气升式内环流反应器的气含率分布.

1 江

肖人卓

(盐城工学院化工系,盐城,224003) (南京化工大学化工系,南京,210009)

摘 要 从动量衡算出发,通过合理简化,导出了气升式内环流反应器中各区域局部气含率的 计算公式,利用实验数据关联了式中的有关参数,最终得出各区域局部气含率估算式。结果与 实验数据吻合良好。

关键词 环流反应器 气含率 分类号 TQ01

引言

气升式环流反应器(ALR)作为一种新型的气一液反应器(见图 1),由于 其结构简单、操作方便、能耗低,以及优良的传热传质性能等优点,使其无论在 实际生产,还是在科学研究领域都得到了越来越广泛的应用。

但至目前为止,对气含率的研究仍不够完善,主要局限于全塔平均气含 (a)内环流 (b)外环流 率。但对 ALR 中局部气含率的研究却极为少见。本文以最常用的气升式内环流反应器(ILR) 为研究对象,讨论其中的气含率分布。

一、理论分析

假设:在一定气量下,反应器内为一维、稳态、拟均相流动;恒物性;且忽略 气一液相间的传质效应;ALR 为圆柱形 ILR(结构见图 2)。

如图 3,对上升区的微元段 dz 可列出如下的动量衡算方程:

$$dP_r + \rho_{\rm Mr}gdz + \frac{1}{2}\rho_{\rm Mr}du_{\rm Mr}^2 + \frac{4\tau_{\rm Wr}}{D_r}dz = 0$$

式中,P、 ρ 、z、u、 τ 、D分别表示压力、密度、高度、流速、剪应力、直径;下标M、r1M管,2h管(中i)管) 分别表示混合物和上升区;g为重力加速度。 3 55%,4 由导电极

式(1)中若忽略气相由于液体静压力的沿程变化而引起的膨胀,则流体的 5环 廠灣压取 #口 沿程流速恒定,即 6內 幣 测压导管

$$du_{Mr}^2 \approx 0 \tag{2}$$

(1)

式(1)中,气液混合物的密度为

$$\rho_{Mr} = \epsilon \epsilon_r \rho_g + (1 - \epsilon_r) \rho_l \approx (1 - \epsilon_r) \rho_l \qquad (3$$

剪应力 r, 主要有两个方面:(1)由于气 一 液相的相对运动所产生的气泡与液体间的摩擦 rgl.,, 该作用很小,可以不计[1];(2)流体对壁面的摩擦 rgl.,,,可以定义其具有如下关系[2]:

• 收稿日期:1997-10-12



图 1 环流反应器

$$\tau_{\rm MW,r} = f \frac{1}{\rho_{\rm Mr}} \frac{G_{\rm Mr}^2}{2}$$

式中,G为流体的质量流速,f为摩擦因数,下标 W 代表壁面。

于是
$$\tau_r = \tau_{gl,r} + \tau_{MW,r} \approx \tau_{MW,r} = f \frac{G_{Mr}^2}{2\rho_{Mr}}$$

(4)
$$\frac{d}{d} \cdot \frac{d}{s}$$
 (5) $\frac{1}{1} + \frac{1}{1}$

· 31 ·

图 3 动量衡算示意图 r-上升区,d-下降区

(6)

其中 $G_{Mr} = \rho_g u_{gr} + \rho_l u_{lr}$

將式(2)、(3)、(4)、(5)、(6)代入(1)得

$$dP_r + (1 - \epsilon_r) \approx \rho_l g dz + 4f \frac{1}{(1 - \epsilon_r)} \frac{\rho_l}{D_r} \frac{u_L^2}{2} dz = 0$$
⁽⁷⁾

上式可改写为如下形式:

$$(1-\varepsilon_r)^2 + \frac{dh_r}{dz}(1-\varepsilon_r) + \frac{4f}{D_rg}\frac{u_{tr}}{2} = 0$$
(8)

式中, dh, = dP, / ρ, g, 意为以清液柱高度为单位的上升区静压差。

G. P. Nassos 等(参见[1])提出了以下两相流摩擦因数关联式

$$f = 0.046R_{*}^{-0.2} \quad R_{*} = \frac{\rho_{i}u_{i}D}{\mu_{i}} \quad (22\% - 1.5\%) \tag{9}$$

将式(9)代入式(8),解之,并略去不合理的一个根得

$$(1 - \varepsilon_r) = \frac{1}{2} \left(-\frac{dh_r}{dz} + \sqrt{\left(-\frac{dh_r}{dz} \right)^2 - 0.368 R_{rr}^{0.2} \frac{u_{lr}}{D_r g}} \right)$$
(10)

同理,对下降区作同样的处理,可得

$$(1-\varepsilon_d) = \frac{1}{2} \left(-\frac{dh_d}{dz} + \sqrt{\left(-\frac{dh_d}{dz} \right)^2 - 0.368 R_{sd}^{-0.2} \frac{u_{ld}}{D_d g}} \right)$$
(11)

式(10)、(11)的左端为液含率,右端第一、二项分别表示压降梯度及单位反应器高度内的流体的摩擦阻力损失对液含率的贡献。式(10)、(11)与及的关联式联立,即可求得上升区和下降区的气含率 ε, 、ε₄。

根据连续性方程,上升区和下降区的液体流速应符合如下关系:

$$(1 - \epsilon_r)A_r u_{tr} = (1 - \epsilon_d)A_d u_{td}$$
(12)

式中, A 为流道截面积。

若不考虑液体流速的沿程变化,即认为在一定通气量下, u_b 和 u_a 为常数(通常,气含率及 其变化都很小。因此,由于气含率的沿程变化而引起的液体流速的轴向变化很小),则 u_a(或 u_b))可通过实验测定得到相应的关联式。

在式(10)、(11)中若忽略阻力损失对气含率的影响,可得到更为简单的气含率估算式:

$$\epsilon_r = 1 - \left(-\frac{dh_r}{dz}\right) \tag{13}$$

$$\epsilon_d = 1 - (-dh_d/dz) \tag{14}$$

由于 - dh,/dz 是随表观气速(或通气量)及高度等参数而变化的,故式(10)、(11)、(13)、(14) 实际上即为气含率分布函数。

ILR 的头部可视为全混流,即认为其气含率均匀。设位于头部区域内的两测压点间距为 ?1994-2014 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net Δz ,其间压差为 Δh_{h} (下标 h 意为头部),则

$$\epsilon_{h} = 1 - \left(-\Delta h_{h}/\Delta z\right) \tag{15}$$

整个 ILR 中的平均气含率为

$$\varepsilon_T = 1 - H_0/H_T \tag{16}$$

式中, H_T 为液体的膨胀高度, H_0 为清液高度。

根据反应器内的气含量衡算,各部分气含率之间应符合如下守恒关系:

$$\varepsilon_T A_T H_T = \int_0^{\varepsilon_0} \varepsilon_r A_r H_r dz + \int_0^{\varepsilon_0} \varepsilon_d A_d H_d dz + \varepsilon_h A_T (H_T - z_0)$$
(17)

式中, $A_T = A_L + A_{d,s}A$ 为流道截面积, Z₀为中心管的高度。式(17)左端为全塔总气含量, 右端 第一项为上升区气含量,第二项为下降区气含量,第三项为头部气含量。

式(17)可用于检验气含率分布函数的正确性。

二、实验部分

1. 装置、介质、流程

作者设计了直径比约 0.8, 高径比约 10:1 的 ILR, 其结构如图 2。外管直径为 160, 高 2000;中心管直径 130×5,高 145;材料为有机玻璃;外管轴向均布 9 个直径为 5 的测压口,其 间距为 200,以定环隙内的压降分布;环隙内插两支电导电极,以测取环隙内的液体循环流速; 中心管内放置了两根可上下移动的测压导管,测压间距为 200,以测取中心管内的压降分布; 反应器底部安装一直径为5的单孔喷嘴,喷嘴高度为50;中心管底隙高度为50。

实验所用介质为空气一自来水。

图 4 为实验装置的流程示意图。空气由风机压缩,经转 子流量计计量后,由喷嘴进入反应器底部进行鼓泡操作,以 测取所需数据。

2. 参数测试方法

用脉冲电导法测定环隙(下降区)内的液体环循速度 其方法几原理见文献[3]。

四、实验结果及讨论

本文利用实验数据得出了下降区(环隙)液体流速,全导仪、6中心管、7外管、8中心管测压导管 塔平均气含率及头部气含率与表观气速之间的关系:





1风机,2流量计,3 喷嘴,4 电极电导,5 电 9观察瓶,10压差计,11环隙测压取样口

$$u_{ld} = 2.734 J_g^{0.485}$$
 ($\delta = 0.04, \delta_{max} = 0.143$) (18)

$$\epsilon_T = 0.758 J_g^{0.815}$$
 $(\delta = 0.045, \delta_{max} = 0.226)$ (19)

$$\epsilon_{k} = 0.688 J_{g}^{0.630}$$
 ($\delta = 0.026, \delta_{max} = 0.226$) (20)

其中, u_{ld} 的单位为 m/s, J_g 的单位为 m/s, δ 为平均相对误差, δ_{max} 为最大相对误差。

图 5 为中心管(上升区)内沿程压降 – Δh,/Δz 的实验数据图。由图可见,在低气速下,压降 $-\Delta h_{L}/\Delta z$ 随相对高度 z/z_{0} 几乎无多大变化。但当 J, 较大时, $-\Delta h_{L}/\Delta z$ 的下降规律为:底部较 快,中部平缓,上部又加剧。这是由于在喷嘴上部有一喷射区,其间气体未能充分分散,与均匀 两相流有较大偏差,使实际测出的压降偏大,这一现象在 J。较大时愈为明显。在上部,一方面 ?1994-2014 China Academic Journal Electronic Publishing House. All rights reserved. http://www.cnki.net 第4期

)

由于液体静压降低,气泡膨胀,另一方面由 于液体接近头部转而进入下降区有一减速 过程,阻滞了气泡向上运动,造成了一 $\Delta h_{,}/\Delta z$ 下降速度加剧。由图还可以看出, 表观气速 J_{g} 对 $-\Delta h_{,}/\Delta z$ 的影响较大,随 着 J_{g} 增大, $-\Delta h_{,}/\Delta z$ 减小。

采用不同的公式对实验数据进行回归 分析,如下的经验公式可使数据误差较小: $- \Delta h_r/\Delta z = 1 - B_0 J_s^{B_1} exp[B_2(z/z_0)]$ (21)



关联结果如下:

$$\begin{split} &-\Delta h_r/\Delta z = 1 - 0.578 J_g^{0.782} exp[0.445(z/z_0)] & (\delta = 0.013, \delta_{max} = 0.058) \quad (22) \\ &-\Delta h_d/\Delta z = 1 - 0.486 J_g^{0.841} exp[0.855(z/z_0)] & (\delta = 0.014, \delta_{max} = 0.044) \quad (23) \\ &\oplus \bot 两式可见: \end{split}$$

(1)相对高度 z/z_0 对压降 – $\Delta h/\Delta z$ 的影响,下降区要比上升区敏感得多;

(2) 表观气速 J_a 对下降区的影响要比上升区明显一些;

(3) 式(23) 中的系数 B_0 比式(22) 小,因此, $-\Delta h_d/\Delta z < -\Delta h_r/\Delta z$ 。

以上这些特点并不是偶然的, 而是由 ILR 的操作特性所决定的, 这主要取决于 ILR 中各 区域内的局部气含率的分布规律:

(1)下降区中,由于大气泡的逆向流动,以及由此而加剧的上部气泡间的相互作用而形成 的聚并,都使得上部具有更大的气含率,即下降区有更明显的轴向气含率分布,这必然导致下 降区的压降具有明显的轴向分布;

(2) 各区域的气含率除与表观气速 J_a 有关外,液体的循环流速对气含率也有着重要影响, 只不过对 ILR 来说,由于式(18)的原因,这种影响最终归结为表观气速的影响。随着液体流速 增大,将导致上升区中的气泡停留时间缩短,另一方面却使得带入下降区中的气泡增多。因此, 液体循环速度对两区域气含率的贡献是相反的。从而最终导致表观气速对下降区的压降有较 大影响。

(3)由于有大量来自上升区的气体在 ILR 顶部逸出;而在底部,下降区的气体全部进入上 升区。因此,上升区的气含率应高于下降区。

将式(18)、(22)、(23)代入式(10)、(11)可得气含率的分布函数;若代入式(13)、(14)可得 较为简单的局部气含率估算式:

$\epsilon_r = 0.578 J_g^{0.782} exp[0.445(z/z_0)]$	(24)

$$\epsilon_{d} = 0.486 J_{g}^{0.841} exp[0.855(z/z_{0})]$$
(25)

按式(10)、(11)及(24)、(25)计算的 ϵ、ϵ₄ 结果比较见图 7~8,图中点为式(10)、 (11)的计算结果,线由(24)、(25)绘出。可 见,计算结果略高,两者间的误差如下:

上升区: $\delta = +0.022, \delta_{max} = 0.030$

下降区: $\delta = +0.078, \delta_{max} = 0.108$

由上可见,下降区的误差大于上升区, 原因是下降区的液体流速比上升区大,阻 力损失较大,从而导致式(16)与式(25)间 的误差较大。但总的来说,采用式(24)、 (25)作为局部气含率的估算式误差不大, 且可使计算过程大为简化。

将式(23)、(24)沿高度积分,可得上升 区和下降区的平均气含率:

 $\epsilon_{r} = \int_{0}^{1} \epsilon_{r} d(z/z_{0}) = 0.728 J_{\varepsilon}^{0.782} \quad (27)$

$$\varepsilon_{d} = \int_{0}^{1} (28)(z/z_{0}) = 0.768 J_{s}^{0.841}$$

利用式(27)、(28),可得在本工作的实验范围内有:

 $\epsilon_d = (0.81 \sim 0.91)\epsilon$, $(0.012m/s \le J_s \le 0.140m/s)$ (29) is a second second

以上讨论了 ILR 中局部气含率与表观气速及相对高度之间的关系,提出了 ILR 中局部气 含率的估算式(24)、(25)和式(20),其正确性可通过式(17)加以验证。

式(17)可写成如下形式:

$$\boldsymbol{\varepsilon}_{T} = \frac{1}{A_{T}H_{T}} \left[\int_{0}^{z_{0}} \boldsymbol{\varepsilon}_{r} A_{r} H_{r} dz + \int_{0}^{z_{0}} \boldsymbol{\varepsilon}_{d} A_{d} H_{d} dz + \boldsymbol{\varepsilon}_{h} A_{T} (H_{T} - \boldsymbol{z}_{0}) \right] (30)$$

将式(16)、(19)、(20)、(24)、(25)代入上式即可解得一定表观气速下的 全塔平均气含率 €T。图 9 为计算结果与全塔平均气含率的实验数据比较,其平均相对误差为 0.06,最大相对误差为 0.243。可见,两者吻合良好。由图 9 可见,实验值基本上略高于计算值,这是由于采用的局部气 含率估算式(24)、(25)略去了阻力损失项所致,若采用式(10)、(11)进行计算,可以预计将会得到更好的结果。



图 9 全塔平均气含率 计算值与实验值的比较

参考文献:

1 J. C. Merchuk, Y. Stein, AICHE J. 1981, 27(3), 377-383.

2 Kiyomi Akita, Tatsuya Okazaki, Chem. Eng. Jap., 1988, 21(5), 476-482.

3 R. M. Voncken, etal., Chem. Eng. Sci., 1964, 19, 209-213.

4 R. Ade Bello, Chem. Eng. Sci., 1985, 41(1), 53-58.

5 鲁江,硕士学位论文,南京化工大学,1990.