

大型加压环流反应器局部气含率及 气泡行为研究

霍卫东¹, 胡发亭², 刘敏², 史士东², 周铭², 陈颖²

(1. 神华集团煤制油化工有限公司, 北京 100011;

2. 煤炭科学研究总院北京煤化工分院, 北京 100013)

摘要: 为了将环流反应器引入煤炭液化领域, 建立了大型环流反应器冷模试验装置。进行了氮气-水体系及其他体系的冷模运转试验, 对环流反应器内不同部位的局部气含率进行了比较分析, 并考察了压力和气体密度的影响。对反应器内的大小气泡上升速率进行了尝试计算, 得出了有重要意义的结论。

关键词: 环流反应器; 局部气含率; 气泡行为

中图分类号: TQ021

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2009)02-0057-05

Study of local gas holdup and bubble behavior in a large-scale pressurized loop reactor

HUO Wei-dong¹, HU Fa-ting², LIU Min², SHI Shi-dong², ZHOU Ming², CHEN Ying²

(1. Shenhua Coal to Oil and Chemical CO., Ltd., Beijing 100011, China;

2. Beijing Research Institute of Coal Chemistry, China Coal Research Institute, Beijing 100013, China)

Abstract: In order to introduce the loop reactor into the yield of the coal liquefaction, a large loop reactor cold model simulation experimental apparatus is established. Many tests for nitrogen-water system and other systems with this apparatus are conducted, and the local gas holdup of different positions in the loop reactor is compared, and the effect of pressure and gas density on the local gas holdup is examined. The rising rate of large bubbles and small bubbles in the loop reactor is tried to calculate, and many important conclusions are obtained.

Key words: loop reactor; local gas holdup; bubble behavior

环流反应器(LR)是在强化鼓泡反应器的基础上发展起来的一种新型多相反应器。其内部流体进行有规则的循环流动, 结构简单, 具有较好的传热、传质和混合特性, 易于工程放大, 适合于气-液、液-液、气-液-固之间的均相反应和非均相反应^[1]。目前已在化学工业、生化工程、环境工程以及石油化工等领域得到应用, 前景广阔^[2-3]。

虽然环流反应器具有上述优点, 但在煤液化领域还没有应用的先例。因此本文针对煤炭加氢液化反应体系的特点建立了新型环流反应器冷模试验台, 并利用氮气-水体系及其他体系进行了冷模运转实验, 希望通过冷模试验模拟煤液化反应体系中的煤浆与氢气体系的流体力学行为, 为煤炭液化领域开发出新型的反应器——环流反应器。当前环流

反应器的研究绝大多数集中在小型装置及常压条件下, 对大型环流反应器的研究比较少^[4-5], 而大型加压环流反应器的研究尚未见报道^[6-7]。本课题研究在环流反应器及煤炭液化反应器方面都具有重要的创新意义。

1 试验

1.1 试验装置及流程

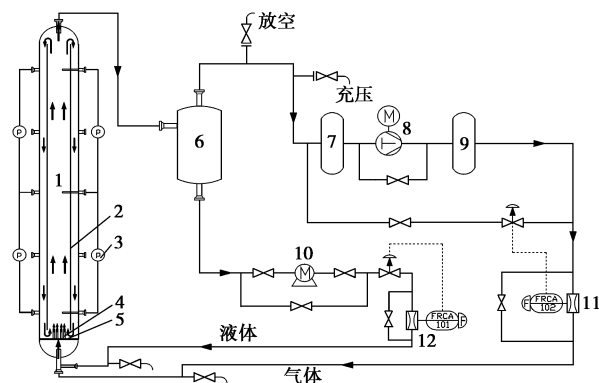
冷模反应器属于内环流中心气升式环流反应器, 反应器高度为 6 m, 直径 600 mm, 最高耐压 4.0 MPa, 中心导流筒高度为 5.75 m, 直径 400 mm, 壁厚 3 mm, 材质为不锈钢。气液喷嘴安装在呈正六边形的交叉线上, 均匀分布在分布板的中心周围(共 36 个), 喷嘴的高度为 170 mm, 内径 5 mm。导流筒下部

收稿日期: 2008-09-18

基金项目: 国家重点基础研究发展计划(“973”)项目(2004CB217604)

作者简介: 霍卫东(1969-), 男, 博士, 高级工程师, 现主要从事煤炭直接液化及煤化工相关技术、反应工程学及流体力学等方面的研究; 胡发亭(1976-), 男, 硕士, 工程师, 主要从事煤炭直接液化相关技术、反应工程学及流体力学等方面的研究, 通讯联系人, 010-84262941, hufating@163.com。

有气液分布板,分布板周边均布多个喷嘴,以促使气体和液体从环流反应器环隙向上运动。在反应器器壁距分布板 500 mm 以及 3 300 mm 处安装了 2 个视镜,用来观察环隙中气泡的大小、形状及运动行为。冷模装置流程如图 1 所示。



1—环流反应器;2—导流筒;3—压差计;4—气液喷嘴;5—气液分布板;6—气液分离罐;7,9—气体缓冲罐;8—循环氮气压缩机;10—液体循环泵;11—气体流量计;12—液体流量计

图 1 连续中心气升式环流反应器流程图

冷模试验时,先往环流反应器及分离器中注入一定量的液体,并根据研究需要可以往系统充入一定量的气体,使系统处于一定的压力水平。然后利用循环气体压缩机和液体泵,使气体和液体充满环流反应器,在冷模装置内循环运转,在导流筒内、外密度差的推动下,液体和气体在环流反应器中呈有规则的环流运动。

1.2 参数测量

1.2.1 气含率

根据不同气含率的流体产生的静压力不同,可采用压差法测定局部区域内的平均气含率。由于压差计中的液体与环流反应器中的液体一样,所以气含率的计算公式为

$$\epsilon_g = \frac{\Delta h}{\Delta H} \quad (1)$$

式中: Δh 为压差计的读数, ΔH 为 2 个测试点的间距。本文在环隙以及中心导流筒内距分布板 0.9 ~ 2.9 m、2.9 ~ 4.9 m 的区域安装 4 个差压计来测量导流筒下部和上部、环隙上部和下部的的气含率。

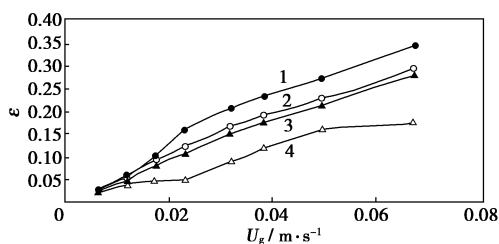
2 试验结果及讨论

气含率是环流反应器最基本的气相特性参数,它直接或间接影响到其他性能参数,是气相平均停留时间和气-液传质系数的指示器,还影响到液相循环速度,进而影响环流反应器的混合行为^[8]。因

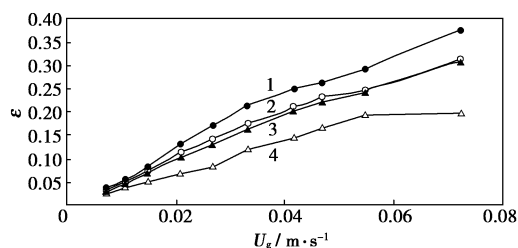
而本文中着重系统研究了氮气-水体系在环流反应器的局部气含率及气泡行为。

2.1 反应器局部气含率的对比及压力的影响

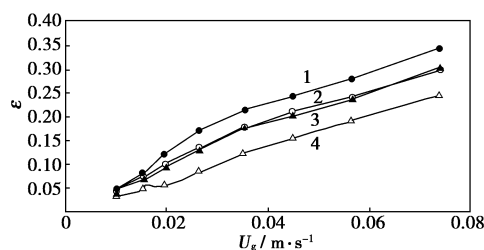
在相同的表观液速 ($U_L = 0.0032 \text{ m/s}$) 下,将不同压力条件下环流反应器中心导流筒上部、下部及环隙上部、下部的的气含率随表观气速变化做图,如图 2 所示。图中的纵坐标 ϵ 表示气含率,横坐标 U_g 表示表观气速(下同)。



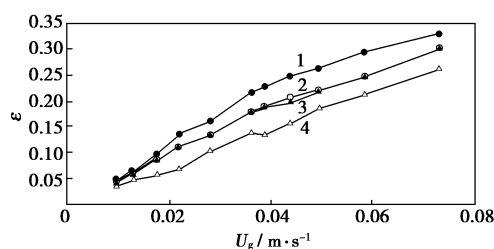
(a) 0.5 MPa



(b) 1.0 MPa



(c) 1.5 MPa



(d) 2.0 MPa

1—环隙上部;2—导流筒上部;3—环隙下部;4—导流筒下部

图 2 不同压力条件下各局部气含率随表观气速的关系

由图 2 可知,导流筒内和环隙内的气含率均随空塔气速的增大而增大;因此增加表观气速是提高气含率的有效方法。

图 2 中,中心导流筒内下部的气含率要略低于

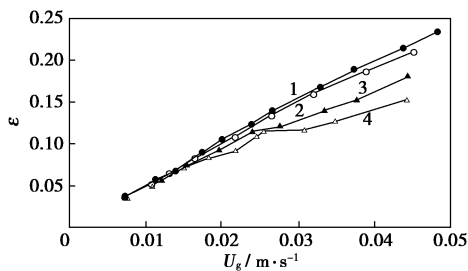
上部的气含率,但差别不大,而且这个差别会随着空塔气速的增加以及体系压力的升高而减弱。这是因为气体经喷嘴喷出之后,在导流筒内部有一个扩散过程,经过一段区域之后才能均匀地分布于导流筒截面,并且从中心管底部到顶部气泡周围的压力逐渐减小,气泡直径也会略有增大。随着空塔气速的增大和体系压力的增加,这个扩散过程对于导流筒底部和顶部的气含率影响会变小,气泡直径在上升过程中的变化也会越来越小。

如图2所示,环隙底部的气含率要明显低于环隙上部以及导流筒内上部和下部的气含率。这是因为当环流反应器内液相的环流速度不够大时,只能将尺寸较小的气泡带入环隙中,被液体带入下降环隙的气泡在环隙内的下降过程中,部分可能会发生聚并,成为较大气泡使得其下降速度降低甚至是重新返回环隙上部,这就导致环隙上部由于存在从环隙下部聚并重新回升的气泡和从导流筒夹带流入的气泡,所以气含率比较高,而环隙下部气含率比较低。

2.2 中心导流筒的气含率

2.2.1 体系压力对导流筒平均气含率的影响

将不同压力下,相同条件下的导流筒上部和下部的的气含率取平均值,并将其与表观气速的关系做图,如图3所示。



1—2.0 MPa; 2—1.0 MPa; 3—0.5 MPa; 4—0.1 MPa

图3 压力对导流筒内平均气含率的影响

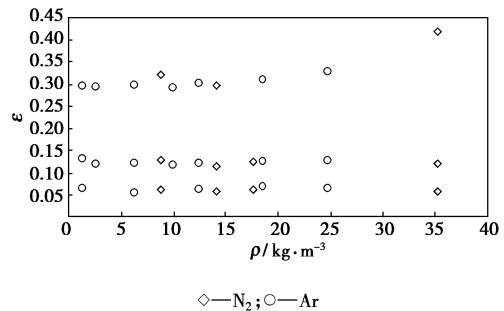
由图3可知,同一表观气速条件下,压力越高,中心导流筒的平均气含率越高。这是因为,由气泡聚并能量理论可知,压力升高,气泡聚并的推动力降低,小气泡聚并成为大气泡的趋势减弱,大气泡破裂成为小气泡的趋势增强,所以小气泡数量增多,大气泡数量减少。小气泡的浮升速度要小于大气泡,所以小气泡更多的体系气含率必然要更高。这与张同旺等^[9]在鼓泡床反应器中的研究结果类似。

2.2.2 气体密度对气含率的影响

Krishna R 等^[10-11]在对鼓泡床进行研究的时候,

选用氢气、氮气、氩气、二氧化碳以及六氟化硫作为实验气体,发现体系气含率只与气体的密度有关,而与导致的气体密度变化的原因没有关系。

为了考察气体密度的影响,并出于安全及经济性的考虑,该课题只选择了氮气和氩气作为试验气体,并通过改变体系压力的方式来改变气体密度。图4描绘出了在3个空塔气速条件下($U_g = 0.046, 0.021, 0.011$ m/s),气含率受气体密度的影响效果。



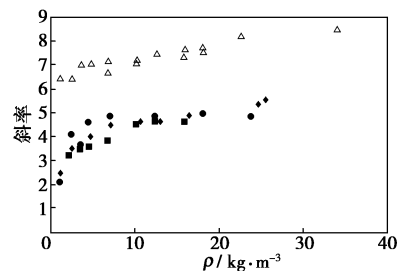
从上到下空塔气速分别为: $U_g = 0.046, 0.021, 0.011$ m/s

图4 在3种空塔气速下气含率随气体密度的变化

从图4可以看出,不管是采用氮气还是氩气进行实验,对于在同一个空塔气速的实验条件下,气含率只与气体密度有关,而与气体种类无关,换句话说,气体密度的增加不管是因为体系操作压力的增加还是归咎于气体摩尔质量的增加,对反应器气含率的影响都是相同的。

2.2.3 气体密度对气含率曲线斜率的影响

在同一气体密度下,气含率与气体空塔气速基本呈直线关系,将直线的斜率与气体密度做图(图5)。为了研究此斜率的规律,在不同液相体系下进行了一系列试验。



△—60 dyne/cm(加正丁醇); ●—73 dyne/cm(纯水);
◆—43 dyne/cm(加 span-20); ■—27 dyne/cm(加 span-20)

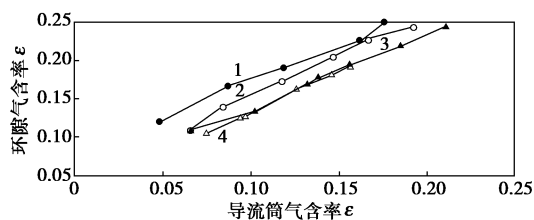
图5 不同液相体系的斜率与气体密度的关系

从图5中可以看出,在气体密度相同的条件下,斜率数值大小和变化规律不但与体系种类和表面张力有关系,也和加入活性剂的种类有关。加入正丁醇的体系内小气泡含量增加,所以体系气含率随着空塔气速增大的幅度也明显要更大;Span-20 虽然

改变了体系的表面张力,但是对于体系内的气泡改变不是很明显,所以其环流斜率与纯水的很接近;气体密度小于 10 kg/m^3 时,斜率随着空塔气速的增大而增大,但是当气体密度大于 10 kg/m^3 时,该斜率基本上保持不变。

2.3 导流筒内外气含率的关系

分别将导流筒上、下部的气含率和环隙上、下部的气含率取平均值,并以导流筒的气含率值为横坐标,以环隙气含率值为纵坐标做图,结果如图 6 所示。



1—0.5 MPa; 2—1.0 MPa; 3—0.1 MPa; 4—2.0 MPa

图 6 导流筒与环隙气含率的对比

由图 6 可知,中心导流筒比环隙的平均气含率要更高,也可以看出环隙气含率与中心导流筒的气含率显示出了比较好的线性关系,这与 Christi^[12] 的观点一致。并且在不同操作压力条件下,内外气含率的关系基本不发生变化,可以认为体系压力对于内外气含率之比基本不产生影响。

2.4 气泡行为的观察

通过视镜可观察到:常压或体系不加活性剂时,气泡大小不均,且直径偏大,呈椭球形;当体系压力变大或加活性剂时,气泡变得均匀些,直径变小,形状向球形过渡。

空塔气速比较小的时候,从底部视镜观察不到任何气泡,但是从上部视镜可以观察到有气泡的存在,气泡运动方向不是一味往下,也有向上和横向的运动;随着空塔气速的增加,从底部视镜也可以观察到气泡,大部分的气泡运动方向都是朝下,但是与上部相比,环隙底部的气泡明显要更少,并且目测到的平均气泡直径要更小。

2.5 大、小气泡上升速率的计算

2.5.1 计算原理

对于 2 个测压点气含率随时间变化的曲线通过数学分析有如下关系式:

$$-d\epsilon = \frac{\sum_i u_i A_i}{HA} dt \quad (2)$$

$$-\frac{d\epsilon}{dt} = \frac{\sum_i u_i \epsilon_{i0}}{H} \quad (3)$$

$$-\frac{d\epsilon_{n+m}}{dt} = \frac{u_n \epsilon_{n0}}{H} + \frac{u_m \epsilon_{m0}}{H} \quad (4)$$

也就是说,对于 2 个测压点之间气含率随时间的变化曲线可以通过曲线的斜率变化分析得出对应尺寸气泡的气含率以及相应尺寸气泡的分率。但是不可能逐个分析每个尺寸的气泡,因为这样会让问题变得很复杂,再者由于所采集数据的精确度以及时间间隔也使得分析每个尺寸气泡很困难。所以只能依据气含率随时间的变化曲线大概的将气泡分为 2~3 个尺寸规格进行研究。

2.5.2 计算方法及数据处理

气-液反应器内的气泡根据上升速度及气泡尺寸可以分为大小 2 种气泡,加压下小气泡的尺寸小于 1 mm,而大气泡的尺寸为 4~5 mm。本文采用突然停水、停气法也就是床层塌落法来计算大小气泡的上升速率,从而了解它们各自的运动特性,对研究反应器内的气泡行为具有重要意义。

图 7 表示出了突然停气之后中心导流筒气含率随时间的变化情况,可以看出,气含率从时间原点的 0.17 逐步降低到 0。

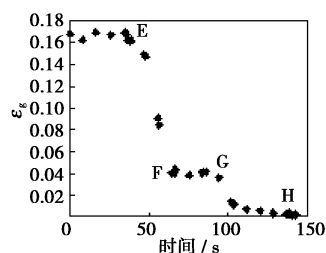


图 7 导流筒气含率变化示意图

当突然切断水源及气源时,差压变送器开始采样,大小气泡同时从床层底部活塞式上升,由于差压变送器下测压点距气体分布器有一定距离,大气泡下端面到达下测压点时需要一段时间,故两测压点间的气含率保持不变,反映到图中 E 点之前的平行段;由于大气泡上升速率大于小气泡上升速率,故大气泡下端面首先到达下测压点,此时 2 测压点间气含率开始减少,由于此时小气泡下端面尚未到达下测压点,故 2 测压点间小气泡气含率没有变化,当大气泡下端面到达上测压点,2 测压点间大气泡完全释放,如图中 EF 所示;小气泡继续上升,由于小气泡下端面尚未到达下测压点,因此床层气含率又保持一定值(见图中 FG);当小气泡下端面到达下测压点时,床层开始因小气泡释放而塌落,气含率降低,当小气泡下端面到达上测压点时,气含率为零(图中 GH 段)。因此用 2 测压点的距离除以 E、F 2 点间的

时间就是大气泡的上升速率;用两测压点的距离除以 G、H 2 点间的时间就得到小气泡的上升速率。

2.5.3 计算结果及分析

采取上述的分析方法,对空塔气速 $U_g = 0.01736 \text{ m/s}$,不同压力条件下的突然停气数据进行处理得到图 8 所示结果:

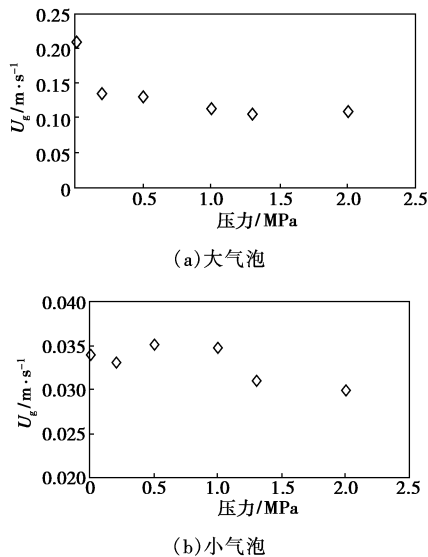


图 8 大、小气泡浮升速度

由图 8 可知,随着体系压力的增加,大气泡的浮升速度降低,但是小气泡的速度没有体现出明显的规律性,气泡的浮升速度是直接和气泡尺寸相关的,大气泡的浮升速度明显降低说明体系中大气泡的尺寸在随着体系压力的增加而减小,这也从一个方面证明了气泡聚并理论。系统压力变化,则气泡聚并前后由于表面张力引起的气泡内部压力差对环境做的功也不相同,由气泡聚并能量理论可知,压力升高,气泡聚并的推动力降低,小气泡聚并成为大气泡的趋势减弱,大气泡破裂成为小气泡的趋势增强。小气泡的浮升速度没有明显规律性,这主要是因为气泡尺寸本已经很小,受系统压力的影响也小,所以浮升速度没有明显变化。

3 结语

通过多次冷模试验获得了大量试验数据,对环流反应器的局部气含率和气泡行为进行了研究,得出的结论主要有:

(1) 表观气速增加,各个局部气含率增加,但增加到一定值后增加表观气速对气含率影响不再明显。

(2) 下降环隙底部的气含率要明显低于环隙上

部以及导流筒内的气含率,中心导流筒内底部的气含率要略低于顶部的气含率,但是这个现象会随着空塔气速和体系压力的增加而减弱。

(3) 压力增加,气含率增加,但当压力增加到一定值后对气泡性质没有影响。

(4) 导流筒内、外气含率呈较好的线性关系,并且在不同操作压力下内外气含率的关系基本没有变化,可以认为体系压力对于内外气含率之比基本不产生影响。

(5) 气体密度的增加不管是因为体系操作压力的增加还是归咎于气体分子质量的增加,对反应器气含率的影响都是相同的。改变体系的表面张力和性质对表观气速和气含率的曲线斜率有影响。

(6) 大气泡的浮升速度随体系压力明显降低,小气泡的尺寸本来已经很小,受系统压力的影响也小,浮升速度没有明显变化。

参考文献

- [1] 王娟,毛羽,刘艳升,等.分布器结构对环流反应器气含率分布的影响[J].化工学报,2005,56(1):58-59.
- [2] 张永利,刘永民,张红.环流反应器研究进展[J].辽宁化工,2002,31(9):410-413.
- [3] 毕卫东,阙国和.悬浮床渣油加氢中型连续装置反应器中气含率的冷模实验[J].石油大学学报:自然科学版,2001,25(3):19-22.
- [4] Park Byungjoon, Hwang Geelsu, Haam Seungjoo, et al. Absorption of a volatile organic compound by a jet loop reactor with circulation of a surfactant solution: Performance evaluation[J]. Journal of Hazardous Material, 2008, 153:735-741.
- [5] 陈筛林,范轶,杨海光,等.环流反应器生化处理皂化废水研究[J].现代化工,2004,24(8):30-32.
- [6] Marin P, Fissore D, Barresi A A, et al. Simulation of an industrial-scale process for the SCR of NO_x based on the loop reactor concept[J]. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2008(4): 8.
- [7] Kaustubha Mohanty, Debabrata Das, Manindra Nath Biswas. Treatment of phenolic wastewater in a novel multi-stage external loop airlift reactor using activated carbon[J]. Separation and Purification Technology, 2008, 58:311-319.
- [8] 胡发亭,霍卫东,史士东,等.环流反应器流体力学参数测定技术研究[J].化工科技,2007,15(1):42-45.
- [9] 张同旺,靳海波,何广湘,等.加压大型鼓泡床反应器内大小气泡气含率研究[J].化学工程,2004,32(5):29-33.
- [10] Krishna R, Van Dierendonck L L. A model for gas holdup in bubble columns incorporating the influence of gas density on flow regime transitions[J]. Chemical Engineering Science, 1991, 46(10):2491-2496.
- [11] Krishna R, Urseanu M I, Dreher A J. Gas hold-up in bubble columns: Influence of alcohol addition versus operation at elevated pressures[J]. Chemical Engineering and Processing, 2000(39):371-378.
- [12] Christi M Y. Airlift Bioreactors[M]. London: Elsevier Applied Science, 1989. ■