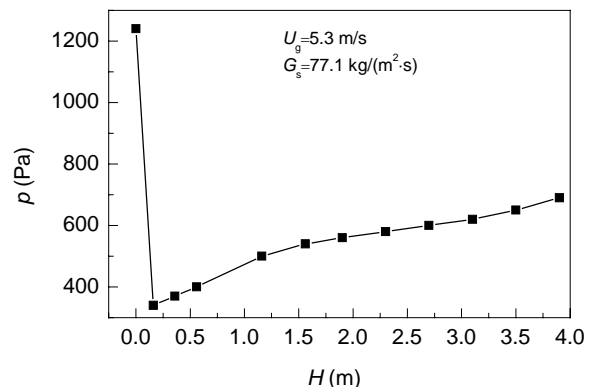


图3 下行管压力轴向分布

Fig.3 Axial pressure distribution in downer

4.3 下行管颗粒浓度分布

图4为下行管不同轴向位置处颗粒浓度的径向分布.在入口处颗粒浓度为中心高、边壁低的抛物线分布,这表明本工作设计的入口结构可以预防颗粒进入下行管时贴壁流动.随着距下行管入口轴向位置的增加,颗

粒逐渐向边壁方向扩散，中心区颗粒浓度逐渐降低，边壁区颗粒浓度逐渐升高。在距下行管入口 $H=0.96\text{ m}$ 处颗粒浓度径向分布已均匀，并且随着轴向距离的增加，下行管颗粒浓度径向分布形式不再发生变化。在轴向高度 $H=1.84\sim 3.04\text{ m}$ 处，颗粒浓度径向分布沿轴向几乎没有变化，这表明此阶段已是完全发展段。在这一阶段，

当 $r/R < 0.8$ 时，颗粒浓度在径向上几乎为一定值，靠近边壁处颗粒浓度相对较高，边壁区颗粒浓度与中心区颗粒浓度比值约为 3，远小于提升管管内边壁浓度与中心浓度的比值 $10^{[9]}$ ，这说明下行管颗粒分布比提升管要均匀得多。下行管完全发展段颗粒浓度中心区均匀、边壁区高的分布形式与其他下行管中的结果相似^[10]。

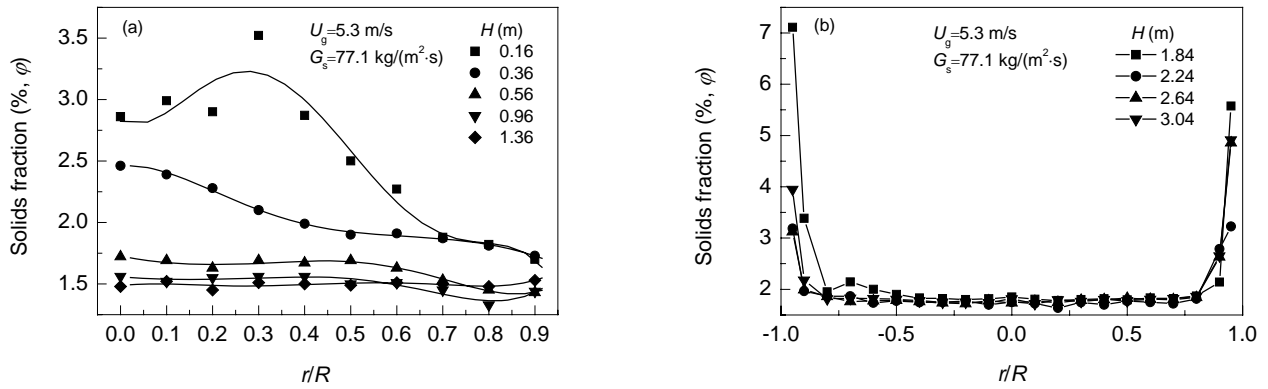


图 4 下行管颗粒浓度的径向分布
Fig.4 Radial solids concentration distribution

图 5 为下行管颗粒平均浓度沿轴向分布，可以看出，随着轴向位置的增加，颗粒平均浓度逐渐减小，达到完全发展段后不再发生变化。

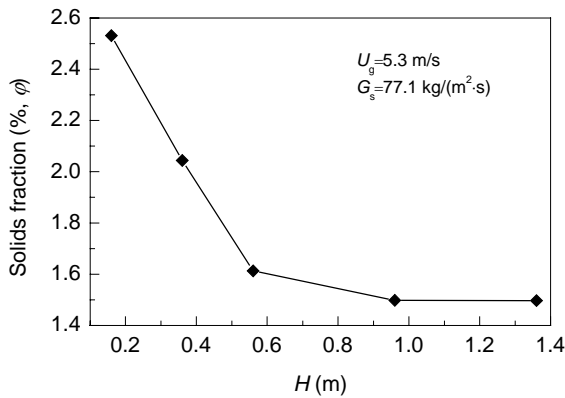


图 5 下行管颗粒平均浓度的轴向分布
Fig.5 Axial profile of average solids concentration

图 6 为表观气速对下行管颗粒浓度的影响，可以看出，颗粒循环量相同时，表观气速越大，颗粒浓度越小；表观气速越小，下行管入口处颗粒浓度径向分布越趋于均匀，完全发展段边壁区颗粒浓度变化梯度越大。

图 7 为颗粒循环量对下行管颗粒浓度的影响，可以看出，表观气速相同时，颗粒循环量越大，颗粒浓度越大；颗粒循环量越小，下行管入口处颗粒浓度径向分布越均匀，完全发展段边壁区颗粒浓度变化梯度越小，颗粒浓度径向分布越均匀。

当颗粒循环量和表观气速发生变化时，下行管颗粒浓度径向分布依然是在入口处，颗粒浓度呈中心高边壁低的抛物线分布；随着轴向位置的增加，颗粒逐渐向边壁扩散；至完全发展段，下行管颗粒浓度在中心区较均匀，在边壁区较高(图 6, 7)。

由于在下行管中气固流体沿重力场运动，在完全发展段，颗粒速度大于气速，因此与提升管完全发展段颗粒浓度相比，在相同颗粒流量下，下行管完全发展段的颗粒浓度相对较低，这会导致某些特定催化反应程度不够。由图 6, 7 可知，可通过增加颗粒循环量和降低表观气速来提高下行管中颗粒浓度，但颗粒循环量的增加受装置限制，不能无限增加；降低表观气速意味着原料处理能力下降，在实际应用中二者要协调考虑。

从文献[4]可知，在下行管完全发展段，在径向 $r/R=0.85\sim 0.95$ 之间，颗粒浓度出现最大值，而文献[10]的浓度峰值出现在 $r/R=0.96\sim 0.97$ 处。为了考察本实验所用下行管边壁处的浓度分布情况，在边壁处增加径向测量点，结果如图 8 所示，颗粒浓度最大值出现在 $r/R=0.95\sim 1.0$ 之间。颗粒浓度峰值出现位置与文献不同，原因可能在于本实验采用的下行管内径为 240 mm，文献[4]下行管内径为 140 mm，文献[10]为 418 mm，此外采用的操作条件也不相同。这也说明下行管管径的变化不会影响下行管完全发展段颗粒浓度的径向分布形式，只影响边壁区颗粒浓度峰值的位置。

在气固两相流中，颗粒浓度是一个非常关键的参

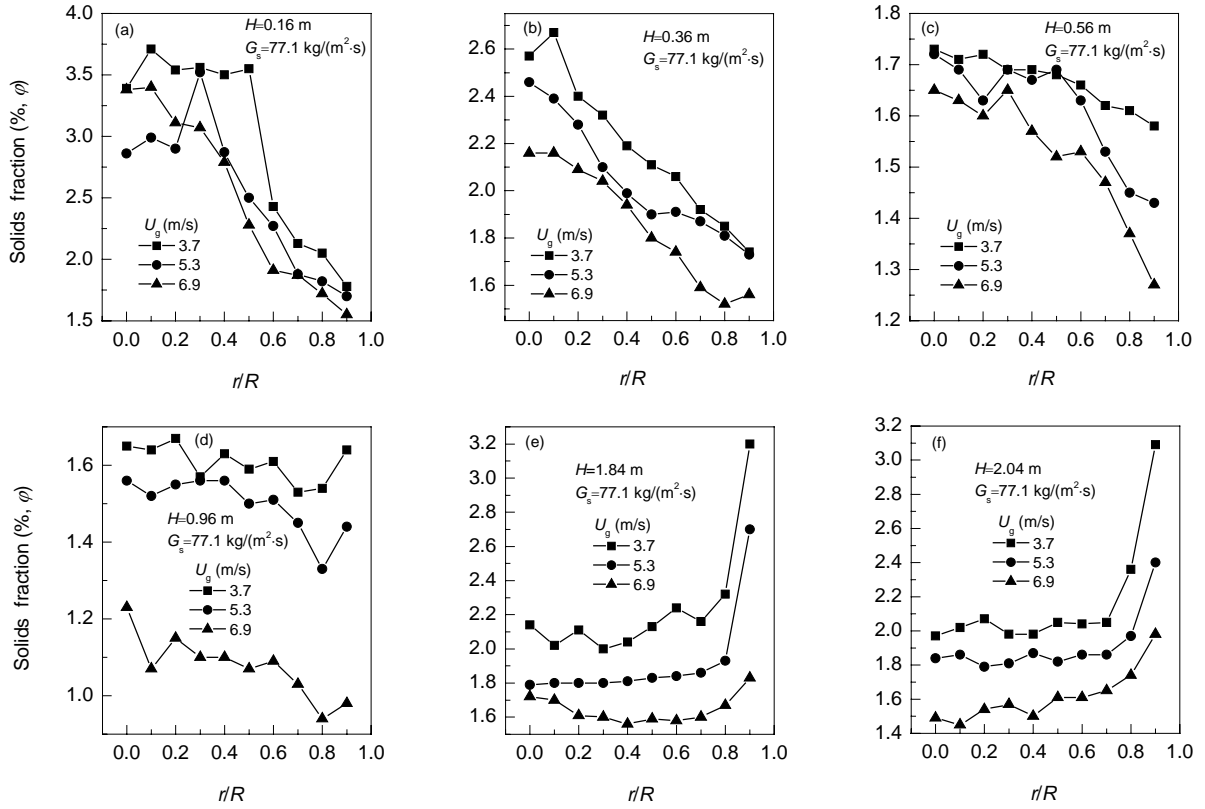


图6 表观气速对下行管颗粒浓度的影响

Fig.6 Effect of superficial gas velocity on solids concentration distribution

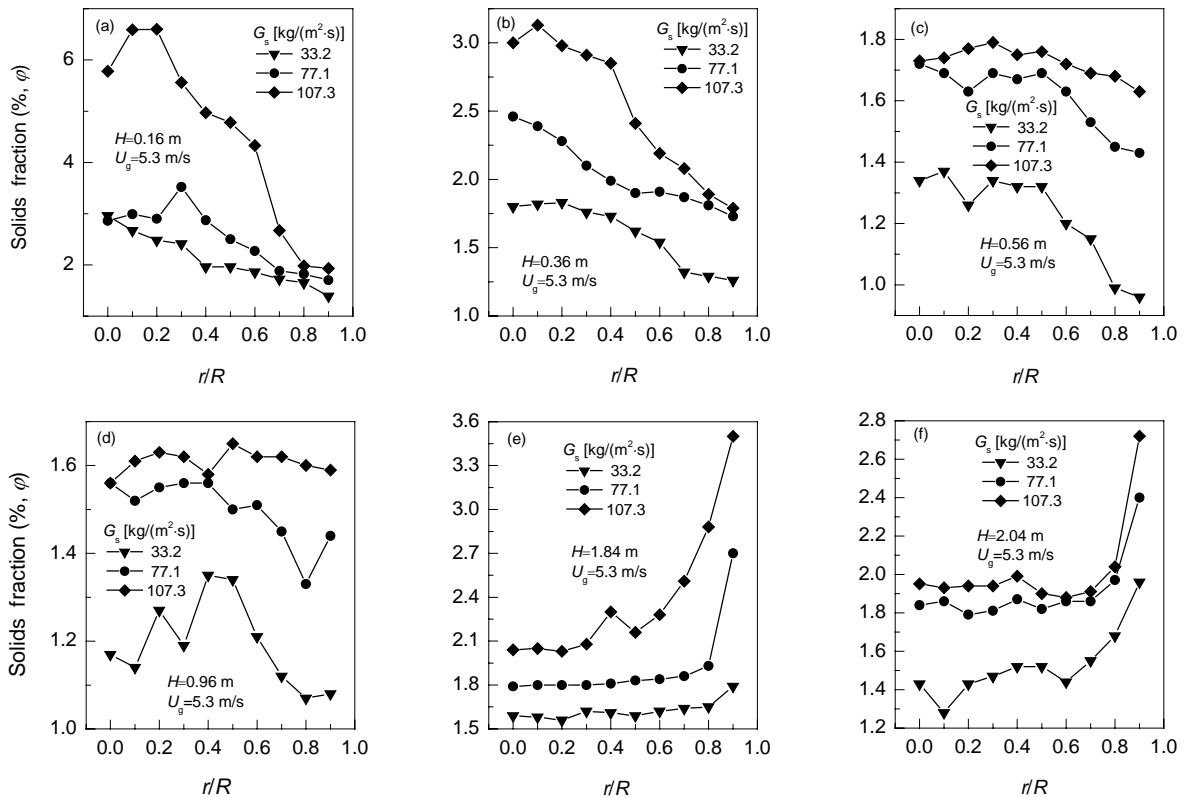


图7 颗粒循环量对下行管颗粒浓度的影响

Fig.7 Effect of solids flux on solids concentration distribution

数,其变化直接影响颗粒的碰撞行为及颗粒对湍流特性的影响,另一方面边壁也影响颗粒碰撞行为.颗粒浓度在下行管径向的分布反映了操作参数对流体的影

响.在下行管边壁区域颗粒浓度呈浓环分布.在相同条件下,颗粒循环量越小,表观气速越大,浓环越接近边壁,如图 8 所示.

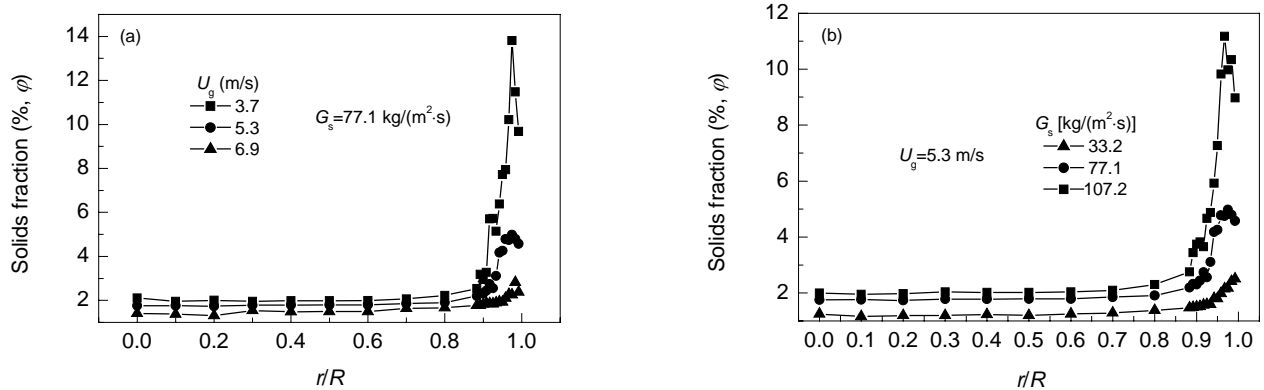


图 8 下行管管壁区域颗粒浓度分布

Fig.8 Profiles of radial solids concentration near the downer wall

5 结论

提出了一种新型下行管入口结构,这种结构能够提高接触区颗粒浓度,强化了剂油初始接触.在下行管入口处,颗粒浓度呈管中心高、边壁低的分布;在径向上,随着颗粒向下运动,中心区颗粒浓度逐渐降低,边壁区颗粒浓度升高.在下行管完全发展段,颗粒浓度径向分布形式不再随轴向位置发生变化.

符号表:

G_s	固体循环量 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$]	H	距下行管入口的距离 (m)
r/R	无因次径向距离	U_g	下行管表观气速 (m/s)

参考文献:

- [1] 周如金, 魏飞. 超短接触反应器基础研究与展望 [J]. 石化技术, 2000, 7(2): 109–111.
- [2] 胡永琪, 金涌. 高速流态化技术在 21 世纪的工程应用前景 [J]. 化工进展, 1998, 1(1): 12–17.
- [3] 祝京旭, 魏飞, 杨勇林. 气固下行流化床反应器(I):下行管反应器

的发展及应用 [J]. 化学工程与工艺, 1996, 12(2): 214–224.

- [4] Zhu J X, Yu Z Q, Jin R, et al. Cocurrent Downflow Circulating Fluidized Bed (Downer) Reactors—A State of the Art Review [J]. Can. J. Chem. Eng., 1995, 73: 662–677.
- [5] 杨艳辉, 邓任生, 魏飞, 等. 气固并流下行床反应器入口结构研究现状与展望 [J]. 过程工程学报, 2001, 1(1): 106–112.
- [6] Wilson K H, Waldir P M, Jose G F R, et al. Multifunctional Entry Method and Device for Downward Flow Tube Reactor [P]. US Pat.: 20030194360A1, 2003–10–16.
- [7] 陈俊武, 曹汉昌. 催化裂化工艺与工程 [M]. 北京: 中国石化出版社, 1995. 850–851.
- [8] Johnston P M, Lasa H I, Zhu J X. Axial Flow Structure in the Entrance Region of a Downer Fluidized Bed Effects of the Distributor Design [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54: 2161–2173.
- [9] 郑茂军. 抗滑落提升管反应器的开发及其流体力学特性的研究 [D]. 北京: 石油化工科学研究院, 1999. 58–61.
- [10] Zhang M H, Qian Z, Yu H, et al. The Near Wall Dense Ring in a Large-scale Down-flow Circulating Fluidized Bed [J]. Chem. Eng. J., 2003, 92: 161–167.

Hydrodynamics of Downer Reactor with a New Inlet Structure

ZHU Bing-tian, HOU Shuan-di, XU Ke-jia, ZHANG Zhan-zhu, WANG Xie-qing

(Research Institute of Petroleum Processing, Beijing 100083, China)

Abstract: A new type of inlet structure of downer reactor was contrived, which included the atomization space of feed oil that enhanced distribution of oil spray to improve oil/catalyst contact efficiency. This inlet structure could provide suitable catalyst concentration to ensure effective oil/catalyst contact and enhance reaction rate. Feed oil contacted catalyst by countercurrent and cross-flow, which would enhance heat and mass transfer between oil and catalyst. It is found that at the inlet section of the downer, solids concentration radial profile is parabolic. As it flows downwards, solids concentration gradually diffuses towards the wall until fully-developed flow section forms. At fully-developed flow section, solids concentration is higher near the wall than that at the center area in the downer.

Key words: fluidization; inlet structure; downer reactor