

高密度循环流化床研究现状及展望

陈恒志, 李洪钟

(中国科学院过程工程研究所多相反应开放实验室, 北京 100080)

摘要: 对高密度循环流化床的研究现状进行了综述, 并与低密度循环流化床进行了比较, 分析了研究高密度循环流化床, 特别是高密度下行床的重要意义, 提出了开展高密度循环流化床研究所面临的一些重要问题。

关键词: 高密度循环流化床; 流体动力学; 综述; 展望

中图分类号: TQ051.1⁺3 **文献标识码:** A **文章编号:** 1009-606X(2002)02-0186-07

1 前言

循环流化床(circulating fluidized bed, CFB)通过近几十年来的深入研究, 正逐渐被广泛地运用到化工、能源、材料等领域^[1,2]。高密度循环流化床(high-density circulating fluidized bed, HDCFB), 由于其较高的颗粒含量, 容易达到很高的反应效率, 同时由于其具有的高气固通量、颗粒的循环操作方式和优良的传热性能, 使得这一类反应器特别适宜于以中间产物为目的产品、要求高转化率和具有高选择性的强放热氧化和还原反应过程^[3]。

2 高密度循环流化床的定义

有关高密度循环流化床(HDCFB)的概念, 最先由 BI 等^[4]在 1993 年提出, 以前的研究没有明确此概念。BI 等发现大多数学者在研究循环流化床时, 都是在较低的颗粒循环速率[小于 200 kg/(m²·s)]下进行的, 而在工业上被大规模应用的提升管反应器, 其固体颗粒循环速率在 400~900 kg/(m²·s), 因而有必要提高固体颗粒循环速率以适应工业操作的需要。虽然 BI 等提出了 HDCFB 的概念, 但没有一个高密度循环流化床与低密度流化床(LDCFB)的界限, 再加上密相流(dense phase flow)与 HDCFB 之间的关系, 因而有关 HDCFB 的概念比较混乱。Grace 等^[5]在 1999 年提出了用流化床单位截面固体流率及床内颗粒体积分数来定义高密度流化床(HDCFB), 即:

- (1) 单位床层截面的固体颗粒流率 G_s 大于 200 kg/(m²·s);
- (2) 固体颗粒浓度(1- ϵ), 即固体颗粒在床内的体积分数大于 0.1。

3 HDCFB 与 LDCFB 的比较

对 CFB 的研究最初基本上都是集中在 LDCFB 上, ZHU 等^[6]认为是由于 CFB 最先用于一些气固反应如煤的燃烧、铁矿石的还原等, 在这些领域对颗粒浓度要求不高, 如 CFB 锅炉, 其固体流率在 10~100 kg/(m²·s), 颗粒浓度小于 1%; 随着 CFB 被用于气固催化反应, 如催化裂化、丁烷直接氧化制顺酐, 它们要求有较高的颗粒浓度, 固体流率在 400~1000 kg/(m²·s), 颗粒浓度在 10%左右, 这就需要高密度循环流化床才能满足需要。表 1 总结了一些文献报道的高密度操作(主要按 Grace 的定义)。

表 1 有关高密度循环流化床的文献报道

Table 1 Papers about high-density circulating fluidized beds

Author	Riser size (dia.×height) (mm×m)	Particles	$U_{g,max}$ (m/s)	$G_{s,max}$ [kg/(m ² ·s)]	Riser or downer	Ref.
Arena (1988)	41×6.4	Fine sand	7	600	Riser	[7]
Dry (1989)	90×7.2	Catalyst	5	220	Riser	[8]
Galtier (1989)	310×17	FCC	20	400	Riser	[9]
Ambler (1990)	50×3	Sand	7.1	305	Riser	[10]
Patience (1991)	82.8×5	Sand	8	240	Riser	[11]
Arena (1991)	400×10.5	Fine sand	6	260	Riser	[12]
Martin (1992)	190×11.7	FCC	6	250	Riser	[13]
Wei (1994)	186×9	FCC	8	180	Riser	[14]
Lu (1994)	186×8	FCC	10.1	230	Riser	[15]
Wei (1995)	186×8	FCC	8.5	450	Riser	[16]
Issangya (1996)	76.2×6.1	FCC	8	323	Riser	[17]
Wei (1996)	186×8	FCC	8.9	185	Riser	[18]
Bai (1997)	76×6.1	FCC	8	420	Riser	[19]
Issangya (1998)	76×6.1	FCC	7	325	Riser	[20]
Wei (1998)	186×8	FCC	6.2	200	Riser	[21]
Issangya (1999)	76.2×6.1	FCC	8	350	Riser	[22]
Liu (1999)	76×5.6	FCC	7	480	Riser	[23]
Grassler (1999)	190×15	Glass beads	8	600	Riser	[24]
Reddy Karri (1999)	300×13	FCC	18.3	586	Riser	[25]
Malcus (2000)	140×7	FCC	4.7	302	Riser	[26]
Issangya (2000)	76×6	FCC	8	425	Riser	[27]
Parssinen (2001)	76×10	FCC	8	550	Riser	[28]
Liu (2001)	25×5	FCC, Glass beads	7.8	1500	Downer	[29]

HDCFB 与 LDCFB 在反应器的结构、进料装置、床内气固流动规律等方面都有很大的差别, Grace 等^[5]进行了比较研究, 得出以下结论:

- (1) 在 HDCFB 中, 靠近管壁附近没有下落的颗粒, 而在稀相的快速流化床这一现象非常明显.
- (2) 虽然在近壁处没有下落的颗粒, 但径向颗粒浓度梯度仍然存在, 近壁处较中心部分高; 浓相也没有出现聚团.
- (3) 由(1)得知, 颗粒的分级减少, 气体和固体都更接近平推流.
- (4) 在 HDCFB 中轴向固体浓度更趋于平缓, 固体的体积分数大约在 0.1~0.25 之间.
- (5) 高密度流化床与低密度流化床在统计学、压力的混沌性质以及局部空隙率都有比较大的差异.

4 高密度循环流化床设备

BI 等^[4]认为在设备方面有 3 个重要的因素影响高密度操作, 即: 立管结构、固体颗粒的排料及控制装置、整个系统的固体颗粒容量. 他们设计了一套高密度提升管循环流化床, 如图 1 所示, 该装置有两个提升管, 为了保证第一提升管有足够的颗粒循环量, 第二提升管($\phi 102$ mm)比第一提升管直径($\phi 76$ mm)大一些. 同时为了有足够的静压头, 回料用的直管比第一提升管高许多. Issangya 等利用上述装置, 对高密度提升管进行了详细的实验研究^[17,20,22]. 对于高密度的下行装置, LIU 等^[29]设计了如图 2 所示的实验装置,

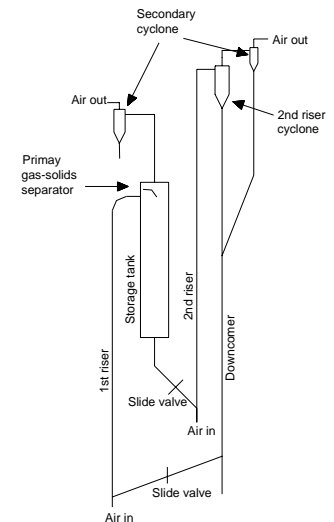


图 1 高密度提升管循环流化床^[4]
Fig.1 Schematic diagram of high-density riser

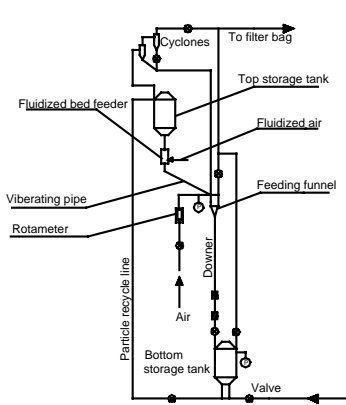


图 2 高密度下行床循环流化床^[29]
Fig.2 Schematic diagram of high-density downer

该套装置虽然能达到高的固体颗粒循环量,最大达 $1500 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, 床内截面固体颗粒分率能达 0.15, 但是, 该装置所用的下行床直径太小, 为 25 mm, 壁面对气固流动影响较大, 难以展开深入的研究. 因而, 怎样在较大直径的下行床中达到高的固体颗粒通量以及保持床内较高的颗粒含量, 这一问题尚未得到解决.

魏飞等^[3]进行了高密度上行床内构件的研究. 他们采用的是钝体式构件, 底部为抛物线型, 上段为圆柱型. 钝体的加入改善了径向颗粒浓度和速度的不均匀分布, 加强了边壁区和中心区颗粒的相互作用. 但加入钝体后, 床内压降增大, 提升管底部颗粒浓度降低. 研究既能均布颗粒又对床内气固流动影响小的内构件, 是值得关注的问题.

总之, 有关高密度循环流化床设备方面的问题很多, 研究这方面的问题也是很有意义的.

5 气固并流上行的高密度循环流化床

5.1 颗粒局部质量流率及浓度分布的研究

陆坊斌^[15], Issangya^[20], Reddy^[25]都对高密度循环流化床局部颗粒质量流率进行了研究. 他们认为颗粒质量流率在径向存在一个较大的梯度. Issangya^[20]的研究表明, 在较高的颗粒质量流率下, 在颗粒的边壁没有下落的颗粒, 因而认为环-核模型对于 HDCFB 不太适用, 如图 3 所示.

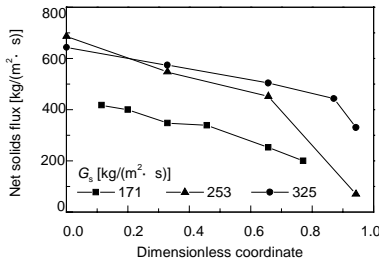


图 3 局部质量流率沿径向的分布^[20]
Fig.3 Distribution of local solids flux

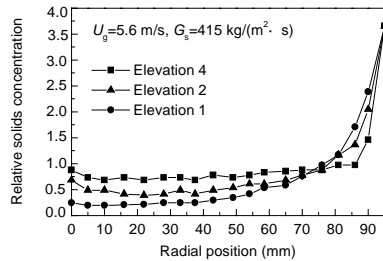


图 4 颗粒浓度沿径向的分布^[24]
Fig.4 Distribution of solids holdup

Issangya^[17], WEI 等^[21], Grassler 等^[24]研究了高浓度循环流化床内颗粒浓度的分布. Grassler 等^[24]认为提升管内径向浓度的分布仍呈环-核结构, 虽然在壁面附近浓度有所下降, 但仍比中心区域的浓度高, 如图 4 所示.

5.2 高密度循环流化床的模型预测

有关循环流化床的模型很多, Kuipers^[30]进行了总结, Matsen^[32]和 Gupta 等^[31]总结了有关高密度上行床的一些实验数据, 获得了经验关联式.

Matsen^[32]研究了 12 个上行床的高质量流率运行状况, 最大气体速度达 15 m/s, 最大的颗粒流率为 $1305 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$. 在上述范围内建立了预测流化床内颗粒密度 ρ 的关联式:

$$\left[U_s + 1.2 \left(\frac{G_s}{\rho_{mf}} + U - U_{mf} \right) \right] \left(1 - \frac{\rho}{\rho_{mf}} \right) = U - U_{mf} \quad (1)$$

Gupta 等^[31]收集了一些高密度操作的实验数据,从流区中不同操作区域的情况进行分析比较,关联了各流区转变速度,从浓相输送(dense phase conveying, DPC)到快速流化床(fast fluidization, FF)的临界转变速度为

$$Re_{U_{ff}} = 12.55 N_{Gst}^{0.55} Ar^{0.36} = 12.55 \left(\frac{G_s}{V_t \rho_p} \right)^{0.55} Ar^{0.36} \tag{2}$$

从快速床(FF)到充气输送(pneumatic transport, PTR)的临界转变速度为

$$Re_{U_{ff}} = 11.83 N_{Gtr}^{0.37} Ar^{0.46} = 11.83 \left(\frac{G_s}{V_t \rho_p} \right)^{0.37} Ar^{0.46} \tag{3}$$

其中 DPC 的区域为: $G_s > 100 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$, $\varepsilon_p > 0.15$, 颗粒在整个床层截面向上运动; FF 的区域为: $0.02 < \varepsilon_p < 0.15$, 颗粒在中心区向上、环隙区向下运动; PTR 的区域为: $\varepsilon_p < 0.02$, 颗粒在整个床层截面向上运动. 由于上述关联式都是经验式,在实验范围内预测效果比较好,目前还未见有关高密度循环流化床理论模型的研究报道.

6 气固并流向下的高密度循环流化床

下行床由于气固停留时间短、气固径向分布均匀、返混小等优点,而被誉为可取代提升管及管式裂解炉的 21 世纪换代新技术^[33],因而引起人们极大的关注. 清华大学流态化小组^[34-37]、加拿大 Western Ontario 大学^[38-41]以及德国的 Erlangen-Nuremberg 大学^[42-44]都对下行床内气固流动规律、分布板的影响、气固混合行为以及对下行床的模拟等进行了大量的研究工作. 令人遗憾的是上述工作都是在低密度下进行的,忽略了高密度下行床的研究. 目前,仅有 LIU 等^[29]研究了高浓度的下行床,在较小的下行管(直径为 25 mm,长为 5 m)中通过提高进料量达到下行床内高密度操作,其在充分发展区颗粒含率与固体加料速率及表观气体速度之间的关系如图 5 和 6 所示. 关于高密度下行床的气固流动结构、空隙率沿轴向及径向的分布、下行气体的流动规律等都还未研究.

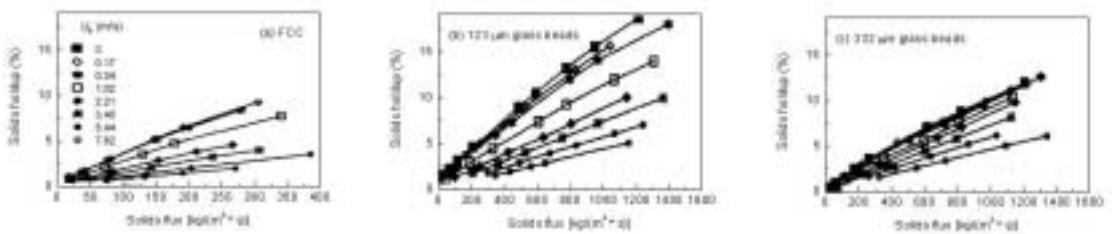


图 5 颗粒流率对颗粒含率的影响^[29]

Fig.5 Solids holdup as a function of solids flux

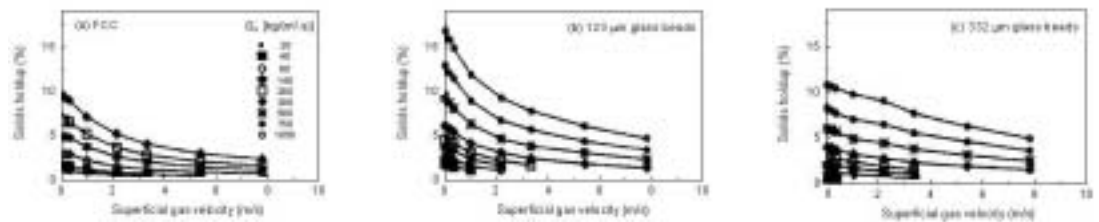


图 6 表观气速对颗粒含率的影响^[29]

Fig.6 Solids holdup as a function of superficial gas velocity

7 高密度流化床研究的重要意义

相对于 LDCFB 的研究, HDCFB 的研究远不够充分,但是,开展对 HDCFB 的研究,不论在理论上还是实际应用上都具有十分重要的意义。

(1) 高密度循环流化床及低密度循环流化床都属循环流化床的范畴,它们既相互关联又各具特点,只有既掌握了高密度又掌握了低密度循环流化床内气固流动规律,才能更全面更深刻地理解循环流化床。

(2) 研究 HDCFB 有助于设计和操作循环床反应器,提高反应器的能力,扩展循环流化床的应用范围,得到更多所需的产品。

(3) 对于那些需要高的固/气比的催化反应,高的固体流率以及床内较高的颗粒浓度是必需的。例如渣油的催化裂化就要求有较高的剂/油比,乙烯氧化制环氧乙烷固/气比为 31,顺酐的生产颗粒浓度远比催化裂化的要高^[4]。

(4) 开展高密度气固并流下行床的研究,能推动下行床的应用。下行床被誉为可取代提升管及管式裂解炉的 21 世纪换代新技术。然而祁春明等^[36]的研究表明,提升管在恒速段颗粒浓度是下行管的 2.5~4 倍,而下行床内气体停留时间更短,因此要想开发下行床作为催化裂化反应器,如果使用与提升管相似的催化剂,那么下行床内的颗粒浓度应比提升管高,而目前对下行床的研究都集中在低密度的情况,在充分发展区,床层颗粒浓度在 1%左右,因此研究高密度的下行床气固流动规律可以加速下行床在工业上的应用。

8 高密度循环流化床研究的展望

(1) 高浓度下行床增浓理论和技术的研究。由于下行床上浓下稀,单靠提高固体颗粒截面流率很可能使床层出现噎塞状态。目前有关下行床增浓的理论及成功的实践还未见报道,这直接导致了高密度下行床的研究无法继续展开,因此这是首先需要解决的关键问题。

(2) 气体脉动的深入研究。在 HDCFB 中,颗粒对气体的作用增强,固体颗粒流率对气体脉动的影响与 LDCFB 有很大的差别,特别是对于气固并流向下逆压力梯度流动。下行的固体颗粒对气体产生压缩效应将引发脉动现象,有关这方面的研究目前还是一片空白,而对这一现象的深入研究对于掌握 HDCFB 内气固流动规律是十分关键的。

(3) 气固两相流动模型。目前有关 CFB 的流动模型大多针对低浓度循环流化床或者仅在较低的浓度下验证模型,而 HDCFB 中固体颗粒之间的相互作用以及固体颗粒与壁面的作用都与 LDCFB 大不相同。

(4) 循环流化床进出口结构的研究。流化床的进出口结构对于床内气固流动结构有较大的影响;而对于 HDCFB,进出口结构影响更大,甚至成为能否达到高浓度操作的决定性因素,但在这方面的研究报道很少。

(5) 高密度循环流化床传热及传质的研究。传热的研究对于反应器的设计具有重要意义,研究传热面附近气固流动是很必要的。Grassler 等^[24]的研究认为,在 HDCFB 中,如果仅用环-核模型来研究传热,可能会出问题。

(6) 高密度循环流化床在石化工业中具有广泛前景。如在炼油工业中的 FCC 工艺,由于原料油日趋重质化,催化剂上积炭增加,再生段燃烧时放热量增大,要求作为热介质的催化剂循环量要大,才能保持整个系统的热平衡^[45]。

符号表：

Ar	Archimedes 准数 [$Ar=\rho_g(\rho_p-\rho_g)gd_p^3/\mu_g^2$]	U_{mf}	最小流化速度 (m/s)
Fr_t	Froude 准数 [$Fr_t=V/(g\cdot D)^{0.5}$]	U_s	气栓相对于悬浮相速度 (m/s)
G_s	固体颗粒质量流率 [kg/(m ² ·s)]	V_p	颗粒速度 (m/s)
N_{Gst}	终端质量准数 [$N_{Gst}=G_s/(V_d\rho_p)$]	V_t	颗粒的终端速度 (m/s)
Re_p	颗粒 Reynolds 准数 ($Re_p=\rho_g U_0 d_p/\mu_g$)	ε	空隙率
$Re_{U_{tr}}$	转变为快速床时的 Reynolds 准数 ($Re_{U_{tr}}=\rho_g U_{tr} d_p/\mu_g$)	ε_p	颗粒的体积分数
$Re_{U_{tr}}$	转变充气输送床时的 Reynolds 准数 ($Re_{U_{tr}}=\rho_g U_{tr} d_p/\mu_g$)	ρ	流化床内颗粒密度 (kg/m ³)
U	气体速度 (m/s)	ρ_p	颗粒密度 (kg/m ³)
U_0	表观气体速度 (m/s)	ρ_{mf}	最小流化状态下颗粒密度 (kg/m ³)

参考文献：

- [1] Mori S. Development of New Fluidization Technologies for Energy Conversion and Environmental Processes [A]. Fan L S, Knowlton T M. Fluidization IX [C]. New York: Engineering Foundation, 1998. 45–52.
- [2] Reh L. Challenges of Circulating Fluid-bed Reactors in Energy and Raw Materials Industries [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54: 5359–5368.
- [3] 魏飞, 杨艳辉, 金涌. 内构件对于高密度提升管流体学行为的影响 [J]. 化工学报, 2000, 51(6): 806–809.
- [4] BI H T, ZHU J X. Static Instability Analysis of Circulating Fluidized Beds and Concept of High-density Risers [J]. AIChE J., 1993, 39: 1272–1280.
- [5] Grace J R, Issangya A S, Bai D. Situating the High-density Circulating Fluidized Bed [J]. AIChE J., 1999, 45(10): 2108–2116.
- [6] ZHU J X, BI H T. Distinction Between Low Density and High Density Circulating Fluidized Beds [J]. Can. J. Chem. Eng., 1995, 73: 644–649.
- [7] Arena U, Comomaro A, Massimilla I. The Hydrodynamic Behavior of Two Circulating Bed Units of Different Sizes [A]. Basu P, Large J F. Circulating Fluidized Bed Technology II [C]. Toronto: Pergamon Press, 1988. 223–230.
- [8] Dry R J, White C C. Gas Residence Time Characteristic in a High Velocity Circulating Fluidized Bed of FCC Catalyst [J]. Powder Technology, 1989, 58: 17–25.
- [9] Galtier P A, Pontier R T. Near Full-scale Cold Flow Model for the R2R Catalytic Cracking Process [A]. Grace J R, Shemilt L W, Bergougrou M A. Fluidization VI [C]. New York: Engineering Foundation, 1989. 17–24.
- [10] Ambler P A, Milne B S, Berruti F. Residence Time Distribution of Solids in a Circulating Fluidized Beds: Experimental and Modeling Studies [J]. Chem. Eng. Sci., 1990, 45: 2179–2186.
- [11] Patience G S, Chouki J. Solid Residence Time Distribution in CFB Reactors [A]. Basuand P, Horio M, Hasatami M. Circulating Fluidized Bed Technology III [C]. Oxford: Pergamon Press, 1991. 599–604.
- [12] Arena U, Malandrino A, Massimilla L. Flow Structure in the Riser of Laboratory and Pilot CFB Units [A]. Basuand P, Horio M, Hasatami M. Circulating Fluidized Bed Technology III [C]. Oxford: Pergamon Press, 1991. 137–144.
- [13] Martin M P, Tulier P. Gas and Solid Behavior in Cracking Circulating Fluidized Beds [J]. Powder Technology, 1992, 70: 249–258.
- [14] 魏飞, 杨国强, 金涌. 高密度循环流化床中气固两相流动结构的一维成像分析 [J]. 化工学报, 1994, 45(5): 523–530.
- [15] 陆坊斌. 高密度循环流化床局部颗粒浓度质量流率及速度分布的研究 [D]. 北京: 清华大学, 1994. 28–35.
- [16] WEI F, YANG G Q, JIN Y. The Characteristic of Cluster in a High Density Circulating Fluidized Beds [J]. Can. J. Chem. Eng., 1995, 73: 650–655.
- [17] Issangya A S, BAI D, BI H T. Axial Solids Holdup Profiles in a High-density Circulating Fluidized Bed Riser [A]. Kuauk M, LI J H. Circulating Fluidized Bed Technology V [C]. Beijing: Science Press, 1996. 60–65.
- [18] 魏飞, 陆坊斌, 金涌. 高密度循环流化床中局部颗粒质量流率及操作域的划分 [J]. 化工学报, 1996, 47(3): 346–351.
- [19] BAI D, Issangya A S, ZHU J X. Analysis of the Overall Pressure Balance Around a High Density Circulating Fluidized Bed [J]. Ing. Eng. Res., 1997, 36: 3898–3903.
- [20] Issangya A S, BAI D, Grace J R. Solids Flux Profiles in a High Density Circulating Fluidized Riser [A]. Fan L S, Knowlton T M. Fluidization IX [C]. New York: Engineering Foundation, 1998. 197–204.
- [21] WEI F, LIN H F, CHENG Y. Profiles of Particle Velocity and Solids Fraction in a High-density Riser [J]. Powder Technology, 1998, 100: 183–189.
- [22] Issangya A S, BAI D, BI H T. Suspension Densities in a High-density Circulating Fluidized Bed Riser [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54: 5451–5460.
- [23] LIU J Z, Grace J R, BI H T. Gas Mixing in a High Density Circulating Fluidized Bed Riser [A]. Werther J. Circulating Fluidized Bed Technology VI [C]. Würzburg: Dechema Press, 1999. 399–404.

- [24] Grassler T, Wirth K E. Radial and Axial Profiles of Solids Concentration in a High-loaded Riser Reactor [A]. Werther J. Circulating Fluidized Bed Technology VI [C]. Würzburg: Dechema Press, 1999. 65–70.
- [25] Reddy Kari S B, Knowlton T M. A Comparison of Annulus Solids Flow Direction and Radial Solids Mass Flux Profiles at Low and High Mass Fluxes in a Riser [A]. Circulating Fluidized Bed Technology VI [C]. Würzburg: Dechema Press, 1999. 71–76.
- [26] Issangya A S, Grace J R, BAI D. Further Measurement of Flow Dynamic in a High-density Circulating Fluidized Bed Riser [J]. Powder Technology, 2000, 111: 104–113.
- [27] Malcus S, Chaplin G, Pugsley T. The Hydrodynamics of the High-density Bottom Zone in a CFB Riser Analyzed by Means of Electrical Capacitance Tomography(ECT) [J]. Chem. Eng. Sci., 2000, 55: 4129–4138.
- [28] Parssinen J H, ZHU J X. Flow Development in a High-flux and Long Riser [A]. Kwauk M, LI J H, YANG W C. Fluidization X [C]. Beijing: Science Press, 2001. 261–268.
- [29] LIU W, LOU K B, ZHU J X. Characterization of High-density Gas–Solids Downward Fluidized Flow [J]. Powder Technology, 2001, 115: 27–35.
- [30] Kuipers J A M, Hoomans B P B, Van Swaaij W P M. Hydrodynamic Models of Gas-fluidized Beds and Their Role for Design and Operation of Fluidized Bed Chemical Reactors [A]. Fluidization IX [C]. New York: Engineering Foundation, 1998. 15–30.
- [31] Gupta S K, Berruti F. Modeling Considerations for Large Scale High Density Riser [A]. Fan L S, Knowlton T M. Fluidization IX [C]. New York: Engineering Foundation, 1998. 205–212.
- [32] Matsen J M. Densities in High Mass Flux Commercial Risers [A]. Kwauk M, LI J H, YANG W C. Fluidization X [C]. Beijing: Science Press, 2001. 205–212.
- [33] 周如金, 魏飞. 超短接触反应器基础研究与应用展望 [J]. 石化技术, 2000, 7(2): 109–111.
- [34] CHENG Y, GAO Y C, WEI F. Modeling the Hydrodynamics of Downer Reactors Based on Kinetic Theory [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54: 2019–2027.
- [35] 杨勇林, 汪展文, 金涌. 循环流化床下行管内气固两相流流体力学模拟与数值模拟 [J]. 化学反应工程与工艺, 1995, 11(3): 217–226.
- [36] 祁春明, 金涌, 俞芷青. 气-固并流下行快速流态化的研究 [J]. 化工学报, 1990, 41(3): 273–290.
- [37] 魏飞, 陈卫, 金涌. 气固超短接触反应系统中颗粒轴向及径向混合行为研究 [J]. 化学反应工程与工艺, 1995, 11(3): 100–105.
- [38] Johnston P M, ZHU J X. Axial Flow Structure in the Entrance of a Downer Fluidized Bed: Effect of the Distribute Design [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54: 2161–2173.
- [39] ZHU J X, YU Z Q, JIN Y, et al. Cocurrent Downflow Circulating Fluidized Bed(downer) Reactor—A State of the Art Review [J]. Can. J. Chem. Eng., 1995, 73: 662–677.
- [40] ZHANG H, ZHU J X. Hydrodynamics in Downflow Fluidized Beds(1): Solids Concentration Profiles and Pressure Gradient Distribution [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54: 5461–5470.
- [41] ZHANG H, ZHU J X. Hydrodynamics in Downflow Fluidized Beds(2): Particle Velocity and Solids Flux Profiles [J]. Chem. Eng. Sci., 2000, 55: 4367–4377.
- [42] Lehner P, Wirth K E. Effects of the Gas/Solids Distributor on the Local and Overall Solids Distribution in a Downer Reactor [J]. Can. J. Chem. Eng., 1999, 77: 199–206.
- [43] Schiewe T, Wirth K E. Measurements of Solid Concentration in a Downward Vertical Gas–Solid Flow [J]. AIChE J., 1999, 45: 949–955.
- [44] Lehner P, Wirth K E. Characterization of the Flow Pattern in a Downer Reactor [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54: 5471–5483.
- [45] 林世雄. 石油炼制工程, 第三版 [M]. 北京: 石油工业出版社, 2000. 320.

Research Review and Prospects of High-density Circulating Fluidized Beds

CHEN Heng-zhi, LI Hong-zhong

(*Multiphase Reaction Laboratory, Inst. Proc. Eng., Chinese Academy of Sciences, Beijing 100080, China*)

Abstract: This paper reviews investigations on the high-density circulating fluidized beds, which are compared to those on the low-density circulating fluidized beds. The authors believe that the study on hydrodynamics and other fundamentals of high-density circulating fluidized beds, especially in high-density downer, has a great future. Some key topics about HDCFB which deserve urgent, intensive attention are suggested.

Key words: high-density circulating fluidized bed; hydrodynamics; review; prospects