

气升式环流反应器中的流体动力学研究* (Ⅱ) 实验及模型结果分析

林文才 毛在砂 陈家镛

(中国科学院化工冶金研究所, 北京 100080)

摘 要 建立了一直径为0.186 m、高3 m的内环流气升式反应器。通过电化学方法测得了反应器中的气含率和速度。本文以文(Ⅰ)所得气升式环流反应器的一维两流体模型为基础, 推导出了反应器的能量方程, 分析了反应中的功耗分配规律, 并以此对反应器中的流动规律作了较合理的解释。本文还从理论和实验上较全面地讨论了反应器操作参数和结构参数对气含率和循环液速等的影响。

关键词 气升式环流反应器 流体动力学 一维两流体模型

1 引言

关于气升式环流反应器中的流体力学分析虽已作了大量工作, 但所得结果十分分散。文(Ⅰ)已建立了气升式环流反应器的一维两流体模型, 该模型中没有引入调节参数, 同时适于外环流和内环流气升式反应器。本文将运用该模型分析本工作及前人的实验结果, 讨论影响流动参数的主要因素和变化规律。

2 实验设备及方法

实验装置流程见图1。所设计的气升式反应器为有机玻璃制成, 外管由3段外径0.2 m的圆管连接而成, 反应器总高度3 m、内径0.186 m。本文考察了2种不同直径的内管(外径分别为0.112 m和0.1 m, 壁厚5 mm), 内管高1.85 m。采用电化学方法测定反应器中的气含率和液速, 电解质溶液体系为铁氰化钾和亚铁氰化钾水溶液, 有关实验方法详见文献^[1]。

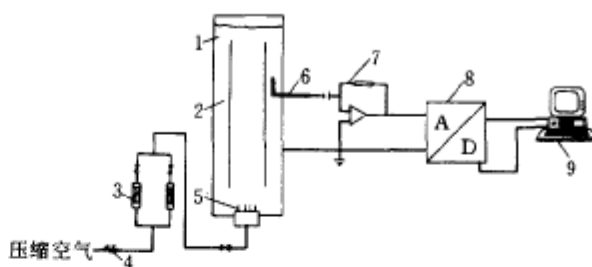


图1 实验装置流程示意图

Fig. 1 Experimental setup

- 1—反应器; 2—上升管; 3—气体流量计; 4—减压阀;
5—气体分布器; 6—电化学探针; 7—信号放大电路;
8—A/D板; 9—计算机

3 反应器中功耗的分析

3.1 反应器中功耗的计算

在气升式环流反应器中, 由于气液两相间存在滑移, 能量方程应从两流体模型的动量方程出发进行直接推导。若省略模型动量方程中上升管和下降管的下标, 将气相和液相的动量

1994-06-04收到初稿, 1994-12-25收到修改稿。

联系人及第一作者: 林文才, 男, 29岁, 博士, 工程师。现在石油化工科学研究院, 北京 100083。

* 国家自然科学基金资助项目。

方程〔即文(1)中式(7)和式(4)〕分别乘以 $u_g A$ 和 $u_l A$, 有

$$\frac{\rho M}{RT} u_g^2 \epsilon_g A \frac{du_g}{dz} + u_g A \epsilon_g \frac{dp}{dz} = -u_g A F_{\text{two}} \quad (1)$$

$$A \rho_l u_l^2 \epsilon_l \frac{du_l}{dz} + u_l A \epsilon_l \frac{dp}{dz} = -u_l A \epsilon_l F_{\text{wl}} + u_l A F_{\text{two}} - u_l A \rho_l g \epsilon_l \quad (2)$$

因气相质量相对于液相很小, 式(1)中左边第 1 项可忽略不计. 将式(1)和式(2)相加并令 $V_l = \epsilon_l A u_l$, 有

$$-u_g A \epsilon_g \frac{dp}{dz} = V_l \left(\frac{dp}{dz} \right)_l + A(u_g - u_l) F_{\text{two}} + \rho_l g V_l + V_l \frac{dp}{dz} + \rho_l V_l u_l \frac{du_l}{dz} \quad (3)$$

式(3)中各项物理意义十分清楚: 左边项为气体输入功, 右边第 1 项为壁面摩擦损耗功, 第 2 项为气液两相间相对滑动所消耗功, 第 3 项为液体的势能功, 第 4 项为提高液体静压能所消耗的功, 最后一项为液体加速时消耗的功. 将式(3)分别沿上升管和下降管积分, 并运用上升管至下降管和下降管至上升管间的能量方程^[1], 可得出整个反应器的能量方程

$$p_s V_g \ln \frac{p_s}{p_a} = V_l \int_0^{H_l} (F_{\text{wl}} + F_{\text{wd}}) dz + A \int_0^{H_l} (u_g - u_l) F_{\text{two}} dz + V_l P_{\text{form}} + \rho_l V_l \Delta(u_l^2/2) \quad (4)$$

此式即为气升式反应器中完整的能量方程.

3.2 反应器中功耗的分析

由式(4)可计算得整个反应器中的功耗分配. 表 1 和表 2 分别列出了 8 种典型情况的结构尺寸、操作条件和相应的功耗分布. 由表可见, 在一般情况下, 加速项所占功耗均在 3% 以

表 1 反应器的几何结构参数和操作条件

Table 1 Geometrical parameters and operating conditions of ALRs

No	反应器形式	V_l/m^3	H_l/m	D_{H1}/m	$A_r A_d^{-1}$	$u_{gr}/\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	参考文献
1	IN-ALR	0.058	2.2	0.102	0.47	0.122	本工作
1a	IN-ALR	0.058	2.2	0.102	0.47	0.01	本工作
2	IN-ALR	0.05	1.33	0.121	0.316	0.017	[2]
3	IN-ALR	0.024	1.55	0.082	0.567	0.175	[2]
4	EX-ALR	0.165	3.23	0.20	4.0	0.127	[3]
4a	EX-ALR	0.165	3.23	0.20	4.0	0.015	[3]
5	EX-ALR	10	21.68	0.542	1.0	0.2	[4]
5a	EX-ALR	10	34.4	0.43	1.0	0.23	[4]

表 2 气升式反应器中功耗分配情况

Table 2 Partition of dissipation of energy of ALRs

No	P_{in}/W		P_{form}/W		P_{two}/W		P_{acc}/W		P_{tot}/W	
	值	%	值	%	值	%	值	%	值	%
1	3.7	20.3	3.6	19.8	10.8	59.4	0.093	0.5	18.8	100
1a	0.47	28.3	0.65	39.3	0.52	31.0	0.022	1.3	1.66	100
2	0.47	20.6	1.08	47.4	0.695	30.4	0.033	1.5	2.28	100
3	2.01	19.4	2.1	20.2	6.22	59.9	0.047	0.45	10.38	100
4	22.8	23.0	48.7	50.0	25.5	26.0	0.19	0.2	97.4	100
4a	1.88	14.8	4.3	33.9	6.46	51.0	0.03	0.2	12.67	100
5	1913	38	2471	50	492.1	10	103	2.1	4940	100
5a	2298	50	1753	38	446	9.7	94.4	2	4605	100

下,随着高径比的增加,摩擦功耗所占比例增大,如表中情况(5a),摩擦功耗达 50%。所以不少研究者在建立反应器的流体力学模型时将摩擦功耗忽略是不合理的。在内环流反应器中,当气速增加,下降管中有气泡带入时,两相摩擦功耗较大。在外环流反应器中,随着高径比的增加,气含率会减小,两相间摩擦功耗会相对减小。

通过表 1 及表 2 还可看出:在气升式反应器中,气体膨胀所作功是用于壁面摩擦、形体阻力摩擦和两相间摩擦,在这 3 项消耗中,各项所占比例随设备结构尺寸和操作条件的改变而改变,而不是完全用于液体的湍流耗散,因此文献中⁽⁵⁾常采用单位液体的膨胀功来估算反应器中最大气泡直径显然是不合适的。表 3 为本研究中底部形体阻力系数 K_{tot} 与文献取值的比较,本文底部总形体阻力系数(以下降管中液速为基准)由各部分的阻力系数求得,由表可见,本文的 K_{tot} 较文献合理且物理意义明确。

表 3 本文与文献⁽⁵⁾关于 K_{tot} 值的比较Table 3 Comparison of this paper and literature⁽⁵⁾ on K_{tot}

反应器形式	V_l/m^3	H_l/m	D_t/m	$A_r A_d^{-1}$	文献 K_{tot} 值	本文 K 值			
						K_r	K_d	K_{se}	K_{tot}
IN-ALR ⁽²⁾	0.06	1.33	0.146	0.54	9.22 ± 0.47	1.5	1.5	0.29	7.6
EX-ALR ⁽⁶⁾	0.3	4.05	0.14	1.0	5.43 ± 0.13	1.5	1.5	0.0	3.1
EX-ALR ⁽³⁾	0.165	3.23	0.20	4.0	1.81 ± 0.08	1.5	1.3	0.56	1.96
EX-ALR ⁽⁷⁾	0.08	8.5	0.1	4.0	4.98 ± 0.21	1.5	1.5	0.56	2.116

4 反应器中液体循环速度

4.1 气速的影响

图 2 和图 3 分别反映了内环流和外环流反应器中气速对下降管中液速的影响。从图 2 可见,在内环流气升式反应器中,当气速较小时,液体的循环速度随气速变化较快,随后变得

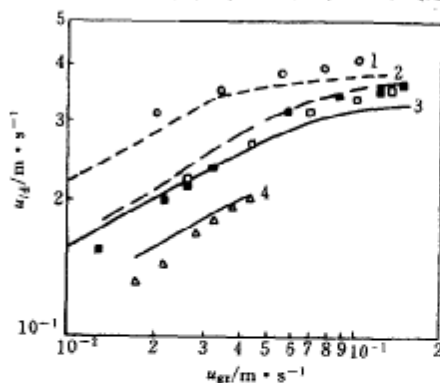


图 2 气速对液体线速度的影响

Fig. 2 Liquid linear velocity vs. riser gas velocity (IN-ALR)

反应器条件	实验结果	本文理论值
$D_H=0.102\text{m}$, 本工作	○	1
$D_H=0.082\text{m}$ ⁽³⁾	■	2
$D_H=0.09\text{m}$, 本工作	□	3
$D_H=0.044\text{m}$ ⁽²⁾	△	4

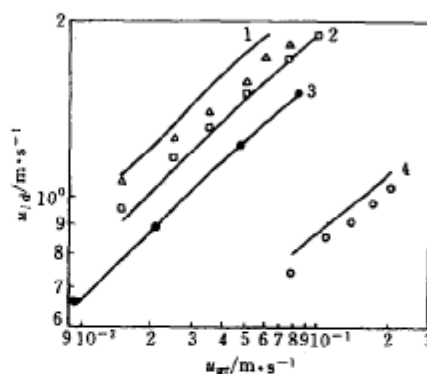


图 3 气速对液体线速度的影响

Fig. 3 Liquid linear velocity vs. riser gas velocity (EX-ALR)

反应器条件	实验结果	本文理论值
$H_L=10.5\text{m}$ ⁽³⁾	△	1
$H_L=3.23\text{m}$ ⁽³⁾	□	2
$D_H=0.14\text{m}$ ⁽³⁾	●	3
$D_H=0.14\text{m}$ ⁽²⁾	○	4

较为平缓. 在气速较小时内环流反应器和外环流反应器中循环速度随气速变化的规律十分相似, 液体的循环速度随上升管中气速的幂次方变化, 指数为 0.35 左右.

内环流反应器中液体循环速度的上述变化规律可解释为: 若从推动力来看, 当气速增加时, 循环速度增加, 下降管中气含率也将增加. 当气速增加到一定程度后, 上升管和下降管中的气含率之差增加不明显, 即推动力增加不明显, 故循环速度增加较慢. 从能耗情况来看, 如图 4 所示, 当气速增加到一定程度后, 用于两相间摩擦的功耗随气速增加而很快增加, 这时气速增加带来输入功的增加大部分消耗于两相间的摩擦, 而未用于增加液体循环速度.

4.2 管径比的影响

讨论管径比的影响时, 为了统一基准, 液体的循环速度以总的液体循环量来表示, 气速则以通过反应器表观气速或体积流量来表示. 图 5(a) 为内环流反应器在不同管径比情况下液体循环量随体流量的关系, 液体的循环量随气量的变化关系最后将趋于渐近值. 在本实验结构条件下, 模型结果和实验结果均表明: 内径为 102 mm 反应器中液体的循环量高于内径为 90 mm 的反应器. 对于外环流反应器, Young 等⁽⁹⁾实验结果及本模型的预测结果如图 5(b) 所示, 在相同操作条件下, 下降管直径为 140 mm 时液体的循环量较大.

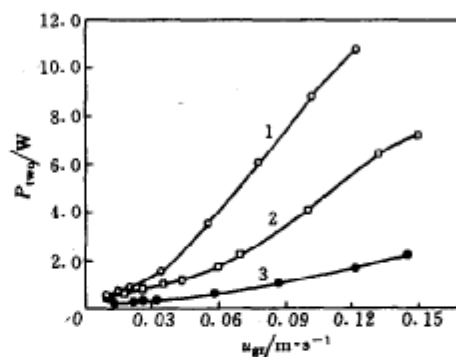
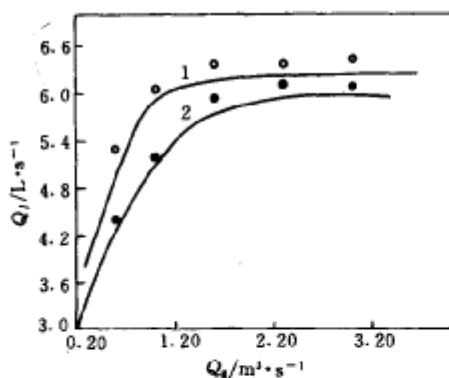


图 4 相间能量耗散随气速的变化(计算结果)

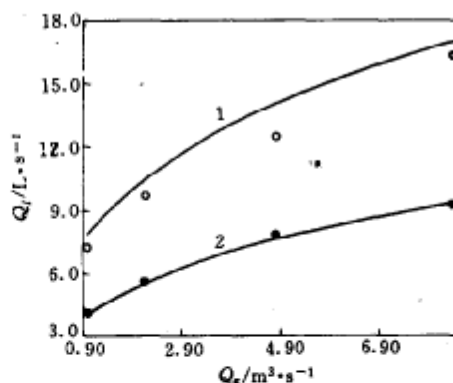
Fig. 4 Energy dissipation by interphase interaction vs. gas velocity in riser (calculated)

D_R/m : 1—0.102; 2—0.082⁽⁹⁾; 3—0.09



(a) IN-ALR

本工作 D_R/m : 1—0.102; 2—0.09



(b) EX-ALR

D_R/m : 1—0.14⁽⁹⁾; 2—0.089⁽⁹⁾

图 5 液体循环量随气体流量的变化

Fig. 5 Liquid flow rate vs. gas flow rate for different riser diameters

○● 实验值; — 模型值

Koide 等⁽³⁾对内环流反应器管径比的影响作了较宽范围的实验研究, 实验发现, 若上升管直径较小时, 在相同表观气速下, 增加内管直径, 液体的循环量增加, 但增加到一定程度后, 液体的循环量随管径比的增加反而减小. 图 6 反映了液体循环量随管径比的变化规律, 由图

可见, 液体的循环量随管径比的变化有一个最大值, 且表观气速不同时, 出现最大值的管径比不同. 图 7 为与图 6 相同条件下, 用于单位循环液体体积时形体阻力功耗与摩擦功耗之和随管径比变化规律的理论结果. 由上两图可看出: 图 7 中的最小点正好与图 6 中的最大点相对应, 说明用于壁面摩擦所消耗功占总功比例较小, 这时液体的循环量必定较小. 从物理意义上看, 在一定的气体流量下, 当内管直径较小时, 两管面积相差较大, 反应器底端形体阻力系数增大, 且因体积流量一定, 内管直径较小, 上升管中气体的线速度较大, 从而使得上升管中有较大的气含率, 这又增加了两相间相互摩擦所消耗的功. 当内管直径增加到较大时, 下降管中液体线速度亦增加, 将较多的气泡带入下降管, 从而增大了两相间的摩擦功耗.

Joshi 等^[4]讨论了外环流反应器中管径比对液体循环量的影响. 本模型结果和 Joshi 等^[4]的结果如图 8 所示. 当上升管和下降管面积相等时可获得最大液体循环量, 这一结果可采用与内环流反应器中同样的方式解释.

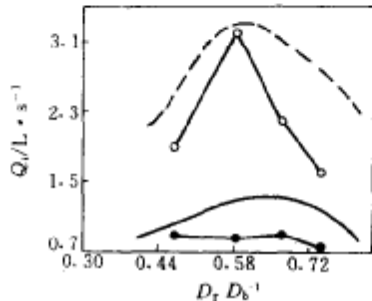


图 6 液体的循环量随管径比的变化

Fig. 6 Liquid flow rate vs. diameter ratio (IN-ALR)

$Q_L / \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	实验结果 ^[4]	本文理论值
2.31	○	---
0.11	●	—

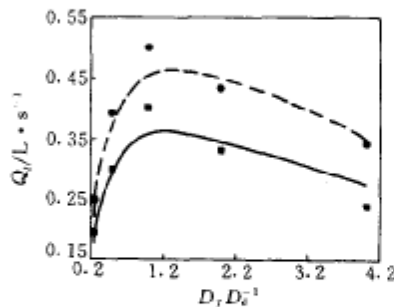


图 8 液体的循环量随管径比的变化

Fig. 8 Liquid flow rate vs. diameter ratio (EX-ALR)

$PV^{-1} / \text{kW} \cdot \text{m}^{-3}$	文献 ^[4]	本文理论值
0.3	■	---
0.6	●	—

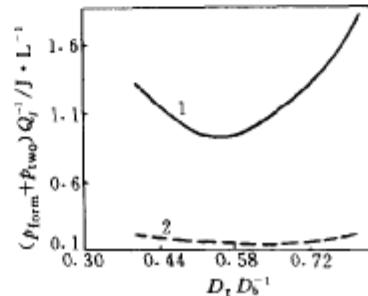


图 7 单位体积循环液体相间摩擦和形体阻力摩擦功耗随管径比的变化

Fig. 7 Energy dissipation due to form resistance and interfacial friction vs. diameter ratio (calculated)

$Q_L / \text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$: 1- 0.11; 2- 2.31

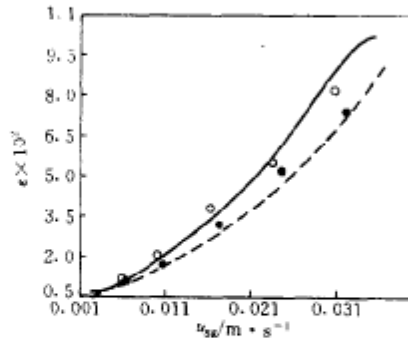


图 9 总体气含率随气速的变化

Fig. 9 Total gas holdup vs. gas velocity (IN-ALR)

D_o / m	实验值(本工作)	本文理论值
0.102	○	---
0.09	●	—

所以,无论是外环流还是内环流反应器,管径比对液体的循环量的影响均存在一个最佳值.有关文献^[10]将管径比对循环速度的影响表示为单一的幂次方关系,似尚不够全面.

5 反应器中的气含率

与液体循环速度一样,这里同样讨论气速和管径比对气含率的影响.图 9 为本实验中气含率随气速的变化规律,在内环流反应器中,当气速较小时,气含率较小;随着气速的增加,气含率随气速增加较快.从图 9 还可看出,在内环流反应器中,总体气含率随内管直径的增加而增加,因为当下降管有气泡带入后,气体也在反应器中循环,必然增加了总体气含率.

图 10 为文献〔2〕中所测得上升管中气含率及本文的计算结果,在其它条件一定时,内

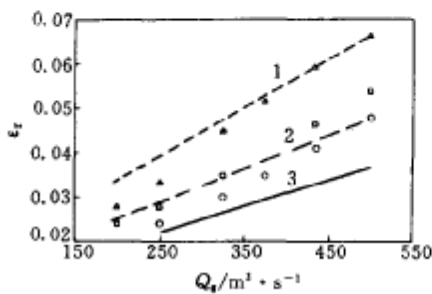


图 10 上升管中气含率随气速的变化

Fig. 10 Riser gas holdup vs. gas velocity
(IN-ALR)

D_{ri}/m	文献值 ⁽²⁾	本文理论值
0.096	△	1
0.121	□	2
0.146	○	3

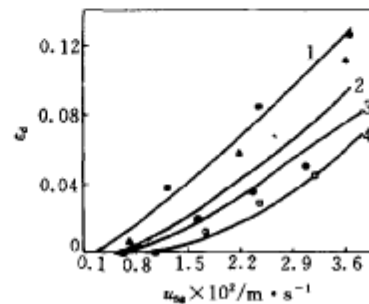


图 11 下降管中气含率随气速的变化

Fig. 11 Downcomer gas holdup vs. gas velocity
(IN-ALR)

反应器条件	实验结果	理论结果
$A_r/A_b=0.64^{(11)}$	■	1
$A_r/A_b=0.37^{(11)}$	△	2
$D_{ri}=0.102m$ (本工作)	●	3
$D_{ri}=0.102m$ (本工作)	□	4

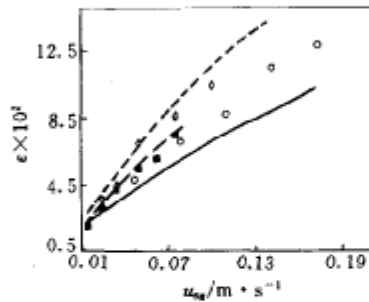


图 12 总体气含率随气速的变化

Fig. 12 Total gas holdup vs. gas velocity
(EX-ALR)

反应器条件	实验值 ⁽²⁾	本文理论值
$D_{ri}=0.14m^{(4)}$	○	—
$H_r=3.23m^{(3)}$	◇	---
$H_r=10.5m^{(3)}$	■	---

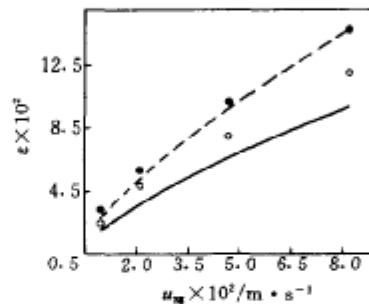


图 13 总体气含率随气速的变化

Fig. 13 Total gas holdup vs. gas velocity
(EX-ALR)

D_a/m	实验结果 ⁽³⁾	本文理论值
0.14	○	—
0.09	●	---

管直径增加, 上升管中气含率减小. 图 11 反映了本实验中和 Freedman 等^[11]实验条件下下降管中气含率随流速的变化. 由图可见, 随着内管直径的增加, 下降管中气含率增大.

图 12 则为外环流反应器中气含率的实验结果和理论结果, 当结构尺寸不同时, 气含率随流速的变化规律不同. 图 13 为 Young 等^[9]的实验结果和本模型的计算结果, 上升管中气含率随下降管面积增大而减小, 这主要是由于上升管中液体线速度相对增加的结果. 故可认为: 从变化规律来看, 外环流反应器中气含率随管径比的变化规律与液体线速度的变化规律呈相反趋势.

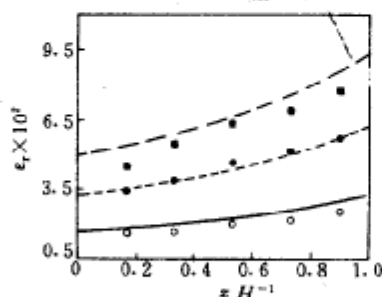


图 14 上升管中气含率沿轴向的变化

Fig. 14 Riser gas holdup vs. reactor height

($H_1 = 10.5\text{m}$)

$u_{00}/\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	本文理论值	$u_{00}/\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$	实验值 ^[3]
1.74	— —	1.61	■
1.4	- - -	1.44	●
1.067	—	0.93	○

6 上升管中气含率和速度沿轴向的变化

本模型考虑了压力变化所带来气体密度的变化, 因此, 模型结果亦能反映流动参数的轴向变化规律. 图 14 所示为上升管中气含率沿轴向的变化. 当反应器较高时, 上升管中气含率沿轴向均有较大的增加, 且当表观气速较大时更为明显. 对于液速, 作者也发现了同样的变化规律. 这主要是由于气体沿流动方向膨胀的结果, 气体的膨胀也将同时导致液体线速度沿流动方向增加.

7 结论

本文从一维两流体模型的动量方程出发, 推导了气升式反应器的能量方程, 并运用此方程分析了反应器中能量分配情况. 气升式反应器中输入功来源于气体的膨胀, 该功主要消耗于壁面摩擦、气液两相间摩擦和形体阻力, 这 3 项功耗的分配情况随反应器的操作参数和结构参数的变化而变化. 反应器中功耗分配规律还可用来解释其流动参数的变化规律. 运用文 (I) 关于环流反应器的一维两流体模型, 详细地讨论了反应器中主要流动变量随设备参数和操作参数的变化规律, 并与本工作实验数据和大量文献中实验数据进行了比较和分析, 这些结果对反应器的设计和操作有指导意义.

符 号 说 明

A ——面积, m^2
 D ——反应器内径, m
 EX-ALR——外环流反应器
 F_{two} ——气液两相间相互作用力, N/m^3
 F_w ——壁面摩擦力, N/m^3
 g ——重力加速度, m/s^2
 H ——高度, m
 IN-ALR——内环流反应器
 K ——形体阻力系数

P ——能耗, W
 P/V ——单位体积液体输入功, kW/m^3
 p ——压力, Pa
 p_o ——出口压力, Pa
 p_s ——入口压力, Pa
 Q ——体积流量, m^3/s
 r ——气泡半径, m
 R ——气体常数, $\text{J}/(\text{K} \cdot \text{mol})$
 T ——温度, K

u ——速度, m/s	d ——下降管
V_l ——液体体积循环量, m^3/s	form——形体
z ——轴向坐标	fri——摩擦
z/H ——无因次高度	g ——气相
ϵ ——气含率	i ——内
ρ ——密度, kg/m^3	l ——液相
σ ——标准方差	o ——外
σ_c ——表面张力, N/m	r ——上升管
下角标	s ——表观
acc——加速	tot——总体
ac——面积变化	two——气液相间
b ——塔	

参 考 文 献

- 1 林文才. 环流反应器流体力学特性的研究: (学位论文). 北京: 中国科学院化工冶金研究所, 1993
- 2 Jones A G. Chem Eng Sci, 1985,40:449~462
- 3 Koide K, Kurematsu K, Iwamoto S, et al. J Chem Eng Jap, 1983,16:413~419
- 4 Verlaan P, Tramper J. Chem Eng J, 1986,33:B43~B53
- 5 Joshi J B, Ranade V V, Gharat S D, et al. Can J Chem Eng, 1990,68:705~741
- 6 Chisti M Y. Airlift bioreactors. London & New York: Elsevier Sci Pub Ltd, 1989
- 7 Merchuk J C, Stein Y. AIChE J, 1981,27:377~388
- 8 Onken U, Weiland P. Eur Appl Microbiol Biotechnol, 1980,10:31~40
- 9 Young M A, Carbonell R G, Ollis D F. AIChE J, 1991,37:403~428
- 10 Bello R A, Robinson C W, Moo-Young M. Can J Chem Eng, 1984,62:573~577
- 11 Freedman W, Davidson J F. Trans Inst Chem Engrs, 1969,47:T251~T262

A FLUID DYNAMICS MODEL FOR AIR-LIFT LOOP REACTORS (Ⅱ)

ANALYSES ON EXPERIMENTAL DATA AND CALCULATED RESULTS

Lin wencai, Mao Zaisha and Chen Jiayong

(Institute of Chemical Metallurgy, Academic Sinica, Beijing 100080)

Abstract The gas holdup and linear liquid velocity in an internal loop air-lift reactor (ALR) under a wide range of operating conditions were determined by means of the electrochemical method. The energy equation was derived on the basis of the one-dimensional two-fluid model of ALR presented in Part I of this series. The main characteristic parameters of fluid flow in both internal and external loop reactors, such as liquid velocity, gas holdup and the partition of dissipation of input energy were analysed in detail.

Keywords air-lift loop reactor, fluid dynamics, one-dimensional model