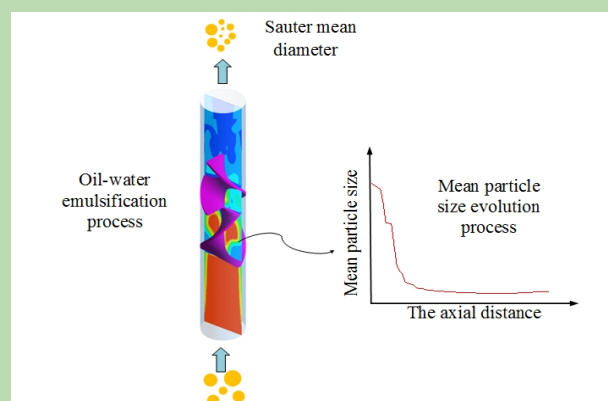


CFD-PBM numerical simulation on the breakup and coalescence process of dispersed phase droplet in Kenics static mixer

Zongyong WANG*, Liang WANG, Huibo MENG

College of Mechanical and Power Engineering, Shenyang University of Chemical Technology, Shenyang, Liaoning 110142, China

Abstract: CFD-PBM coupling method was used to numerically simulate the breakup and coalescence process of dispersed phase oil droplets in Kenics static mixer. The discrete method was used to solve the population balance model, aggregation kernel and breakage kernel adopt Luo model and turbulent model respectively. A mixture-multiphase model and a realizable $k-\varepsilon$ turbulence model were also used. First, by comparing three different initial particle sizes, the influence of initial particle size of the droplet difference on the results was excluded, and the



accuracy of the simulation results was verified by comparing with the experimental data. Secondly, the influence of parameters such as Reynolds number, element numbers and element aspect ratio on the particle size of the droplet was analyzed, and the evolution rule of the particle size of the droplet was revealed during the flow of dispersed phase in Kenics static mixer. The results showed that the particle size of the droplet at the outlet of the static mixer decreased with the increase of Reynolds number, and then the critical trend appeared. The particle size of the droplet decreased faster at the first few elements position of the static mixer. The higher the Reynolds number was, the shorter the flow distance required for oil droplets to break to achieve a stable particle size. The number of elements had a significant effect on particle size only at low Reynolds number. At the same Reynolds number, the smaller the aspect ratio was, the smaller the outlet the particle size of the droplet was, and the shorter the flow distance was required to achieve stability. It can be seen from the contour diagram that the change of rotation direction of elements and fluid separation action were the important reasons for droplet breakage. In addition, this can also explain why the smaller the aspect ratio was, the better the emulsification effect was.

Key words: Kenics static mixer; oil-water; break; coalescence; PBM

收稿: 2020-06-24, 修回: 2020-08-31, 网络发表: 2020-11-05; Received: 2020-06-24, Revised: 2020-08-31, Published online: 2020-11-05

基金项目: 国家自然科学基金资助项目(编号: 21476142); 辽宁特聘教授计划项目(编号: 辽教函[2018]35号); 辽宁省“百千万人才工程”人选项目(编号: 201892151); 辽宁省自然科学基金项目(编号: 2019-ZD-0082); 辽宁省教育厅科研项目计划(编号: LJ2020014, LQ2019003); 沈阳市科技计划项目(编号: RC180011)

作者简介: 王宗勇(1973-), 男, 辽宁省辽阳市人, 博士, 教授, 主要从事化工过程强化及流体动力学研究, E-mail: syuctwzy@163.com.

引用格式: 王宗勇, 王亮, 孟辉波. Kenics 型静态混合器内分散相液滴破碎和聚结过程的 CFD-PBM 数值模拟. 过程工程学报, 2021, 21(8): 935-943.
Wang Z Y, Wang L, Meng H B. CFD-PBM numerical simulation on the breakup and coalescence process of dispersed phase droplet in Kenics static mixer (in Chinese). Chin. J. Process Eng., 2021, 21(8): 935-943, DOI: 10.12034/j.issn.1009-606X.220202.

Kenics型静态混合器内分散相液滴破碎和聚结过程的CFD-PBM数值模拟

王宗勇*, 王亮, 孟辉波

沈阳化工大学机械与动力工程学院, 辽宁 沈阳 110142

摘要: 采用CFD-PBM耦合方法对Kenics型静态混合器内分散相油滴破碎及聚并行为进行数值模拟研究, 分析了雷诺数、混合元件数、元件长径比等参数对分散相液滴粒径的影响, 揭示了分散相在Kenics静态混合器内流动过程中液滴粒径的演化规律。结果表明, 随雷诺数增大, 分散相液滴出口粒径不断减小, 并出现临界趋势; 静态混合器的前几个元件段粒径下降较快, 雷诺数越高, 油滴破碎达到稳定粒径所需的流动距离越短, 而元件数仅在较低雷诺数下对粒径有明显影响; 相同雷诺数下元件的长径比越小, 其出口粒径越小, 且达到稳定所需流动距离越短。

关键词: Kenics静态混合器; 油水; 破碎; 聚并; 群体平衡模型

中图分类号: TQ051.7

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2021)08-0935-09

1 前言

液-液分散体系存在于众多领域, 如食品、药品、化妆品等, 分散相的液滴尺寸分布(DSD)对产品的质量有着重要影响。常用的分散装置有搅拌槽、超声波、高压均质机、静态混合器等。其中, 静态混合器通过静止在管道内部的混合元件, 使流经的两相或多相流发生剧烈扰动进而达到分散与乳化效果, 相比于搅拌槽、高压均质机等动态装置, 静态混合器可以实现低功率均质化, 具有紧凑、高效、维护简单、安全等诸多优点。

掌握静态混合器的乳化规律对改善混合器性能有重要意义。实验作为最主要的研究手段^[1-5], 通过在线或离线测量设备可较直观的获得DSD, 但这往往局限于某一固定位置(如出口), 虽然可以通过最终的实验结果总结出相关规律, 但缺乏对乳化过程中液滴群粒径具体演变过程的描述, 且实验成本较高。虽然通过实验数据回归可以得到相应的实验关联式^[3,6-8], 但也仅能预测出口粒径。这就需要一种有效的研究方法, 可以在较低的成本下预测粒径, 并能详细给出粒径的具体演变过程。

近年来越发成熟的计算流体力学(CFD)已经成为了实验研究重要的替代手段, 对于模拟分散相液滴破碎与聚结的方法, 根据关注相间信息的不同可以分为“真实”与“简化”两类^[9]。以VOF方法(Volume of Fluid Method)为代表的众多“真实”模拟方法^[10-15], 主要关注真实的液-液两相界面的微观尺度形变过程, 常用于模拟单液滴的形变破碎与二元液滴的碰撞聚并过程等, 这对研究液滴的破碎与聚结机理很有帮助, 但对于宏观尺度数以

万计液滴的碰撞、聚并与破碎行为则难以工程化, 并不能满足预测整体粒径的需求; 群体平衡模型(PBM)^[16]采用“简化”方法, 忽略了界面形状信息, 只关注液滴群中尺寸、数量密度(NDF)等关键信息, 且基于破碎子核与聚结子核模型能预测液滴群的破碎率与聚合率, 进而给出液滴群的DSD, 统架起了从微观到宏观的桥梁。如今PBM已经成功应用在了气-液、液-液、固-液等体系, 如气泡塔、萃取柱、液-液搅拌釜和水力旋流器等^[17-24]。近年来, PBM方法在静态混合器中有少量应用先例^[25-28], 其中Lebaz等^[27]通过实验与模拟方法研究了SMX静态混合器中的元件数、分散相体积分数、黏度、湍流耗散率对DSD的影响, 且与实验数据吻合较好; Haddadi等^[28]利用PBM方法研究了相同旋向的Kenics静态混合器中元件数、韦伯数对出口平均直径的影响; Azizi等^[25]将该方法应用到筛网式静态混合器上, 将预测的DSD及Sauter平均直径与实验结果进行了比较, 在不同流速和筛网几何形状下获得了良好的一致性。这些研究表明, PBM方法能够对分散相的粒径分布进行预测, 且能够详细描述粒径的空间演化过程, 这对研究工况参数的影响规律、标定液滴破碎位置, 并进一步改善混合器结构极有帮助。

本工作将基于CFD-PBM的方法对交替旋向Kenics静态混合器内液滴的湍流破碎进行建模, 并对比实验数据验证其可靠性, 拓宽PBM方法在Kenics静态混合器乳化方面的研究深度和广度, 掌握分散相在Kenics静态混合器内流动过程中粒径的演变规律, 以及雷诺数、元件数、长径比对粒径的影响规律, 为优化静态

混合器结构并确定最优工况参数提供参考和理论依据。

2 混合器结构及网格划分

Kenics 静态混合器的几何条件与桑义敏等^[29]的实验中所用一致,几何结构如图 1 所示。混合器内件由 13 个扭转角为 180°的元件构成,相邻元件旋向相反且交错 90°连接,同心内置于混合管内,内件两端设置了一定长

度的进口段与出口段,详细尺寸见表 1。采用 Solidworks 软件建立相应的三维模型,为研究方便建立笛卡尔坐标系,以元件入口横截面为 xy 平面,其中, x 轴和 y 轴分别与第一个元件迎流端面中心处中面法线和经线重合, z 轴与圆管中心轴线相重合,第一个元件迎流端点中心即为原点 o 。在 ANSYS ICEM 17.0 中进行非结构网格划分,元件为固体域,其余为流体域,网格正交质量均在 0.4 以上。

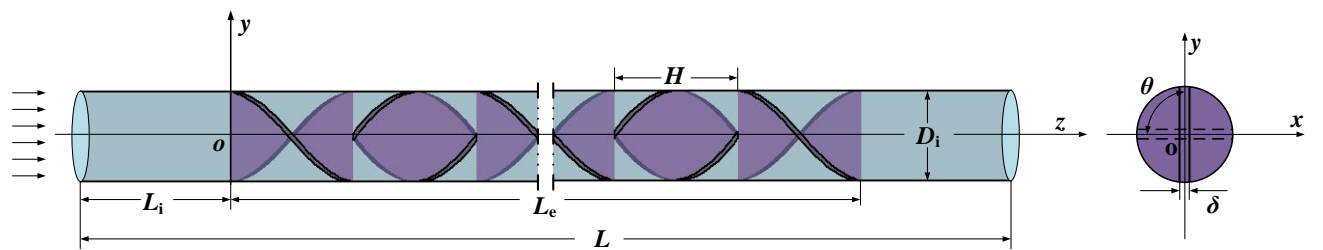


图 1 Kenics 静态混合器几何模型
Fig.1 Geometry model of Kenics static mixer

表 1 静态混合器结构参数 Table 1 Geometric parameters of static mixer	
Parameter	Numerical value
Tube inner diameter/element width, D_i/mm	25
Element duration, H/mm	37.5
Pipe length, L/mm	650
Inlet length, L_i/mm	50
Total element length, L_e/mm	487.5
The thickness of the element, δ/mm	2
The twist angle of the element, $\alpha/^\circ$	180
Dislocation angle of adjacent element, $\theta/^\circ$	90

3 数值模拟方法

基于 ANSYS Fluent17.0 平台实现数值模拟,采用 Mixture 两相流模型耦合群体平衡(PBM)模型,湍流方程采用 Realizable 模型,近壁面处理采用标准壁面。模拟工质采用油水混合物,其中水为连续相,油为分散相,油的体积分数为 0.15%,模拟物性见表 2。由于文献[29]的实验过程中油相含量微小,且油水经过泵和较长管路弥散作用,油滴在通过混合器入口时已经分布均匀,为了与其保持一致,本工作入口边界条件采用速度入口,采用 Fluent 自带的 Log-normal 正态分布对初始的油滴尺寸进行假设,尺寸假设的无关性在下文论证。Log-normal 分布概率密度函数可表示为

$$n(L)=\frac{1}{L\sigma\sqrt{2\pi}}\text{e}^{\frac{\ln L-\mu}{2\sigma^2}}$$

(1)

式中, L 为内部属性坐标, μ 和 σ 分别为 Log-normal 分布

的位置和缩放因子,可表示为

$$\mu=\ln\mu_d-\frac{1}{2}\ln\left(1+\frac{\sigma_d^2}{\mu_d^2}\right)$$

(2)

$$\sigma^2=\ln\left(1+\frac{\sigma_d^2}{\mu_d^2}\right)$$

(3)

其中, μ_d 和 σ_d 分别为 Log-normal 分布的平均值及标准差。

出口边界条件为自由流出口,相比于压力出口其收敛性更好;由于油水为不可压缩流体,所以基于压力求解并采用相耦合 SIMPLE 算法,时间步长为 0.0015 s;离散格式除体积外均为二阶迎风格式,动量、湍动能和湍流耗散率等指标收敛精度均为 10^{-4} 。

表 2 物性参数 Table 2 Physical parameters			
Phase	Parameter		
	Density, $\rho/(\text{kg}/\text{m}^3)$	Viscosity, $\mu/(\text{Pa}\cdot\text{s})$	Surface tension, $\sigma/(\text{N}/\text{m})$
Water	998	0.001	0.0317
Kerosene	780	0.0024	0.0727

3.1 连续性方程与动量方程

CFD-PBM 耦合模型是基于欧拉-欧拉方法模拟液-液两相流,对应连续性方程与动量方程分别为

$$\frac{\partial(\varphi_i\rho_i)}{\partial t}+\frac{\partial(\varphi_i\rho_iu_{i,a})}{\partial x_a}=0$$

(4)

$$\frac{\partial(\varphi_i \rho_i u_{i,a})}{\partial t} + \frac{\partial(\varphi_i \rho_i u_{i,a} u_{i,m})}{\partial x_m} = -\varphi_i \frac{\partial p}{\partial x_a} + \varphi_i \rho_i g_a + \frac{\partial(\varphi_i \tau_{i,am})}{\partial x_m} + F_{i,a} \quad (5)$$

式中, ρ_i 为第 i 相密度(kg/m^3), φ_i 为第 i 相体积分, u_i 为速度的第 i 个分量(m/s), t 为时间(s), $u_{i,a}$, $u_{i,m}$ 分别为第 i 相速度的第 a, m 个分量(m/s), x_a , x_m 分别为空间位置向量的第 a, m 个分量(m), $\tau_{i,am}$ 为第 i 相应用张量(N/m^2), $F_{i,a}$ 为相间相互作用力(N)。

3.2 湍流模型方程

考虑到静态混合器内部流场主要为强旋流动, 湍流方程采用 Realizable 模型, 该模型在标准 $k-\varepsilon$ 方程基础上加入与旋转和曲率有关的项, k 与 ε 的运输方程分别为

$$\frac{\partial(rk)}{\partial t} + \frac{\partial(ru_j k)}{x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_i}{\mu_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + \mu_t S^2 - \rho \varepsilon \quad (6)$$

$$\frac{\partial(\rho \varepsilon)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_j \varepsilon)}{x_j} = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_i}{\varepsilon_k} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] - \rho C \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\varepsilon \nu}} \quad (7)$$

式中, ρ 为混合物密度, k 为湍流动能, ε 为湍流耗散率, C 为经验常数, μ_t 为湍流涡黏系数。

3.3 PBM 群体平衡模型

分散相液滴的破碎与聚并是静态混合器中乳化分散的重要过程, 直接影响油滴尺寸分布, 因此在模拟粒径变化时需要在质量和动量守恒的基础上添加一个平衡方程来描述粒子的平衡, 该方程称为群体平衡模型, 其表达式为

$$\frac{\partial}{\partial t} [n(v, t)] + \nabla \cdot [u n(v, t)] = S(v, t) \quad (8)$$

式中, v 为液滴体积(m), t 为时间(s), n 为数量密度函数, $S(v, t)$ 为液滴聚并和破碎的源项, 具体表示为

$$B_c = \frac{1}{2} \int_0^v a(v-v', v') n(v-v', t) n(v', t) dv' \quad (9)$$

$$D_c = \int_0^\infty a(v, v') n(v, t) n(v') dv' \quad (10)$$

$$B_b = \int_v^\infty g(v') \beta(v, v') n(v', t) dv' \quad (11)$$

$$D_b = g(v) n(v, t) \quad (12)$$

式中, B_c 和 B_b 分别代表液滴的聚并出生和破碎出生, D_c 和 D_b 分别代表液滴的聚并死亡和破碎死亡, $a(v, v')$ 为体积在 v 和 v' 之间的液滴的聚并频率(m^3/s), $g(v)$ 为尺寸为 v 的液滴的破碎频率(s^{-1}), $\beta(v, v')$ 为体积在 v 和 v' 之间液滴的概率密度函数。

在本研究中, 采用 Discrete 离散方法求解 PBM 方

程, 聚结核模型采用同是油水两相物性条件的文献[18]中所用的 Turbulent 模型, 求解结果较为精确, 详细描述见文献[30,31]; 此外考虑同是 Kenics 静态混合器几何条件, 采用与文献[28]中相同的 Luo 破碎核模型, 液滴破碎频率及子液滴分布函数见文献[32]。对流场中液滴尺度的描述采用 Sauter 平均直径, 计算方法如下:

$$d_{32} = \frac{\sum_{i=1}^N n_i d_i^3}{\sum_{i=1}^N n_i d_i^2} \quad (13)$$

式中, d_i 为液滴直径(m), n_i 为直径为 d_i 的液滴数。

4 网格无关性及入口粒径假设的影响分析

4.1 网格无关性检验

为保证 CFD 计算结果的准确性, 首先进行网格无关性检验, 划分 4 组网格, 相应最大网格尺寸、网格数及计算时间见表 3。在同等条件下得到混合器出口截面和流体域整体的平均粒径与网格尺寸关系, 如图 2 所示。在网格尺寸 1.2~2.5 mm 范围内, 随着网格的细化, 液滴平均粒径逐渐减小; 在网格尺寸 ≤ 1.5 mm 范围内, 液滴平均粒径的变化率小于 1%, 可认为在该范围内网格尺寸对于计算结果基本无影响。为节约计算资源, 模型的最大网格尺寸划分为 1.5 mm。

表 3 网格参数

Table 3 Mesh parameters

Max mesh size/mm	1.2	1.5	2.0	2.5
The number of mesh/K	4700	1700	840	370
Time/h	24	10	4	1.5

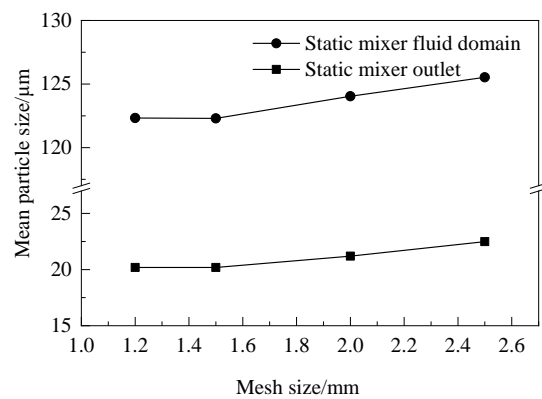


图 2 平均粒径与网格尺寸关系

Fig.2 Relationship between mean particle size and mesh size

4.2 入口粒径假设值对结果影响

为了消除入口初始液滴尺寸分布(DSD)假设值的选

择可能对后续模拟结果产生影响,平均值 μ_d 分别取500, 750, 1000 μm ,标准差 σ_d 取250 μm ,3组液滴尺寸进行Log-normal正态分布初始化,并在同一雷诺数下对比三种情况下平均粒径的演变,结果如图3所示。在0~50 mm入口段,由于湍流强度相同,3条曲线下降趋势相近,随着距离的增加,液滴不断破碎,3条曲线逐渐重合并随着距离增加继续持平,由于分散相液滴在流出口前已经破碎完全,出口的平均粒径不会受初始DSD假设值的影响,这与文献[25]中结论一致。

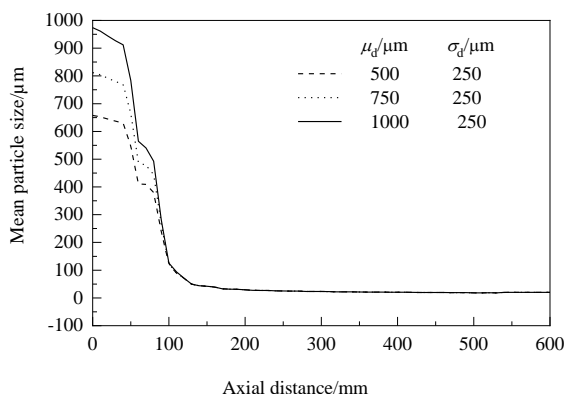


图3 轴向截面的平均粒径沿轴向距离的变化
Fig.3 The change of the mean particle size of the axial section along the axial distance

5 结果与讨论

5.1 实验与模拟对比

文献[13]中数据所用工况条件为雷诺数范围从18000到60000左右,分散相浓度为0.15%,为了验证模拟结果的可靠性,对静态混合器出口分散相液滴特征粒径 D_{10} , D_{50} , D_{90} 进行了对比(图4),其中特征粒径符号 D 后下角标是指某粒径以下的油滴占有所有测量范围内有效粒径油滴的体积百分比。由图4可知,油滴整体粒径均随雷诺数增加而减小,粒径下降趋势在雷诺数 $Re=30000$ 左右由快转缓。对于实验与模拟结果,对应的 D_{10} , D_{50} , D_{90} 曲线变化趋势相同;雷诺数继续增大时,粒径下降有限,这是由于随雷诺数增大,湍流流场导致油滴的破碎概率增加,与此同时子液滴数目也增加,这加剧了流场内油滴相互碰撞聚结的概率,液滴破碎和聚结效果接近,导致粒径不再快速下降;对于中位粒径 D_{50} ,实验值与模拟值吻合度较好,最大差值在12 μm 以内,最大偏差不足50%;实验值的整体分布宽度($D_{90}-D_{10}$)近似为20 μm ,模拟值的整体分布宽度近似为10 μm ,两者差异达50%以上,考虑到实验中所用的激光粒度仪需要离线取样测量粒径,额外的聚并与破碎行为将影响油滴

粒径的稳定性与分布均匀性,而模拟结果是在理想条件下,不具有时延性,粒径分布则更均匀。由于油滴从静态混合器入口流经到出口的过程中粒径减小近50倍,模拟预测值与实验值并不存在数量级差异,所以PBM模型能大致预测静态混合器出口分散相液滴粒径随雷诺数的变化规律。

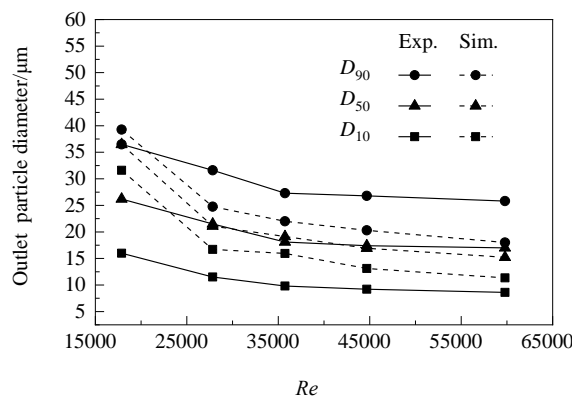


图4 出口粒径随雷诺数的变化
Fig.4 Variation of the particle size at the outlet with the Reynolds number

为探究在更大的分散相浓度范围内PBM模型预测的稳定性,在 $Re=18000$ 条件下,分散相浓度 $\varphi=0.02\%\sim 0.15\%$ 范围内,分析了出口油滴中位粒径 D_{50} 随分散相浓度变化关系,并与实验数据进行了对比,同时加入同等长度的空管结果,增加模拟结果的普适性,如图5所示。可以看出,随分散相浓度增大,出口粒径也相应增大,这可从破碎率与聚结率两方面分析:第一,随分散相浓度增大,由于能量阻尼效应,所需的分散能量越大,可认为减小了油滴的破碎率,这在加入乳化剂的文献[27]中可以论证(加入乳化剂后油滴聚结率可忽略,只考虑分散相浓度对破碎率的影响,其在提高分散相浓度时,平均粒径依旧得到了提升);第二,随分散相浓度增大,油滴群数目增加,则势必加大了碰撞聚结的概率。可见模拟结果符合以上规律。

从数值方面看,随分散相浓度增大了7倍,静态混合器的实验值与模拟值的增加量小于40%;空管模拟值的增加量小于1%,三种情况之间对比表明,分散相的浓度对于空管而言几乎无影响,而对于混合器而言,分散相浓度对模拟值与实验值的影响均大于空管。这是由于空管中的流场较稳定,子液滴碰撞概率很低,增加分散相浓度时,只有能量阻尼效应发挥主要作用。最后,静态混合器的模拟值与实验值之间相对偏差小于40%,表明PBM模型预测结果具有可信性。

5.2 油滴粒径沿混合器轴向的演变

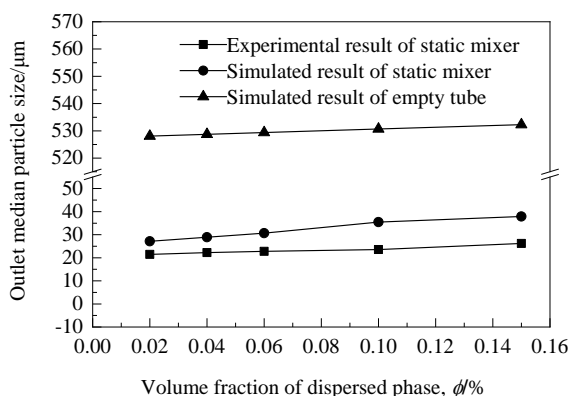


图5 出口的中位径(D_{50})与分散相浓度的变化关系
Fig.5 The relationship between the outlet median particle size (D_{50}) and the volume fraction of dispersed phase

研究分散相液滴流动过程中粒径的演变规律,可以确定静态混合器内液滴破碎位置、液滴破碎有效距离等问题,有助于改善元件结构、缩短静态混合器长度。

为了掌握油滴粒径沿混合器轴向的演变规律,本工作保持初始粒径和初始浓度(0.15%)不变,在 $Re=5000\sim 60000$ 范围内分析不同轴向位置油滴平均粒径,并与对应条件下的空管进行了对比,分别绘制了轴截面平均粒

径沿静态混合器轴向流动距离变化图,如图6(a)和6(b)所示。图6(a)中0~50 mm为入口段;50~487.5 mm为元件段,每个元件长37.5 mm,并标注了元件号;537.5~650 mm为出口段。图6(b)为对应雷诺数下混合液流经空管时油滴粒径的演变过程。

图6(a)中,静态混合器入口空管段(0~50 mm)范围内,雷诺数越大,湍流场能越强,油滴粒径下降越快,与图6(b)相似;在混合液碰到第1个元件(50 mm)时,由于元件的剪切分流作用,粒径经过短暂距离开始大幅下降,依次在第2,3个元件首端(87, 125 mm)处,可见曲线下降加快;当雷诺数 $Re>15000$ 时,经过4个混合元件后,平均粒径基本保持不变,而当雷诺数小于 $Re<15000$ 时,需要6个及以上混合元件粒径大小才可稳定下来,且雷诺数越小需要的混合元件数就越多;图6(a)和6(b)对比可以看出,混合元件极大地加速了油滴粒径的破碎稳定速度,对于空管在流体流出出口时,油滴粒径还处于下降过程;且油滴粒径随雷诺数不同,经过相同距离粒径下降程度区别明显,而对于静态混合器,当雷诺数 $Re>20000$ 后,粒径稳定尺寸差别已经十分微小了,表明对于静态混合器当雷诺数大于一定值后,通过加大雷诺数方式来减小油滴粒径已经不再起作用。

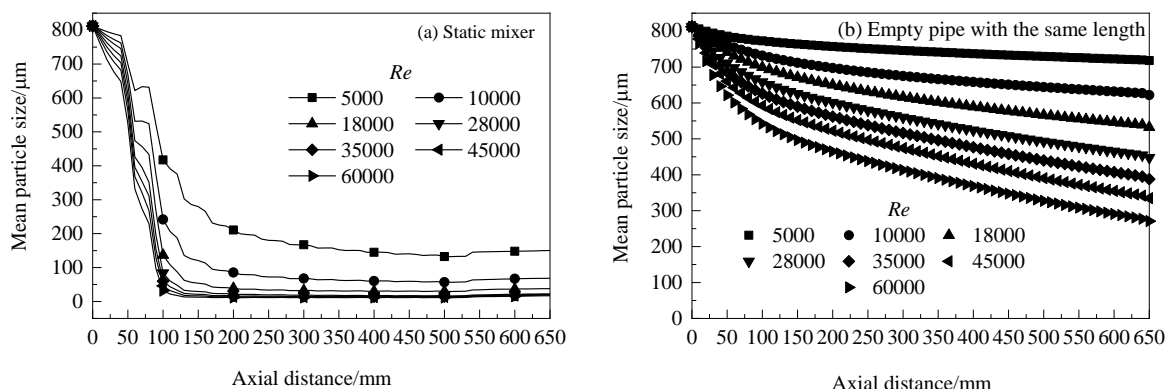


图6 轴向截面的液滴平均粒径沿轴向距离的变化
Fig.6 The changes of the mean particle size of the axial section along the axial distance

为了更加直观观测油滴粒径沿轴向变化情况,本工作在 $Re=18000$ 情况下绘制了粒径云图,如图7所示,可见第1,2,3个元件首端两侧的颜色变浅显著,表明此位置的平均粒径迅速减小,这与图6(a)中结果一致,由此可见静态混合器中元件的不断改向与分流作用是导致油滴破碎的重要原因。随流动距离增加,图7中A~G颜色逐渐统一,表明Kenics型静态混合器可得出均匀尺寸的乳化液。

最后,静态混合器出口的分散相液滴粒径尺寸很大

一部分决定于雷诺数,而元件数对粒径的影响仅在较低雷诺数(如5000)下有效,这是由于流体在流经前几个元件时,巨大的场能量使分散相液滴迅速破碎完全,雷诺数大小则决定了液滴的破碎尺度下限,后续的元件由于压降原因对液滴的破碎效果减小,可见过长的静态混合器往往得不偿失,且较低的乳化尺度粒径仅能通过增加雷诺数达到。

5.3 元件数对出口分散相液滴平均粒径的影响

由上述分析可知,混合液在沿着静态混合器流动

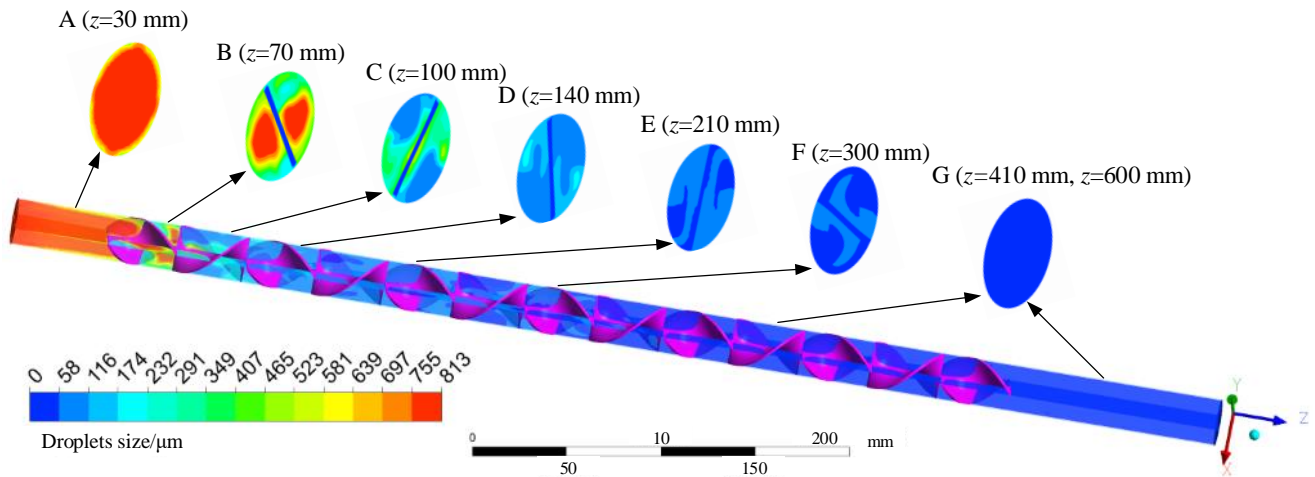


图7 Kenics型静态混合器内粒径分布云图

Fig.7 Cloud chart of particle size distribution in Kenics static mixer

时,后面元件并不能有效降低分散相液滴的平均粒径,为进一步验证这个结论并得到元件数量对出口平均粒径的影响规律,在雷诺数范围5000~60000内,分别采用了2, 4, 6, 8, 10, 13个元件的静态混合器模型,对比元件数对粒径下降比重[(进口平均粒径-出口平均粒径)/进口平均粒径]的影响,模拟结果如图8所示。由图可知,随元件数增加,粒径下降比重不断增大,意味着出口液滴粒径随着元件数增加而不断减小,当曲线趋平时则代表了出口粒径已经稳定;在 $Re=5000$ 时,由于雷诺数较低,出口粒径下降比重较小,增加元件数时曲线虽放缓,但直到13个元件数也并未稳定,这与粒径演变[图6(a)]一致,元件数对粒径的影响在低雷诺数下显著;在 $Re=18000$ 时,当元件数达到8个以上,虽然比重并未达到稳定,但变化是极其细微的;在 $Re=35000$ 与 $Re=60000$ 时,当元件数分别达到6与4时,比重已经稳定,继续增加元件数并不能降低粒径,这种规律在文献[3,27]中也可见到。此外值得注意的是,比重越大则代表出口粒径越小,当比重稳定后,粒径大小由雷诺数决定,只有未达稳定时才由元件数决定,即意味着出口液滴粒径大小受雷诺数与元件数两个同级参数影响,这与上节得出结论相一致,同时在文献[3]中,认为元件数与能量耗散率是确定粒径尺寸的同级重要参数,也可以为此结论提供间接佐证。

将本节所得数据与上节对应数据进行比较,结果并无差异,可见在研究元件数对分散相液滴粒径的影响时,完全可以采用上节中单一的多元件模型,做出横截面平均粒径沿静态混合器轴向的粒径演变图,而不必逐一划分不同元件数的模型进行模拟,即能得出相同的结果,这将成倍地减少工作量。

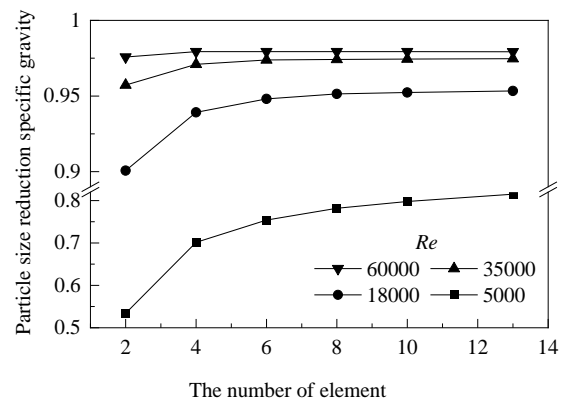


图8 不同雷诺数下出口平均粒径下降比重与元件数的关系

Fig.8 The relationship between the specific gravity of the mean particle size decrease at the outlet and the number of elements under different Reynolds numbers

5.4 元件长径比对出口分散相液滴粒径的影响

为探究不同元件长径比对液滴粒径的影响,划分了长径比 λ 分别为1.0, 1.5, 2.0的三种静态混合器模型,其中 $\lambda=1.5$ 的元件总长487.5 mm,元件数为13,为了使静态混合器元件总长相近,对应 $\lambda=1.0$ 与 $\lambda=2.0$ 的静态混合器元件数分别为20与10,元件总长度均为500 mm。不同长径比静态混合器出口液滴平均粒径随雷诺数的变化见图9。由图9可知,在相同雷诺数下,长径比越小对应粒径越小,达到25 μm 直径,长径比2.0时比长径比1.0时的雷诺数大一倍以上。随雷诺数增加,粒径曲线初期下降较快,雷诺数继续增加时,曲线下降趋势放缓,当雷诺数达到45000后,出口平均粒径接近减小到临界点,在文献[5]也可见此临界趋势。图9中,这种临界趋势不会因长径比不同而改变。在较高雷诺数下 Kenics

型静态混合器的乳化效果收效甚微,长径比不会改变这种趋势,不同的是整体粒径水平会随长径比减小而向下移动,由此需要在雷诺数与长径比之间进行合理平衡。

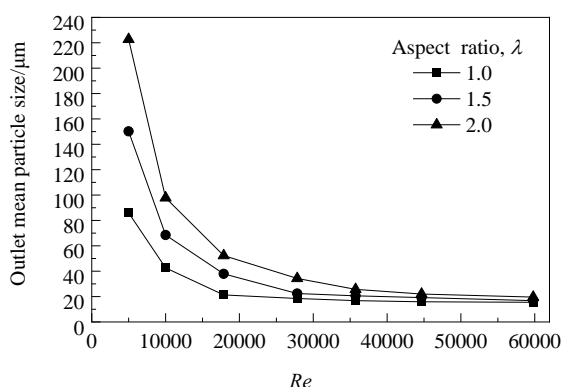


图9 不同长径比下出口液滴平均粒径随雷诺数的变化
Fig.9 The change of the mean particle size of the outlet with different aspect ratios with Reynolds number

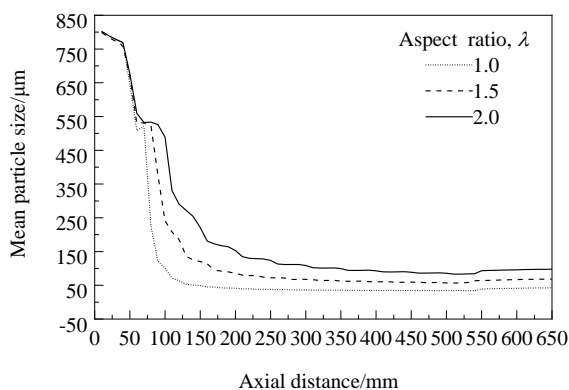


图10 不同长径比静态混合器轴截面液滴平均粒径沿轴向距离变化
Fig.10 The change of the mean particle size of the shaft section of the static mixer with different aspect ratios along the axial distance

在雷诺数 $Re=10000$ 条件下,做不同长径比静态混合器轴截面平均粒径沿轴向距离的变化规律图10,可见元件长径比越小,粒径达到稳定所需要流动距离越短,可以设想在同等流动距离下,长径比越小,则代表元件数越多,由于5.1节的结论得出元件的分流与改向作用是液滴破碎的重要原因,则相应粒径下降的更快,稳定的越快,图中结果则进一步验证了这个结论。综上,元件长径比小的Kenics型静态混合器能达到更好的乳化效果与更短的长度。

6 结 论

采用CFD-PBM耦合方法对Kenics型静态混合器

内分散相油滴破碎及聚并行为进行数值模拟研究,分析了雷诺数、混合元件数、元件长径比等参数对分散相液滴粒径的影响,得到以下结论:

(1) PBM群体平衡模型可以近似预测Kenics型静态混合器中分散相的粒径,在雷诺数、分散相浓度、元件数等参数变化下的模拟结果符合实验研究所得规律。

(2) 在分散相流动过程中,元件的不断分流与改向作用是油滴破碎的重要原因,且雷诺数越高,粒径达到稳定所需流动距离越短,出口粒径也越小,但与此同时雷诺数的影响力也逐渐降低。

(3) 元件数与雷诺数是决定出口粒径水平的同量级参数,但元件数仅在低雷诺数下对粒径影响明显,这是由于分散相并未破碎完全,粒径随着流动距离增加将继续减小;在高雷诺数下,粒径稳定较早,继续增加元件时,粒径将不会持续减小。由此体现出雷诺数与元件数具有互补作用,可做合理平衡。

(4) 相同雷诺数下,长径比越小的静态混合器出口粒径越小,但随着雷诺数增大,不同长径比之间的出口粒径差距不断减小;此外,随长径比减小,在流动过程中粒径达到稳定时所需流动距离也变短。

参考文献

- [1] Lobry E, Theron F, Gourdon C, et al. Turbulent liquid-liquid dispersion in SMV static mixer at high dispersed phase concentration [J]. Chemical Engineering Science, 2011, 66(23): 5762-5774.
- [2] Farzi G A, Rezazadeh N, Nejad A P. Droplet formation study in emulsification process by KSM using a novel *in situ* visualization system [J]. Journal of Dispersion Science and Technology, 2016, 37(4): 575-581.
- [3] Chabanon E, Sheibat-Othman N, Mdere O, et al. Drop size distribution monitoring of oil-in-water emulsions in SMX+static mixers: effect of operating and geometrical conditions [J]. International Journal of Multiphase Flow, 2017, 92: 61-69.
- [4] Muruganandam L, Kunal D, Melwyn G O. Studies on droplet size distribution of oil-in-water emulsion in SMX static mixer [J]. Journal of Applied Fluid Mechanics, 2018, 11(1): 107-114.
- [5] Forte G, Brunazzi E, Alberini F. Effect of residence time and energy dissipation on drop size distribution for the dispersion of oil in water using KMS and SMX+static mixer [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2019, 148: 417-428.
- [6] Theron F, Sauze N L. Comparison between three static mixers for emulsification in turbulent flow [J]. International Journal of Multiphase Flow, 2011, 37(5): 488-500.
- [7] Vasilev M P, Abiev R S. Turbulent droplets dispersion in a pulsating flow type apparatus—new type of static disperser [J]. Chemical Engineering Journal, 2018, 349: 646-661.
- [8] Vasilev M P, Abiev R S. Intensity and efficiency of droplet dispersion: pulsating flow type apparatus vs. static mixers [J]. Chemical Engineering Research and Design, 2018, 137: 329-349.
- [9] 李少伟, 景山, 张琦, 等. 萃取柱内液-液两相流CFD-PBM模拟研究进展 [J]. 过程工程学报, 2012, 12(4): 702-711.

- Li S W, Jing S, Zhang Q, et al. Advances in simulation of liquid-liquid two-phase flow in extraction columns with CFD-PBM [J]. The Chinese Journal of Process Engineering, 2012, 12(4): 702-711.
- [10] Ohta M, Yamamoto M, Suzuki M. Numerical analysis of a single drop formation process under pressure pulse condition [J]. Chemical Engineering Science, 1995, 50(18): 2923-2931.
- [11] Abrahamse A J, Padt V D A, Boom R M, et al. Process fundamentals of membrane emulsification: simulation with CFD [J]. AIChE Journal, 2001, 47(6): 1285-1291.
- [12] Kuksenok O, Jasnow D, Yeomans J, et al. Periodic droplet formation in chemically patterned microchannels [J]. Physical Review Letters, 2003, 91(10): 108303.
- [13] Harlow F H, Welch J E. Numerical calculation of time-dependent viscous incompressible flow of fluid with free surface [J]. The Physics of Fluids, 1965, 8(12): 2182-2189.
- [14] Osher S, Sethian J A. Fronts propagating with curvature-dependent speed: algorithms based on Hamilton-Jacobi formulations [J]. Journal of Computational Physics, 1988, 79(1): 12-49.
- [15] Pozrikidis C. Expansion of a two-dimensional foam [J]. Engineering Analysis with Boundary Elements, 2002, 26(6): 495-504.
- [16] Ramkrishna D, Singh M R. Population balance modeling: current status and future prospects [J]. Annual Review of Chemical and Biomolecular Engineering, 2014, 5(1): 123-146.
- [17] 宋光春, 李玉星, 王武昌, 等. 基于群体平衡理论的管内水合物浆流动特性数值模拟 [J]. 化工进展, 2018, 37(2): 561-568.
- Song G C, Li Y X, Wang W C, et al. Numerical simulation of pipeline hydrate slurry flow behavior based on population balance theory [J]. Chemical Industry and Engineering Progress, 2018, 37(2): 561-568.
- [18] 安杉, 陈家庆, 蔡小垒, 等. T型管内油水分离特性的CFD-PBM数值模拟 [J]. 化工学报, 2017, 68(4): 1326-1335.
- An S, Chen J Q, Cai X L, et al. CFD-PBM numerical simulation of oil-water separation characteristics in T-tube [J]. CIESC Journal, 2017, 68(4): 1326-1335.
- [19] Min J, Bao Y, Chen L, et al. Numerical simulation of gas dispersion in an aerated stirred reactor with multiple impellers [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2008, 47(18): 7112-7117.
- [20] Balakin B V, Lo S, Kosinski P, et al. Modelling agglomeration and deposition of gas hydrates in industrial pipelines with combined CFD-PBM technique [J]. Chemical Engineering Science, 2016, 153: 45-57.
- [21] An M, Guan X, Yang N. Modeling the effects of solid particles in CFD-PBM simulation of slurry bubble columns [J]. Chemical Engineering Science, 2020, 223: 115743.
- [22] Guo X, Zhang T, Zhao Q, et al. CFD-PBM simulation and PIV measurement of liquid-liquid flow in a continuous stirring settler [J]. JOM, 2019, 71(12): 4500-4508.
- [23] Yu X, Zhou H, Jing S, et al. Augmented CFD-PBM simulation of Liquid-liquid two-phase flows in liquid extraction columns with wettable internal plates [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2020, 59(17): 8436-8446.
- [24] Li C, Huang Q. Analysis of droplet behavior in a de-oiling hydrocyclone [J]. Journal of Dispersion Science and Technology, 2017, 38(3): 317-327.
- [25] Azizi F, Taweel A M A. Turbulently flowing liquid-liquid dispersions. part I: drop breakage and coalescence [J]. Chemical Engineering Journal, 2011, 166(2): 715-725.
- [26] Farzi G A, Rezazadeh N, Parsian Nejad A. Homogenization efficiency of two immiscible fluids in static mixer using droplet tracking technique [J]. Journal of Dispersion Science and Technology, 2016, 37(10): 1486-1493.
- [27] Lebaz N, Sheibat-Othman N. Modeling emulsification in static mixers: equilibrium correlations versus population balance equations [J]. Chemical Engineering & Technology, 2019, 42(8): 1691-1701.
- [28] Haddadi M M, Hosseini S H, Rashtchian D, et al. CFD modeling of immiscible liquids turbulent dispersion in Kenics static mixers: focusing on droplet behavior [J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2020, 28(2): 348-361.
- [29] 桑义敏, 陈家庆, 梁存珍, 等. 采油污水的室内再现配置及静态混合器剪切强度研究 [J]. 环境工程, 2012, 30(5): 21-27.
- Sang Y M, Chen J Q, Liang C Z, et al. Study on the indoor reappearance configuration and the shear strength of static mixer of produced water [J]. Environmental Engineering, 2012, 30(5): 21-27.
- [30] Saffman P G, Turner J S. On the collision of droplets in turbulent clouds [J]. Journal of Fluid Mechanics, 1956, 1: 16-30.
- [31] Abrahamson J. Collision rates of small particles in a vigorously turbulent fluid [J]. Chemical Engineering Science, 1975, 30(11): 1371-1379.
- [32] Luo H, Svendsen H F. Theoretical model for drop and bubble breakup in turbulent dispersions [J]. AIChE Journal, 1996, 42(5): 1225-1233.