

文章编号 1000-5013(2004)03-0231-06

# 局部法模拟计算塔板气泡直径

王维德 赵 鹏

(华侨大学材料科学与工程学院, 福建 泉州 362021)

**摘要** 蒸馏过程的传质速率与塔板上气液泡沫层传质面积有关,传质面积由气泡直径大小、分布和浓度所决定.塔板气泡大小或者采用实验测定,或者采用模拟计算.模拟计算有两类方法,即局部法和总体法.文中重点介绍局部法模拟计算气泡直径的方法、数学模型和研究进展.

**关键词** 气泡直径,破裂,聚并

**中图分类号** TQ 021.4 TQ 011

**文献标识码** A

## 1 气泡直径对传质过程的影响及其测算

传质面积对传质速率影响很大,其准确的模拟计算对于传质过程的研究至关重要.传质面积由气泡直径大小、分布和浓度(单位体积气液混合体所含气泡数目)所决定.因此,计算传质面积的实质是气泡直径大小、分布和浓度的模拟计算.气泡大小受塔板流体力学状况、物性和操作条件影响,由于塔板流体力学状况十分复杂,气泡大小的实验测定和模拟计算都很困难.塔板气泡大小或采用实验测定,或采用模拟计算.实验测定采用照相机、光导法、光电法、图象处理技术、电导电极法等方法<sup>[1~6]</sup>,测算气泡大小.这些方法或者进行局部测定,以此为依据进行全局气泡平均直径的计算,或对瞬间成象的图片进行处理得出气泡平均直径.由于气泡处于不断聚并和破裂的动态变化中,不同区域气泡直径大小、分布和浓度也有差别.因此,实验测定的最终计算结果也只是近似的.气泡大小和浓度的模拟计算有两类方法,即局部法和总体法<sup>[7]</sup>.总体法是在流体力学分析基础上,得出经验或半经验的气泡直径关联式,从而得出全塔的传质面积<sup>[8~15]</sup>.局部法通过对控制体积建立并求解气泡颗粒衡算方程(Population Balance Equation,简称PBE),得到塔板上气泡直径大小、分布和浓度.PBE中的关键项是气泡的生成和消失项,涉及气泡的破裂速率和聚并速率的计算.目前对导致破裂和聚并的机理不够清楚且获得可靠实验数据有很大困难,因而至今未能提出较为准确并普遍适用的模拟计算气泡破裂和聚并速率的模型.由于塔板上气泡大小和浓度实验测定的困难性,这方面实验数据的文献报道较少.所发表的少量数据又因测定技术不同存在不一致<sup>[4]</sup>.而且,一些已发表的文献数据是对模拟装置做的,其与实际装置又存在差别.鉴于塔板气液传质面积的准确模拟计算对于传质过程研究的重要性,近几十年来许多学者对这个问题开展了许多研究,并取得了令人瞩目的成果.下面对局部法模拟计算气泡直径的方法、数学模型和研究进展作简要介绍.

## 2 局部法模拟计算气泡直径

### 2.1 气泡颗粒衡算方程

PBE用于描述分散体颗粒尺寸大小、分布、浓度和其它性质<sup>[16]</sup>.PBE系在控制体积中对某种直径的气泡进行衡算得到的.Millies等人<sup>[7,17]</sup>在研究鼓泡塔中泡沫层传质面积时给出下列形式的PBE.即

收稿日期 2003-09-11

作者简介 王维德(1958),男,副教授,主要从事传质过程及设备的研究. E-mail:wangwd@hqu.edu.cn

基金项目 国务院侨务办公室科研基金资助项目(01QZR06)

$$\frac{\partial f}{\partial t} + \nabla(fu_g) = \left(\frac{1}{\rho_g} \frac{D_g}{Dt} + \frac{ma}{\rho_g \mu_g}\right) \frac{\partial}{\partial v}(vf) + \int_0^v r_1(v, v') f(v') dv' - \int_0^v r_1(v, v') dv f(v) / v + \frac{1}{2} \int_0^v r_2(v, v-v') f(v') f(v-v') dv - \int_0^v r_2(v, v') f(v) dv f(v). \quad (1)$$

式(1)中  $f$  为气泡数目的概率密度函数,  $f$  对所有气泡体积积分即为单位体积分散体中的气泡总数,  $r_1$  和  $r_2$  分别为描述气泡破裂概率和聚并概率的 Kernel 函数(其计算参见文献[7]),  $v$  和  $v'$  表示两类不同气泡的体积. 方程(1)为针对控制体积进行衡算得到的 PBE, 方程左侧第 1 项为控制体积中某种大小的气泡(该文用气泡体积表示气泡大小, 因此某种大小的气泡即为某种体积的气泡, 下简称衡算气泡)数目的积累项, 第 2 项为自控制体积输出的衡算气泡数目与向控制体积输入的衡算气泡数目的差的对流项. 方程右侧第 1 项为由于气体密度变化引起的气体体积变化和由于传质造成的衡算气泡数目的变化, 第 2 项为体积较大的气泡破裂生成衡算气泡的生成项, 第 3 项为衡算气泡破裂生成体积较小气泡造成的衡算气泡的消失项, 第 4 项为体积较小的气泡聚并生成衡算气泡的生成项, 第 5 项为衡算气泡聚并生成体积较大的气泡造成的衡算气泡的消失项. Fleischer 等人<sup>[18]</sup>在鼓泡塔气泡破裂、聚并机理研究和吸收传质研究中, 提出 PBE 的表达式为

$$\frac{\partial f(z, v, t)}{\partial t} + \nabla[f(z, v, t) u_b(z, v)] + \frac{\partial}{\partial v}[f(z, v, t) \frac{\partial}{\partial t} v_b(z, v)] = \frac{\partial}{\partial t}[D_z(z, v) \frac{\partial}{\partial z} f(z, v, t)] + B(z, v, t) + C(z, v, t). \quad (2)$$

式(2)中  $f$  的意义与式(1)相似, 这里将流体流动视为  $z$  方向上的一维流动, 故气泡数目密度函数  $f$  为泡沫层所处位置  $z$ 、气泡体积  $v$  和时间  $t$  的函数. 方程(2)左侧第 1 项为控制体积中衡算气泡数目的积累项, 第 2 项为自控制体积输出和输入的衡算气泡数目的差的对流项, 第 3 项为由于传质或由于气体压力下降引起的气体体积增大造成的衡算气泡数目变化. 方程右侧第 1 项为实际流体流动与活塞流的偏差引起的流体分散造成的衡算气泡数目变化, 第 2 项为由于气泡破裂造成的衡算气泡数目的变化, 第 3 项为由于气泡聚并造成的衡算气泡数目的变化. 第 2 项和第 3 项都包括了衡算气泡的生成和消失两部分. 即第 2 项包括体积较大的气泡破裂生成衡算气泡的生成速率, 以及衡算气泡破裂生成较小气泡造成的衡算气泡的消失速率, 第 3 项包括直径较小的气泡聚并生成衡算气泡的生成速率, 以及衡算气泡聚并生成较大气泡造成的衡算气泡的消失速率. 式(2)难于求得解析解, PBE 一般采用离散方法进行数值求解<sup>[4, 19, 20]</sup>, 即将气泡实际大小为连续分布近似地离散为不同大小的几类. Domenico 等人对式(2)作出 6 点近似假定. (1) 气泡由  $N$  类不同大小的气泡构成. (2) 忽略由传质和气体压力下降引起的气体体积的增大造成衡算气泡数目的变化. (3) 气泡上升速率只是气泡类别和径向位置的函数. (4) 式(2)作为矢量的气泡速率只考虑垂直方向( $z$  向). (5) 对流项只考虑垂直方向上的对流. (6) 塔板上的流体被分成  $M$  个同心的流体圈, 每个流体圈中的流体为活塞流, 流体圈之间没有气泡的交换. 基于上述假定, 式(2)可被简化为下列形式  $M \times N$  的常微分方程为

$$u_{kr} \frac{dn_{kr}(z)}{dz} = B_{kr} + C_{kr}, \quad k = 1, 2, \dots, N; \quad r = 1, 2, \dots, M. \quad (3)$$

如前所述, 式中  $B$  和  $C$  都包括了生成速率和消失速率两部分. 在气泡的破裂和聚并机理研究中, 一般都假定气泡的破裂和聚并都是二元过程<sup>[4, 16, 21]</sup>, 即较大的气泡破裂生成两个较小的气泡. 两个较小的气泡聚并生成一个较大的气泡, 则式(3)可进一步表示为

$$u_{kr} \frac{dn_{kr}(z)}{dz} = \frac{1}{2} \sum_{i,j} C_{ijk} H_{ijr} - \sum_i H_{ikr} + \sum_{i,j} \sum_{j,k} H_{ijr} - \sum_{i,j} H_{ijr}, \quad k = 1, 2, \dots, N; \quad r = 1, 2, \dots, M. \quad (4)$$

式(3)和(4)中,  $u$  为气泡上升速率,  $n$  为第  $k$  类气泡的浓度,  $H$  为碰撞频率,  $C_{ijk}$  和  $H_{ijk}$  分别为气泡的聚并效率和破裂效率,  $_{jk}$  表示第  $j$  类气泡破裂生成第  $k$  类气泡的数目. 式(4)中  $C_{ijk}$  描述一个气泡  $i$  和一个第  $j$

类气泡碰撞是否聚并成一个第  $k$  类气泡,是者其值取 1,否则取 0.在稳态条件下,式(4)中的对流为 0,其它各项都是关于气泡破裂和聚并速率的计算.所以,PBE的求解主要是气泡破裂和聚并速率的计算.

## 2.2 气泡聚并速率

2.2.1 聚并机理 对气泡聚并的实验研究方法归为两类<sup>[9]</sup>:(1)在静止液体中测定聚并时间<sup>[5,22~24]</sup>;(2)由湍流物系得到的气泡尺寸数据确定聚并速率<sup>[4,21,22,25,26]</sup>.两种方法对于确定实际流体力学条件下的聚并速率都不能令人满意.在静止液体中气泡间液膜薄化时间不能用于确定较复杂流体力学条件下的聚并速率,而在湍流流动中测定的气泡尺寸不能提供决定气泡尺寸聚并和破裂速率各自独立贡献方面的信息.一些学者单独地研究液-液物系的聚并或破裂过程,提出了各种速率过程模型<sup>[6,27,28]</sup>,这些模型由于缺乏各自速率过程方面的实验数据未加检验,且液-液物系和气-液物系的聚并或破裂过程存在差别.此外,大部分气泡破裂和聚并速率研究是在模拟装置中进行的,这些模拟装置与实际装置也存在差别<sup>[6,16,21,26~30]</sup>.Prince等人<sup>[22]</sup>认为,湍流流体中两个气泡的聚并由3个步骤组成.(1)两个气泡碰撞,一些液体被夹在两气泡之间,形成液膜.(2)形成的液膜向外排液(Drain)使液膜变薄,直到液膜的厚度减小到临界厚度.(3)液膜撕裂(Rupture),两气泡聚并.由第一步可看出,聚并速率与碰撞速率密切相关,为了确定给定的碰撞是否导致聚并,必须确定碰撞效率.假如两气泡的接触时间大于气泡间的液膜薄化到临界厚度所需要的时间,则两气泡将聚并.碰撞可能由多种机理引起.首先,由旋涡的湍流脉动引起.显然,旋涡的湍流脉动引起的气泡随机运动可造成碰撞.其次,不同尺寸的气泡具有不同的上升速率,这也会造成碰撞.再次,位于较高液速区的气泡和位于较低液速区的气泡,也会由于流层间的剪切造成碰撞.后两者引起的碰撞通常较为次要<sup>[22]</sup>.Tse等人<sup>[5]</sup>认为,气泡的聚并由4个步骤组成.第一步,外部流动决定气泡是否碰撞、碰撞力的大小和碰撞时间的长短,接下来才是上述 Prince等人提出的3个步骤.由上述讨论可知,气泡的聚并速率取决于湍流所引起的气泡碰撞速率和碰撞效率.

2.2.2 气泡碰撞速率 为了计算聚并速率,需要确定两个因素,一是碰撞速率,二是碰撞效率.气泡碰撞的主要原因是由于流体的湍动.Kennard<sup>[22]</sup>提出,由流体湍流造成的气泡的碰撞频率  $\nu_{ij}((\text{m}^3 \cdot \text{s})^{-1})$ 可表示为气泡尺寸、浓度和速率的函数为

$$\nu_{ij} = n_i n_j S_{ij} (\bar{u}_{ii}^2 + \bar{u}_{ij}^2)^{0.5} \quad (5)$$

这里  $n_i$  和  $n_j$  分别为直径  $d_{bi}$  和  $d_{bj}$  的气泡的浓度 ( $\text{m}^{-3}$ ),  $\bar{u}_i$  为气泡平均湍动速率 ( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ),  $S_{ij}$  为气泡碰撞的横截面积 ( $\text{m}^2$ ).关于  $\bar{u}_i$  和  $S_{ij}$  的计算参见文献 [22].假定方程(5)中的气泡平均湍动速率等于与气泡大小相当的旋涡湍动速率,气泡间的相对运动主要由这种旋涡所造成.很小的旋涡所含能量很小,对气泡运动的影响不大,而比气泡大得多的旋涡则将造成气泡群的整体移动,而不是造成气泡间的相对运动.Prince等人<sup>[22]</sup>根据他们的实验结果提出上述3种含能涡的典型尺寸.粘性耗能涡即小涡的典型尺寸为 0.01 cm,引起气泡碰撞的含能涡的典型尺寸为 0.4 cm,引起气泡群整体移动的含能涡的典型尺寸与其实验装置的直径(27 cm)相当.他们的实验是在搅拌槽中进行的,对于塔板上的操作工况应会存在一定差别,但从其引起气泡碰撞的含能涡的典型尺寸的数值大小看,与塔板上的情况相当.

2.2.3 气泡碰撞效率 为了确定发生碰撞而导致聚并的气泡占发生碰撞的气泡总数的分率,必须确定碰撞效率.这个效率将是两气泡的接触时间  $t_{ij}$  (s) 与气泡碰撞后发生聚并所需的时间  $\tau$  (s) 的函数.对于气泡  $i$  和  $j$  的碰撞效率, Coulaloglou 等人<sup>[27]</sup>给出的计算式为

$$\eta_{ij} = \exp(-t_{ij}/\tau) \quad (6)$$

关于  $t_{ij}$  和  $\tau$  的计算参见文献 [22].Stewart<sup>[31]</sup>研究认为,通常情况下,聚并时间比气泡接触时间小一个数量级.换句话说,聚并效率接近于 1.直径为  $d_{bi}$  和  $d_{bj}$  的气泡的聚并速率  $\nu_{ij}$ ,由碰撞频率和碰撞效率两者的乘积得到.即

$$\nu_{ij} = \nu_{ij} \times \exp(-t_{ij}/\tau) \quad (6)$$

包含各种尺寸气泡的总聚并速率的计算式为

$$\nu = \frac{1}{2} \sum_{i,j} \{ \nu_{ij} \times \exp(-t_{ij}/\tau) \} \quad (7)$$

式(7)中乘以系数二分之一的理由是,计算碰撞次数时每个气泡都算一遍,而每次碰撞2个气泡碰撞一次,相当于重复计算一遍,故所计算的总碰撞次数要扣掉一半.

### 2.3 气泡破裂速率

2.3.1 破裂机理 关于气泡破裂的大部分文献报道集中于预测最大稳定气泡直径,其流体或者为静止液体或者为各向同性湍流流体,而湍流条件下的气泡破裂研究少有报道.关于气泡破裂的大部分文献报道源自 Hinze<sup>[32]</sup>的研究.在过去的几十年中,对于气泡的破裂机理作了详细的研究.一般认为,气泡与湍动旋涡相碰撞,气泡在抵抗表面力过程中变形,最终导致破裂<sup>[22,33,34]</sup>.Walter 等人<sup>[33]</sup>认为,破裂由湍动旋涡轰击颗粒(气泡或液滴)表面引发颗粒产生表面振荡或变形,即颗粒围绕其平衡形状产生形状上的振荡变化,振荡所需的能量由连续相的湍流运动动能,即颗粒表面附近的点之间的相对速率湍动动能所提供.换句话说,通过颗粒变形,湍流运动流体的动能使颗粒的表面能增加,如果增加的程度足够引起颗粒破裂,则颗粒被分解.Hesketh 等人<sup>[35]</sup>认为,破裂本质上是由于气泡的不稳定,所有大于临界尺寸的气泡都会破裂.使气泡发生破裂的旋涡等于或略小于气泡尺寸,较大的旋涡只简单起着转移气泡的作用而不会引起气泡破裂,而很小的旋涡则没有足够的能量使气泡破裂.一般认为,气泡的破裂经历振荡、哑铃形伸展、夹断 3 个阶段<sup>[4,33,36,37]</sup>.实际的气泡破裂过程气泡被分解为两部分或者更多,但各种模拟计算模型一般简化假设为两部分.两部分的体积一般不相等,其相对大小满足某种分布,其原因是分解为体积相等的两部分时所需的表面能的增加最多.与聚并相似,气泡破裂速率取决于气泡和旋涡碰撞速率和碰撞效率两方面.下面对两者的模拟计算进行讨论.

2.3.2 气泡和旋涡碰撞速率 为了得到气泡破裂速率表达式,考虑气泡和适宜尺寸的旋涡湍动碰撞速率参照式(5)表示为

$$i_e = n_i n_e S_{ie} (\bar{u}_{ii}^2 + \bar{u}_{ie}^2)^{0.5}. \quad (9)$$

上式是将旋涡的直径、浓度和速率,分别代替式(5)中的一个气泡的直径、浓度和速率得到的.

2.3.3 气泡和旋涡碰撞效率 Coualoglou 等人<sup>[27]</sup>提出表征气泡和旋涡碰撞效率为

$$F(u) = \exp\{- (u_{ci}^2 / u_{te}^2)\}, \quad (10)$$

式中  $F(u)$  为具有足够能量使气泡破裂的旋涡的分数(气泡和旋涡碰撞效率),  $u_{ci}$  为使直径为  $d_{bi}$  的气泡破裂的旋涡临界速率( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ),  $u_{te}$  为直径为  $d_{be}$  的旋涡湍动速率( $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ ).  $u_{te}$  参照  $\bar{u}_t$  计算,  $u_{ci}$  的计算为

$$u_{ci} = 2.15 (\bar{u}_t / d_{bi})^{0.5}. \quad (11)$$

于是直径为  $d_{bi}$  的气泡破裂速率 的计算为

$$i_i = \sum_e \{ i_{ij} \exp[- (u_{ci}^2 / u_{te}^2)] \}. \quad (12)$$

总破裂速率的计算为

$$r = \sum_i \{ i_i \exp[- (u_{ci}^2 / u_{te}^2)] \}. \quad (13)$$

Prince 等人<sup>[22]</sup>利用前述模型模拟计算气泡聚并和破裂速率,其结果如图 1 所示.由图 1 可见,气泡聚并速率随气泡直径增大没有大的变化,而气泡破裂速率随气泡直径增大而增大.其基本解释是,当气泡尺寸增大时,气泡和旋涡的碰撞速率和碰撞效率都增大,所以气泡破裂速率增大.而气泡尺寸增大时由于其速率和截面积增大,碰撞速率增大,但是,其聚并时间也增大,这使得其聚并效率减小.因此,聚并速率是气泡尺寸的弱函数.从理论上讲,最大稳定气泡直径为聚并速率和破裂速率达成平衡,即两者速率相等时的气泡直径,此直径即为图 1 中两曲线交点所对应的气泡直径,在泡沫层中,这种直径的气泡相对数量最大.图 1 结果表明,气泡聚并速率和破裂速率平衡点的气泡体积约为  $0.06 \text{ m}^3$ ,其直径约为  $5 \text{ mm}$ .此数值与文献报道<sup>[1-6,10]</sup>的实验结果基本吻合.

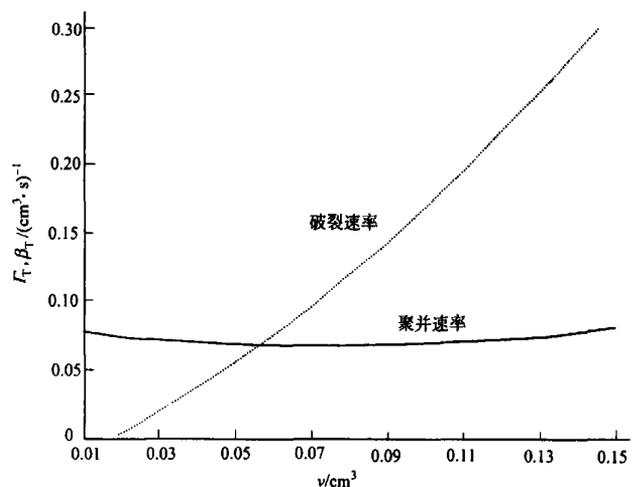


图 1 气泡的破裂速率和聚并速率

### 3 结束语

塔板上气液泡沫层传质面积影响着传质速率,其数值计算对传质过程研究十分重要。传质面积由气泡直径大小、分布和浓度所决定,而气泡大小受塔板流体力学状况、物性和操作条件影响。由于影响因素很多,一些影响因素又存在交叉影响(例如,操作温度既影响着物性,又对流体力学产生影响),而且气泡处于不断聚并和破裂的动态变化中,情况十分复杂。

由于塔板气液传质面积计算对于传质过程研究的重要性,近几十年来许多学者对于塔板气泡大小的实验测定和模拟计算开展了许多研究,并取得了令人瞩目的成果。气泡的实验测定或者进行的是局部的测定,以此为依据进行全局气泡平均直径的计算,或者是对瞬间成象的图片进行处理得出气泡的平均直径,由于气泡处于不断聚并和破裂的动态变化中,不同区域气泡直径大小、分布和浓度也有差别,因此,实验测定的最终计算结果也只是近似的。此外,气泡的实验测定又受到实验条件的限制。于是,气泡直径的模拟计算十分必要。要对塔板上的气泡直径大小、分布和浓度进行可靠的模拟计算,就要对塔板上气液流动的流体力学有着透彻的了解,而塔板上的流体力学状况十分复杂。因此,气泡直径的准确模拟计算相当困难。

塔板上气泡直径的模拟计算有两类方法,即局部法和总体法。总体法是在流体力学分析基础上,采用经验或半经验关联式计算全塔的气泡平均直径。局部法是通过建立并求解气泡群衡算方程,模拟气泡的破裂和聚并过程,预测气泡直径大小、分布和浓度。从理论上讲,最大稳定气泡直径为聚并速率和破裂速率达成平衡,即两者速率相等时的气泡直径。

### 参 考 文 献

- 1 宋海华,王秀丽,李红海. 精馏塔板上气液相界面面积的测量与预测[J]. 化工学报,2003,54(8):1112~1116
- 2 李天成,辛峰,李鑫钢等. 电导法测定气-液鼓泡床反应器内的气泡直径[J]. 天津大学学报(自然科学版),2002,35(2):231~234
- 3 周滢,朱菊香,俞晓梅. 筛板塔中单孔鼓泡气泡团的研究[J]. 浙江工业大学学报,2002,30(2):104~108
- 4 Demenico C, Damiano V, Roberto B, et al. A study on coalescence and breakage mechanisms in three different bubble columns [J]. Chem. Eng. Sci., 1999, 54(21): 4767~4777
- 5 Tse K, Martin T, Mcfarlane C M, et al. Visualisation of bubble coalescence in a coalescence cell, a stirred tank and a bubble column [J]. Chem. Eng. Sci., 1998, 53(18): 4031~4037
- 6 Ross S L, Verhoff F H, Curl R L. Droplet breakage and coalescence processes in an agitated dispersion [J]. Ind. Eng. Chem. Fundam., 1978, 17(1): 101~108
- 7 Lehr F, Mewes D. A transport equation for the interfacial area density applied to bubble columns [J]. Chem. Eng. Sci., 2001, 56(3): 1159~1166
- 8 王维德,余国琮. 浓度与传质系数的关系研究[J]. 化工学报,2002,53(5):517~521
- 9 王维德. 浓度对传质系数的影响及多元物系传质研究[J]. 化工学报,2003,54(5):601~605
- 10 王维德,余国琮. 塔板上气泡直径的模拟计算[J]. 化工进展,2002,21(增刊):55~57
- 11 王维德. 多元非理想物系传质过程研究[D]:[学位论文]. 天津:天津大学化工学院,2002. 46~80
- 12 Lu H, Liu W, Li F, et al. Eulerian simulations of bubble behaviour in a two-dimensional gas-solid bubbling fluidized bed [J]. Ind. J. Energy Res., 2002, 26(15): 1285~1293
- 13 Krishna R, Van Baten J M. Scaling up bubble column reactors with the aid of CFD [J]. Chem. Eng. Res. Des., 2001, 79(3): 283~309
- 14 Van Baten J M, Krishna R. CFD simulations of a bubble column operating in the homogeneous and heterogeneous flow regimes [J]. Chem. Eng. Tech., 2002, 25(11): 1081~1086
- 15 Krishna R, Van Baten J M. Modelling sieve tray hydraulics using computational fluid dynamics [J]. Chem. Eng. Res. Des., 2003, 81(1): 27~38
- 16 Luo H, Svendsen H F. Theoretical model for drop and bubble breakup in turbulent dispersions [J]. AIChE J., 1996, 42(5): 1225~1233
- 17 Millies M, Mewes D. Interfacial area density in bubble flow [J]. Chem. Eng. Proc., 1999, 38: 307~319

- 18 Fleicher C, Becker S, Eigenberger G. Detailed modeling of the chemisorption of CO<sub>2</sub> into NaOH in a bubble column [J]. Chem. Eng. Sci., 1996, 51(10): 1715 ~ 1724
- 19 Kumar S, Ramkrishna D. On the solution of population balance equations by discretization ( ) : A fixed pivot technique [J]. Chem. Eng. Sci., 1996, 51(8): 1311 ~ 1332
- 20 Kumar S, Ramkrishna D. On the solution of population balance equations by discretization ( ) : A moving pivot technique [J]. Chem. Eng. Sci., 1996, 51(8): 1333 ~ 1342
- 21 Tsouris C, Tavlarides L L. Breakage and coalescence models for drops in turbulent dispersions [J]. AIChE J., 1994, 40(3): 395 ~ 406
- 22 Prince M J, Blanch H W. Bubble coalescence and break-up in air-sparged bubble columns [J]. AIChE J., 1990, 36(10): 1485 ~ 1499
- 23 Marrucci G. A theory of coalescence [J]. Chem. Eng. Sci., 1969, 24: 975 ~ 986
- 24 Kim W K, Lee K L. Coalescence behavior of two bubbles in stagnant liquids [J]. J. of Chem. Eng. of Japan, 1987, 20(5): 449 ~ 453
- 25 Calderbank P H, Moo-Young M, Bibbly R. Coalescence in bubble reactors and absorbers [J]. Proc. Euro. Symp. On Reaction Eng., 1964, (3): 91 ~ 97
- 26 Chesters A K. The modeling of coalescence processes in fluid-liquid dispersions: A review of current understanding [J]. Trans. IChemE., 1991, 69A(4): 259 ~ 270
- 27 Coulaloglou C A, Tavlarides L L. Description of interaction processes in agitated liquid-liquid dispersions [J]. Chem. Eng. Sci., 1977, 32(11): 1289 ~ 1297
- 28 Valentas K J, Amundson N R. Breakage and coalescence in dispersed systems [J]. Ind. Eng. Chem. Fundam., 1966, 5(4): 533 ~ 542
- 29 Narsimham G, Gupta J P. A model for transitional breakage probability of droplets in agitated lean liquid-liquid dispersions [J]. Chem. Eng. Sci., 1979, 34(2): 257 ~ 265
- 30 Chatzi E G, Gavrielides A D, Kiparissides C. Generalized model for prediction of the steady-state drop size dispersions in batch stirred vessels [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 1989, 28(11): 1704 ~ 1710
- 31 Stewart C W. Bubble interaction in low-viscosity liquids [J]. Intern. J. Multiphase Flow, 1995, 21(6): 1037 ~ 1046
- 32 Hinze J O. Fundamentals of the hydrodynamic mechanism of splitting in dispersion processes [J]. AIChE J., 1955, 1(2): 289 ~ 295
- 33 Walter J F, Blanch H W. Bubble break-up in gas-liquid bioreactor: Break-up in turbulent flows [J]. Chem. Eng. J., 1986, 32(1): 7 ~ 17
- 34 Lee C H, Herickson L E, Gasgow L A. Bubble break-up and coalescence in turbulent gas-liquid dispersion [J]. Chem. Eng. Commun., 1987, 59(1): 65 ~ 84
- 35 Hesketh R P, Eitchells A W, Russell T W. Bubble breakage in pipeline flow [J]. Chem. Eng. Sci., 1991, 46(1): 1 ~ 9
- 36 Hesketh R P, Eitchells A W, Russell T W. Experimental observation of bubble breakage in turbulent flow [J]. Ind. Eng. Chem. Res., 1991, 32(5): 835 ~ 841
- 37 Miyahara T, Tsuchiya K, Fan L S. Effect of turbulent wake on bubble-bubble interactions in a gas-solid fluidized bed [J]. Chem. Eng. Sci., 1991, 46(9): 2368 ~ 2373

## Analog Calculation of the Diameter of Bubbles on the Trays

Wang Weide      Zhao Peng

(College of Mater. Sci. & Eng., Huaqiao Univ., 362021, Quanzhou, China)

**Abstract** During the process of distillation, mass transfer rate relates to mass transfer area of gas-liquid foam layer on the trays, while mass transfer area is decided by diameter and distribution and concentration of bubbles. The size of bubbles on the trays are determined either by experiment or by analog calculation. The ways of analog calculation of bubble size includes local method and global method. This paper reviews local method, mathematical model and progress of studies.

**Keywords** bubble diameter, break-up, coalescence