

# 气升式多通道膜反应器气促湍动过程的研究

蔡梦云,王 岚,王龙耀\*

(江苏省先进催化与绿色制造协同创新中心,常州大学石油化工学院,江苏 常州 213164)

**摘要:**构建了气升式多通道膜反应器(ALMR)的气升过程模型,分析了气升通道和曝气量 $Q_G$ 等参数对流体气含率 $\varepsilon$ 、气升液速 $v_L$ 的影响。结果表明,在实验条件下, $\varepsilon$ 随 $Q_G$ 和气泡尺寸的增大而增大;扩大气升通道直径可有效提高气泡上升速率,降低流体的 $\varepsilon$ ,随着导流筒长度 $h$ 的增大 $\varepsilon$ 减小,气速较液速增长更快,且该现象随 $Q_G$ 的增大更为显著;气升过程存在剧烈的搅混作用,随着 $Q_G$ 的增大,液流量 $Q_L$ 和 $v_L$ 逐渐增大并趋于稳定,液体气升方向动能较曝气输入功低了2个数量级,过程的耗散功 $\Delta E$ 则呈近线性增长; $\Delta E/h$ 保持稳定,不随 $h$ 的变化而变化。

**关键词:**气促湍动;气升式膜反应器;气含率;多相流;动力学模型

中图分类号:TQ028.8;TQ018

文献标志码:A

文章编号:0253-4320(2020)01-0207-04

DOI:10.16606/j.cnki.issn.0253-4320.2020.01.044

## A study on gas promoted turbulent process of airlift multi-channel membrane reactor

CAI Meng-yun, WANG Lan, WANG Long-yao\*

(Advanced Catalysis and Green Manufacturing Collaborative Innovation Center, School of Petrochemical Engineering, Changzhou University, Changzhou 213164, China)

**Abstract:** A mathematic model is built for the airlift process of an airlift multi-channel membrane reactor (ALMR). The influences of the airlift channel, aeration rate ( $Q_G$ ) and other parameters on the gas holdup and airlift velocity in ALMR are investigated. The experimental results show that the gas holdup increases with the increases of aeration rate and bubble size. Increasing the diameter of the airlift channel can effectively accelerate the lifting velocity of bubble and reduce the fluid's gas holdup. With the increasing length of the draft tube, the gas holdup decreases and the gas velocity increases faster than the liquid velocity. Furthermore, this phenomenon is dramatic with the increasing aeration rate. Violent mixing occurs during the process of airlift. As  $Q_G$  increases, both the liquid flow  $Q_L$  and the liquid velocity increase sharply at the beginning and tend to be stable quickly. The kinetic energy in the direction of liquid air lift is two orders of magnitude lower than that in the direction of aeration inlet. In the experimental process, it is linear relationship between dissipation energy ( $\Delta E$ ) and aeration rate. The ratio of  $\Delta E$  to the height of the outlet of the draft tube  $h$  can keep stable,  $\Delta E/h$  will not change with the change of  $h$ .

**Key words:** gas promoted turbulence; airlift membrane reactor; gas holdup; multiphase flow; kinetic model

气升式膜反应器(ALMR)耦合了膜过滤过程<sup>[1-2]</sup>和气升反应过程<sup>[3]</sup>,曝气能够实现膜表面的错流、反应器内的搅拌和供气<sup>[4-5]</sup>,适用于耗氧水处理、加氢、氯化、气升发酵等耗气过程。与整体流程的工艺优化<sup>[6]</sup>不同,设备结构和操作参数的调控,对ALMR内部气液两相流的存在状态和传质特性有着直接影响。气含率<sup>[7]</sup>和气升液速<sup>[8]</sup>是ALMR的2个重要流体力学参数,体现了流体的混合特征与流动特性。本工作构建了基于多通道膜管的ALMR,从设备结构入手,讨论曝气量 $Q_G$ 、气含率 $\varepsilon$ 、液流量 $Q_L$ 及气升液速 $v_L$ 间的关系,研究了曝气器尺寸、导流筒气升段长度 $h$ 对ALMR气促湍动

过程的影响。本研究结果可为气升式多通道膜反应器曝气器、导流筒高度的选型及曝气量的选择提供依据。

## 1 实验部分

### 1.1 实验装置与流程

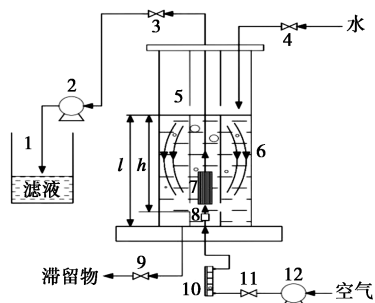
实验用到的ALMR反应器以多通道管式陶瓷膜为膜过滤元件,膜管底部设置曝气器,外罩导流筒,导流筒液相入口与曝气头平行,装有膜管的导流筒垂直浸入反应器内的料液中,相应装置结构示意图如图1所示。其中ALMR尺寸为 $\varnothing 120\text{ mm} \times 1\ 200\text{ mm}$ ,导流筒为设有进液口和出液口的 $\varnothing 50\text{ mm}$ 直管。

收稿日期:2019-03-14;修回日期:2019-11-10

基金项目:江苏省先进催化与绿色制造协同创新中心创新型人才支持项目(ACGM2018-03);2018年江苏省产学研合作项目(FZ20150087)

作者简介:蔡梦云(1995-),女,硕士生;王龙耀(1975-),男,博士,教授,研究方向为膜分离及化工过程设计,通讯联系人,wang.longyao@cczu.edu.cn。

ALMR 反应器筒体设有液位标尺,导流筒内装 1 根膜管。实验所用陶瓷膜管和曝气器规格如表 1。



1—滤液罐;2—抽吸泵;3—出水阀;4—进水阀;5—导流筒;  
6—反应器;7—陶瓷膜管;8—曝气器;9—排泥阀;  
10—空气流量计;11—进气阀;12—空压机

图 1 试验装置示意图

表 1 陶瓷膜管及曝气器规格

名称	外径/ mm	高/ mm	孔径/ μm	孔隙 率/%	内通道/ (mm×个)	厂家
陶瓷膜管 a	41	245	0.2	35	Ø6×19	江苏久吾高科技股份有限公司
陶瓷膜管 b	31	245	0.2	35	Ø4×19	江苏久吾高科技股份有限公司
直管曝气器	8	30	6000	—	—	上海喆成橡塑制品有限公司
陶瓷曝气器	23.5	28.5	50	30	—	石家庄亿达过滤设备厂
纯钛曝气器	20	18.5	5	30	—	宜兴市乐克环保设备有限公司

以水-空气作为实验物系,气体由反应器底部的曝气器曝入,以微气泡形式分散在水中。在气升作用下,气液混合流体沿导流筒上升,在膜表面形成错流,然后升至导流筒开口处流出。气泡升至液面后破碎,液相流体经导流筒外的降液区返回导流筒底部。曝气流量通过管路阀门控制,反应器内液位通过进料阀调节。膜滤液由抽吸泵抽出到滤液罐中,沉淀物由排泥阀排出。液位、压差、温度及流量参数由现场仪表读取。

### 1.2 过程参数的测量方法

采用体积膨胀法测量导流筒气升段的平均气含率  $\varepsilon$ 。测量导流筒气升段总体积  $V_{GL}$ ;在曝气稳定后,切断曝气管路与导流筒出口,计量导流筒气升段液相体积  $V_L$ ,则导流筒气升段的  $\varepsilon$  可按式(1)计算。

$$\varepsilon = (V_{GL} - V_L) / V_{GL} \quad (1)$$

式中, $\varepsilon$  为导流筒气升段的平均气含率,%; $V_{GL}$  为导流筒气升段总体积, $m^3$ ; $V_L$  为导流筒气升段液相体积, $m^3$ 。

由实验测得的导流筒内气体的平均曝气流量  $Q_G$  和气升通道的截面积  $A_{GL}$ ,可按式计算气升流速  $v_G$ 。

$$v_G = Q_G / \varepsilon A_{GL} \quad (2)$$

式中, $v_G$  为气升流速, $m^3/s$ ; $Q_G$  为平均曝气流量, $m^3/s$ ; $A_{GL}$  为气升通道的截面积, $m^2$ 。

采用体积计量法测量导流筒内液体的平均气升液流量  $Q_L$ 。将导流筒出口引出,保持 ALMR 内液面稳定,在液面平行位置接取导流筒内流出的液体,接取的液体量  $V$  与接取时间  $t$  的商,即为导流筒内的  $Q_L$  [9]。

$$Q_L = V / t \quad (3)$$

式中, $Q_L$  为平均气升液流量, $m^3/s$ ; $V$  为接取的液体量, $m^3$ ; $t$  为接取所用时间, $s$ 。

由实验测得导流筒内液体的  $Q_L$ ,可按式计算气升液速  $v_L$ 。

$$v_L = Q_L / [(1 - \varepsilon) A_{GL}] \quad (4)$$

式中, $v_L$  为气升液速, $m/s$ 。

导流筒在 ALMR 中垂直摆放,从曝气头到出口的气升高度记为  $h$ 。

## 2 结果与讨论

### 2.1 曝气与气泡及气含率的关系

在相同条件下,不同曝气器所导致的差别主要体现在气泡尺寸 [10] 上。曝气所产生的气泡,直接影响到气液多相流的  $\varepsilon$  及相分散的均匀性。对于水等低黏度料液,通常气泡的脱离尺寸可由式(5)迭代计算得到 [11]。气泡的脱离尺寸  $D$  主要受到曝气孔直径  $d_0$  的影响,且曝气孔气速  $\omega_0$  对  $D$  的影响随着  $d_0$  的减小而减弱。

$$D^{(n)} = (1/2) \{ 6d_0\sigma/\rho_L g + (1.89\omega_0^2 d_0^3)/g [D^{(n-1)}]^2 \}^{1/3} \quad (5)$$

式中, $D^{(n)}$  为气泡脱离直径的  $n$  次迭代值, $m$ ; $d_0$  为曝气孔直径, $m$ ; $\sigma$  为表面张力, $N/m$ ; $\omega_0$  为曝气孔气速, $m/s$ ; $\rho_L$  为液体密度, $kg/m^3$ ; $g$  为重力加速度, $m/s^2$ 。

特别地,当  $d_0$  达到微米级时, $\omega_0$  对  $D$  的影响迅速变小,这意味着此时曝气流量对脱离气泡的尺寸影响不大。在空气-水物系中,使用不同曝气器的实验结果如表 2 所示,实验结果与计算结果基本一致。

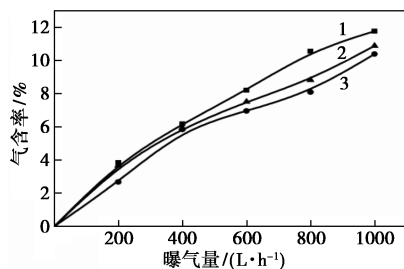
表2 不同曝气器的气泡尺寸及其上升速率

曝气器种类	$d_0/\mu\text{m}$	$\omega_0/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$	$D^{(n)}/\text{mm}$	$D/\text{mm}$	$\omega_0'/(\text{m}\cdot\text{s}^{-1})$
直管	6000	5.89	16.1	14.93	0.58
陶瓷曝气器	50	0.44	0.65	1.08	0.22
纯钛曝气器	5	0.75	0.30	0.43	0.38

注:曝气量 600 L/h,水-空气体系,室温 25℃。

在液相作为连续相的流体中,气泡上升速度可以看作是液相速度和静止液相中气相上升速度之和<sup>[12]</sup>。由表2可见,在实验条件下,不同尺寸气泡的上升速度 $\omega_0'$ 差别不大。

在理想条件下的水-空气流体中,气泡的上升速度稳定,主要受到气液相密度、界面张力、气升通道和气泡尺寸<sup>[13]</sup>的影响。图2给出了平均曝气流量 $Q_c$ 与 $\varepsilon$ 的关系。由图可见,在实验范围内,使用不同曝气器的 $\varepsilon$ 均随 $Q_c$ 的增长而增长。随着 $Q_c$ 增大,平均表观气速的增加引起气体流量分数增加,导致 $\varepsilon$ 增大。



1—单管(Ø6 000 mm);2—陶瓷曝气器(50 mm,30%;Ø23.5 mm×28.5 mm);3—陶瓷曝气器(5 mm,30%;Ø20 mm×18.5 mm)

图2 平均曝气流量与气含率的关系  
(同心圆排布 Ø6×19 通道膜管,  $h=600$  mm, 30℃)

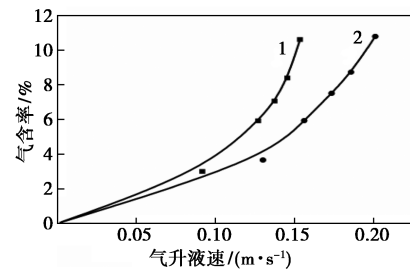
## 2.2 气含率与气升液速的关系

由于 $\varepsilon$ 不同而产生的密度差是流体在导流筒气升区和筒外降液区形成循环流动的原因<sup>[14]</sup>。对于水-空气物系管式膜元件 ALMR 系统,稳定运行条件下,设导流筒内流体中气含率均匀一致,液相运动的轴向速度相同,忽略气相的动能和位能,以曝气头与液相入口平面为基准列能量平衡式,据 Fanning 公式得:

$$v_L \varepsilon = \sqrt{2g\varepsilon h / \{1 - \varepsilon + \varepsilon \Phi^2 \lambda [(l + l_c)/d]\}} \quad (6)$$

式中, $\Phi$ 为两相流动的压力损失与单相流动的压力损失之比; $h$ 为气升高度,m; $\lambda$ 为摩擦因数; $l$ 为气升管路长度,m; $l_c$ 为阻力损失当量长度,m; $d$ 为气升管路直径,m。

在实验条件下,使用陶瓷曝气器进行曝气,测得气升液速 $v_L$ 与导流筒气升段的 $\varepsilon$ 关系如图3所示。



1—膜管通道 Ø4×19;2—膜管通道 Ø6×19

图3 装填不同通道直径膜管时流体气含率随气升液速的变化关系  
(陶瓷曝气器,  $h=600$  mm, 25℃)

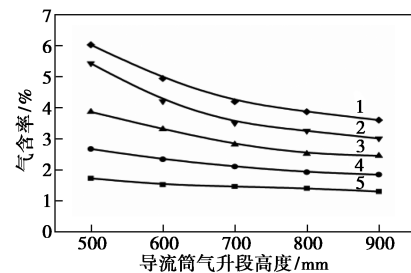
由图3可见,在相同 $v_L$ 下,装填了 Ø6×19 通道膜管的流体 $\varepsilon$ 明显低于装填了 Ø4×19 通道膜管的,其中在 $v_L=0.12$  m/s 时二者 $\varepsilon$ 的差值超过了50%。这表明在相同液速等实验条件下,增大气升通道的直径,可有效地提高气泡的上升速率,降低流体的 $\varepsilon$ 。此外,对比式(7)可以发现,气升通道的尺寸对 $\varepsilon$ 的影响主要通过流动阻力项的影响来实现。对于确定的装置过程,当阻力损失变化不大时,平均 $v_L$ 主要与 $\varepsilon$ 和导流筒的气升段高度 $h$ 有关。

## 2.3 导流筒气升段长度与气含率关系

在 ALMR 内,促使气液多相流体在导流筒内流动的过程推动力<sup>[15]</sup>是导流筒进出口的压差。在相同导流筒长度的情况下, $\varepsilon$ 决定了该推动力的大小。由式(6)可得到 $\varepsilon$ 的估算式为:

$$\varepsilon = 1 / \{ 2gh/v_L^2 + 1 - \Phi^2 \lambda [(l + l_c)/d] \} \quad (7)$$

图4给出了导流筒对气升流体中 $\varepsilon$ 的影响。



曝气量:1—1000 L/h;2—800 L/h;3—600 L/h;4—400 L/h;5—200 L/h

图4 不同曝气量下导流筒气升高度对气含率的影响

(陶瓷曝气器,同心圆排布 Ø6×19 通道膜管, 25℃)

由图4可见,随着导流筒气升高度 $h$ 的增大, $\varepsilon$ 逐渐减小,并且这一现象随着 $Q_c$ 的增大更为显著。其中在 $Q_c=1000$  L/h 时, $h=900$  mm 较 $h=500$  mm

的  $\varepsilon$  下降了 40%。这同时也意味着与液速相比, 气速出现了更快的增长。此外, 与式 (8) 对比, 虽然 ALMR 中  $h$  的增大意味着气升管路长度  $l$  的延长, 但显然此时导流筒内单位气升液体的静压能转化为动能的总量也会增长。

### 2.4 气含率与气升液量的关系

相同  $v_L$  情况下, 由于  $\varepsilon$  的不同, 气升液量<sup>[16]</sup> 也会出现差异。将式 (4) 和式 (6) 联立, 整理得到:

$$Q_L^2/A_{GL}^2 = [2gh\varepsilon(1-\varepsilon)^2]/\{1-\varepsilon+\varepsilon\Phi^2\lambda[(l+l_e)/d]\} \quad (8)$$

式中,  $Q_L/A_{GL}$  的物理意义为以  $A_{GL}$  为流通截面的导流筒表观平均液速, 在  $A_{GL}$  确定情况下, 也代表了总体气升液量情况。

图 5 给出了导流筒表观平均液速  $Q_L/A_{GL}$  与  $\varepsilon$  的关系曲线。

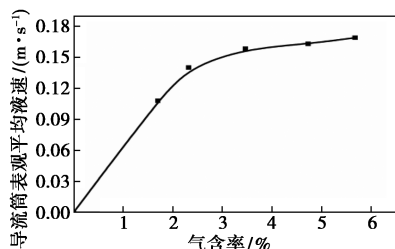


图 5 气含率对导流筒表观平均液速的影响  
(陶瓷曝气器, 同心圆排布  $\varnothing 6 \times 19$  通道膜管,  $h = 600$  mm,  $25^\circ\text{C}$ )

式 (8) 中的  $\Phi^2\lambda[(l+l_e)/d]$  项包含了流体特性参数和气升通道结构参数, 代表了实验条件下的气升流动阻力。受实验条件的限制, 虽然图 5 没有给出高  $\varepsilon$  下  $Q_L/A_{GL}$  的变化情况, 但通过分析式 (8) 可知, 随着  $\varepsilon$  的增大,  $Q_L/A_{GL}$  先增大后减小。当  $\varepsilon = 1/(1+\sqrt{1+2\Phi^2\lambda[(l+l_e)/d]})$  时, 式 (9) 中的  $Q_L/A_{GL}$  将达到极大值, 将之带入式 (8), 可得到平均气升液速的最大值  $v_{Lmax}$  为:

$$v_{Lmax} = [2gh/(\sqrt{1+2\Phi^2\lambda[(l+l_e)/d]} + \Phi^2\lambda[(l+l_e)/d])]^{1/2} \quad (9)$$

### 2.5 曝气流量与多相流湍动

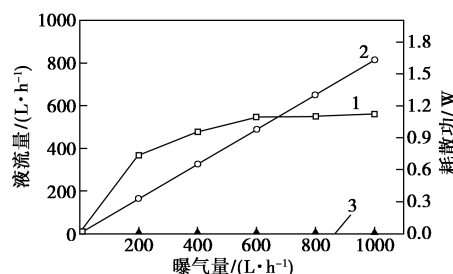
气升过程是一个能量耗散的过程, 除一部分静压能转化为多相流的气升动能外, 其余将耗散在液相中。在气升操作中, 曝气流量决定着过程的能量供应。忽略气体的动能与做功, 则过程的耗散功  $\Delta E$  可按式 (10) 估算:

$$\Delta E = \rho ghQ_G - (1/2)\rho Q_L v_L^2 \quad (10)$$

将式 (10) 与式 (4) 联立, 可得:

$$\Delta E = \rho ghQ_G - (1/2)\rho(1-\varepsilon)A_{GL}v_L^3 \quad (11)$$

式 (11) 中  $\varepsilon$  随着  $Q_G$  的增大而呈近线性增长 (参见图 2)。此外, 当  $v_L$  稳定后, 过程中的  $\Delta E$  将随着  $Q_G$  的增大而增大。图 6 给出了  $Q_G$  与  $Q_L$ 、曝气输入功  $E(\rho ghQ_G)$  和液体气升方向动能  $E(1/2\rho Q_L v_L^2)$  的实验结果。



1—液流量; 2—曝气输入功; 3—液体气升方向动能

图 6 曝气过程中曝气量对平均气升液流量及能量  $E$  的影响

(陶瓷曝气器, 同心圆排布  $\varnothing 6 \times 19$  通道膜管,  $h = 600$  mm,  $25^\circ\text{C}$ )

与均相流体相比, 气升过程中动态变化的界面将使多相流体内出现剧烈的搅混作用。由图 6 可见, 随着  $Q_G$  的增大,  $Q_L$  逐渐增大并趋于稳定。由于  $E(1/2\rho Q_L v_L^2)$  的值较  $E(\rho ghQ_G)$  低了 2 个数量级, 因此过程的耗散功  $\Delta E$  随曝气流量  $Q_G$  的增大而呈近线性增长。此外, 在实验范围内, 耗散功与导流筒出液口高度的比值  $\Delta E/h$  能够保持稳定, 与导流筒出液口高度的关系不大。

### 3 结论

构建了多通道陶瓷膜管气升式膜反应器, 研究结果显示: ①曝气孔气速  $\omega_0$  对气泡脱离直径  $D$  的影响随着微孔尺寸  $d_0$  的减小而减弱, 在实验条件下, 不同尺寸气泡的上升速度  $\omega_0'$  差别不大; ②在相同液速等实验条件下, 增大气升通道的直径, 可以有效地提高气泡的上升速率, 降低流体的  $\varepsilon$ , 其中在  $v_L = 0.12$  m/s 时, 装填  $\varnothing 6 \times 19$  通道膜管与  $\varnothing 4 \times 19$  通道膜管的流体  $\varepsilon$  差值超过了 50%; ③随着  $h$  的增大,  $\varepsilon$  逐渐减小, 气速较液速出现了更快的增长, 并且这一现象随着  $Q_G$  的增大更为显著, 其中在  $Q_G = 1000$  L/h,  $h = 900$  mm 时  $\varepsilon$  较  $h = 500$  mm 的下降了 40%; ④气升过程存在剧烈的搅混作用, 随着平均  $Q_G$  的增大,  $Q_L$  和  $v_L$  逐渐增大并趋于稳定, 过程的耗散功  $\Delta E$  则呈近线性增长; ⑤在实验范围内,  $\Delta E/h$  的值能够保持稳定, 不随导流筒出液口高度的变化而变化。

(下转第 214 页)

(4)  $C_4$  压缩机缓冲罐水相中, 烃类重组分含量高, 去浓缩水罐处理, 易造成净化水中油含量偏高。

(5)  $C_4$  裂解正常运行, 催化剂每日的单耗还高于 DMTO- II 的设计值。

(6)  $C_4$  反再系统装催化剂比较困难, 催化剂加剂线易出现堵塞。

#### 4.3 $C_4$ 回炼裂解瓶颈问题解决措施

(1) 从  $C_4C_5$  罐区增加 1 条进料线至  $C_4$  进料气化器, 满足  $C_4$  开车初期进料稳定供给。

(2) 为了有效控制第二再生器的再生温度, 外取热器流化风增加氮气流化介质, 同时, 第二再生器增加与 DMTO- I 再生器相同的降温氮气形式, 可有效控制再生器发生尾燃。

(3) 为了能有效地避免深度裂解生产大量甲烷和丙烷, 将床层反应改造为提升管反应器<sup>[2]</sup>形式。

(4) 去  $C_4$  反再系统催化剂输送管线增设 1 组松动点, 有效地改善了气相输送中的堵塞。

(5)  $C_4$  压缩机缓冲罐水相, 探索性地增加 1 条去 DMTO 反应气压缩机二段罐的排放线。

### 5 $C_4$ 回炼裂解工艺改进效果

(1) 通过创新性的改进,  $C_4$  回炼实现了连续稳定运行。

(2) DMTO- II 装置吨烯烃甲醇单耗量达到

2.95 t/t, 使得只开 DMTO- I 的吨烯烃甲醇单耗有了大幅度降低。

(3) DMTO- II 工艺实现了一种催化剂同时催化 2 个性质截然不同的反应<sup>[1]</sup>。

(4) DMTO- I 增加了  $C_4+$  的预积碳, 有效地降低了再生催化剂与 MTO 反应气的高温差。

### 6 结论

(1)  $C_4$  裂解工艺的创新性改进实现了  $C_4$  裂解的连续稳定运行。

(2) 实现了  $C_4$  裂解与甲醇制烯烃工艺热量的充分耦合, 进一步推进了  $C_4$  的综合利用。

(3) DMTO- I 再生催化剂管线增加了预积碳流程, 使得适量  $C_4+$  与 MTO 再生催化剂反应, 生成的积碳预先附着在催化剂表面及孔口, 有效地达到催化剂的择型效应; 同时, 也能很好地控制高温再生催化剂与 MTO 反应气接触发生二次反应。

(4)  $C_4$  裂解工艺的探索性的实践, 为  $C_4$  综合利用提供了可参考性的借鉴。

#### 参考文献

- [1] 刘中民. 甲醇制烯烃[M]. 北京: 科学出版社, 2015.
- [2] 陈俊武. 催化裂化工艺与工程[M]. 2 版. 北京: 中国石化出版社, 2005. ■
- [3] Wang X J, Zhang H, Guo Y G. The current status and development needs of relevant standards in the field of membrane separation[J]. Membrane Science and Technology, 2015, 35(2): 121-127.
- [4] 王丽娟, 王岚, 王龙耀, 等. 陶瓷微滤在工业废水处理中的应用[J]. 常州大学学报: 自然科学版, 2012, 24(4): 89-92.
- [5] Wang L Y, Chen D P, Zhao Y P, et al. Fe(III)/modified activated clay catalytic ozonation of oxalic acid in internal loop airlift reactor (ILAR)[J]. Oxidation Communications, 2017, 40(1): 401-409.
- [6] 王岚, 潘繁荣, 王龙耀. 内循环式膜生物反应器: ZL, 201310625387.5[P]. 2013-10-06.
- [7] 王毅, 王龙耀, 邢卫红. 操作条件及膜材质对膜生物反应器的影响[J]. 南京工业大学学报: 自然科学版, 2008, 30(2): 6-10.
- [8] Wang L Y, Yang Z D, Wang L, et al. Minimizing the operation time for continuous feed diafiltration processes under constant concentration ratio[J]. Desalination, 2006, 57(7): 1632-1636.
- [9] 王文华, 沈娟, 徐志刚, 等. 气升式内环流反应器的气含率研究[J]. 现代化工, 2007, 27(S1): 325-328.
- [10] Jin B, Yin P, Lant P. Hydrodynamics and mass transfer coefficient in three-phase air-lift reactors containing activated sludge[J]. Chemical Engineering & Processing Process Intensification, 2006, 45(7): 608-617.
- [11] 王龙耀. 一体式气升陶瓷膜反应器的研制及其应用特性研究[D]. 南京: 南京工业大学, 2007.
- [12] 史素青. 可提高气升式生物反应器性能的微气泡发生器[J]. 现代化工, 2010, 30(4): 96-96.
- [13] 李启恩. 喷嘴气泡脱离直径的计算[J]. 化工学报, 1990, (6): 754-761.
- [14] 肖宏亮, 高孔荣. 气升式生物反应器强化传质与节能研究[J]. 现代化工, 1996, (5): 17-20.
- [15] Taitel Y, Bamea D. Effect of gas compressibility on a slug tracking model[J]. Chemical Engineering Science, 1998, 53(11): 2089-2097.
- [16] 霍卫东, 胡发亨, 刘敏, 等. 大型加压环流反应器局部气含率及气泡行为研究[J]. 现代化工, 2009, 29(2): 57-61.
- [17] 沈浩, 张春, 陈超, 等. 气升式陶瓷膜过滤装置处理油田含聚采出水[J]. 化工学报, 2016, 67(9): 3768-3775.
- [18] Khalil I F, Jafari N M, Kazemzadeh A, et al. Analysis of gas holdup and bubble behavior in a biopolymer solution inside a bioreactor using tomography and dynamic gas disengagement techniques[J]. Journal of Chemical Technology & Biotechnology, 2018, 93(2): 340-349. ■

(上接第 210 页)

#### 参考文献