Modeling and Simulation 建模与仿真, 2026, 15(11), 64-79
Published Online November 2026 in Hans. https://www.hanspub.org/journal/mos
https://doi.org/10.12677/mos.2026.1511156

Hans汉斯

油气混合相表观密度与分离筒锥角对旋流气浮装置流场及分离性能的数值研究

张智杰[1]，王长建[1]，李乾鹏[2]

[1]长江大学机械工程学院，湖北 荆州
[2]英诺激光科技股份有限公司，广东 深圳

收稿日期：2026年10月16日；录用日期：2026年11月9日；发布日期：2026年11月13日

摘 要

为明确油气混合相表观密度与分离筒锥角对旋流气浮装置流动及分离性能的影响，建立三维Eulerian两相数值模型，对基准流场进行分析，并设置700、720、740、760和780 kg/m³五组表观密度以及90°、88°、86°和84°四组分离筒锥角进行对比。结果表明，装置内可形成稳定的三维螺旋流动和由外向内降低的径向压力梯度。表观密度由700 kg/m³增至780 kg/m³时，切向速度和轴向速度变化较小，但径向滑移速度平均绝对值降低约24%，分离效率由92.99%降至57.03%，油相富集倍数由22.28降至13.35。锥角变化对流场影响具有明显空间性，其中90°工况的分离效率约为76%，油相富集倍数约为17.35，综合性能最佳。研究表明，表观密度主要通过改变两相相对迁移影响分离性能，760 kg/m³可作为具有工程代表性的基准表观密度；在本文研究范围内，90°分离筒为较优结构。

关键词

旋流气浮，油气混合相表观密度，分离筒锥角，径向滑移速度，Eulerian模型，数值模拟

Numerical Study of the Effects of Oil-Gas Mixture Apparent Density and Separation-Chamber Cone Angle on Flow and Separation Performance in a Swirling Flotation Device

Zhijie Zhang[1], Changjian Wang[1], Qianpeng Li[2]

[1]School of Mechanical Engineering, Yangtze University, Jingzhou Hubei
[2]Inno Laser Technology Co., Ltd., Shenzhen Guangdong

文章引用: 张智杰, 王长建, 李乾鹏. 油气混合相表观密度与分离筒锥角对旋流气浮装置流场及分离性能的数值研究[J]. 建模与仿真, 2026, 15(11): 64-79. DOI: 10.12677/mos.2026.1511156

Received: October 16, 2026; accepted: November 9, 2026; published: November 13, 2026

Abstract

To clarify the effects of oil-gas mixture apparent density and separation-chamber cone angle on the flow and separation performance of a swirling flotation device, a three-dimensional Eulerian two-phase numerical model was established. The baseline flow field was analyzed, and five apparent densities (700, 720, 740, 760, and 780 kg/m³) and four cone angles (90˚, 88˚, 86˚, and 84˚) were compared. The device developed a stable three-dimensional swirling flow with a radial pressure gradient decreasing toward the center. As the apparent density increased from 700 to 780 kg/m³, the tangential and axial velocities changed only slightly, whereas the mean absolute radial slip velocity decreased by about 24%, the separation efficiency fell from 92.99% to 57.03%, and the oil enrichment factor decreased from 22.28 to 13.35. The cone-angle effect was spatially dependent, and the 90˚ configuration showed the best overall performance, with a separation efficiency of about 76% and an oil enrichment factor of about 17.35. These results indicate that apparent density mainly affects separation through interphase relative migration; 760 kg/m³ is suitable as a representative baseline apparent density, and the 90˚ separation chamber is preferred within the investigated range.

Keywords

Swirling Flotation, Oil-Gas Mixture Apparent Density, Separation-Chamber Cone Angle, Radial Slip Velocity, Eulerian Model, Numerical Simulation

Copyright © 2026 by author(s) and Hans Publishers Inc.
This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY 4.0).
http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/
Open Access

1. 引言

随着油气田开发进入高含水阶段，海上平台采出水除油负荷持续增加，同时受空间和设备重量限制，亟需高效、紧凑的水处理设备。旋流气浮将旋流离心分离与气浮捕集耦合，可促使油滴或油–气复合体向中心及上部富集，具有停留时间短、占地小和处理能力高等特点[1] [2]。

国内旋流气浮研究已由工程应用拓展至流场分析和结构优化。陈家庆等验证了该技术处理低含油污水的工程适用性[3]；尚超等总结了海上生产水用紧凑型气浮技术特点[4]；魏丛达等指出入口及旋流构件布置会显著影响流场和分离效果[5]。

现有研究多关注入口、导流结构和分流比，对油–气复合体等效物性与分离筒渐缩几何的影响缺少系统比较。本文先分析基准流场，再研究 700~780 kg/m³ 油气混合相表观密度的影响，最后在 760 kg/m³ 条件下比较 90˚、88˚、86˚和 84˚分离筒锥角。

2. 旋流气浮装置几何模型、网格划分及研究方案

2.1. 几何模型与工作原理

研究对象为立式旋流气浮装置，采用侧向进液、中心收集、顶部排油和底部排水结构。油水混合物经进水管和导流管获得切向动量，在分离区形成螺旋流动；低密度油–气复合体向中心及上部迁移并由

顶部排出，水相沿外侧通道下降后由底部排出。以分离筒底部平面与中心轴线交点为原点 O，Y 轴竖直向上，故分离筒底部为 y = 0 mm，后续 y = 150、350 和 500 mm 截面均以此为轴向位置基准。

图 1(a)~(d)分别为 90˚、88˚、86˚和 84˚分离筒模型。除分离筒锥角外，其余主体结构保持一致，以减少非目标几何因素对结果的影响。

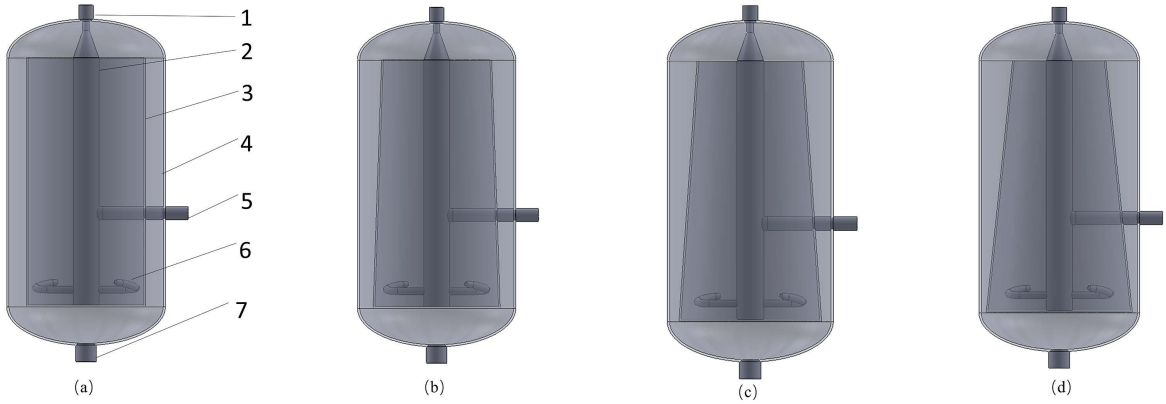


Figure 1. Three-dimensional models with different separation-chamber cone angles: (a) 90˚, (b) 88˚, (c) 86˚ and (d) 84˚. 1—oil outlet; 2—central cylinder; 3—separation chamber; 4—outer cylinder; 5—water inlet; 6—guide pipe; 7—water outlet
图 1. 不同分离筒锥角的三维模型：(a) 90˚；(b) 88˚；(c) 86˚；(d) 84˚；1——出油口；2——中心筒；3——分离筒；4——外筒；5——进水管；6——导流管；7——出水口

2.2. 网格划分

计算域采用非结构网格并进行局部加密，网格示意见图 2。中心筒、分离筒壁面、导流管及进出口附近重点加密，主分离区采用较均匀网格。不同工况采用一致的网格控制原则，以保证结构参数比较建立在相同数值离散基础上[6]。

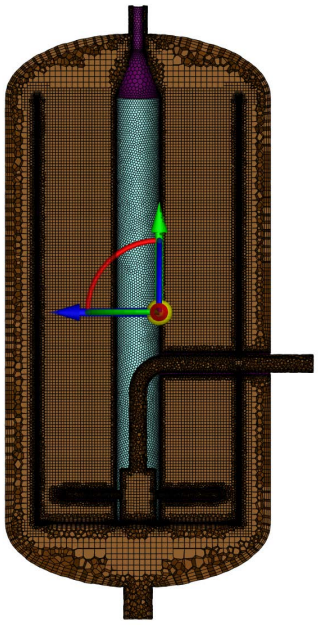


Figure 2. Computational mesh of the swirling flotation device
图 2. 旋流气浮装置计算域网格划分

2.3. 研究内容

本文从基准流场、油气混合相表观密度和分离筒锥角三个方面开展研究。基准工况结合两相迹线、Y 方向速度及 y = 150、350 和 500 mm 截面静压分布描述装置基本流动结构。

密度研究保持其余条件不变，设置 700、720、740、760 和 780 kg/m^3 五组油气混合相表观密度。王江云等将油－气－水三相简化为油－气混合相与水相两相，并用实际除油效率校准表观密度[7]。本文将等效油气混合相简称为“油相”，后文图表中的“油相”均指该等效油气混合相，并比较其体积分数、径向滑移速度和分离效率。

锥角研究固定油气混合相表观密度为 760 kg/m^3，设置 90˚、88˚、86˚和 84˚四组模型。已有研究表明，流道收缩会影响旋流强度及油气复合体迁移[8]。本文采用无量纲相对径向位置统一比较三个截面的速度、油相体积分数和径向滑移速度，并结合分离效率与富集倍数评价锥角影响。

3. 数值模型与计算方法

3.1. 多相流、湍流模型及相间作用力

计算采用 Eulerian 欧拉多相流模型，水相为主相，等效油气混合相为第二相。两相分别满足质量与动量守恒，并通过共享压力场和相间动量交换实现耦合；质量守恒方程和动量守恒方程分别见式(1)和式(2)。该框架已用于旋流气浮 CFD 研究[9]。本文不考虑相间质量传递，油相按单一等效粒径处理。

$$\frac{\partial\left(\alpha_q\rho_q\right)}{\partial t}+\nabla\cdot\left(\alpha_q\rho_q\boldsymbol{u}_q\right)=0 \tag{1}$$

$$\frac{\partial\left(\alpha_q\rho_q\boldsymbol{u}_q\right)}{\partial t}+\nabla\cdot\left(\alpha_q\rho_q\boldsymbol{u}_q\boldsymbol{u}_q\right)=-\alpha_q\nabla p+\nabla\cdot\tau_q+\alpha_q\rho_q\boldsymbol{g}+\boldsymbol{M}_q \tag{2}$$

湍流采用 RNG k-ε 模型；曳力、升力和湍流扩散分别采用 Schiller-Naumann [10]、Tomiyama [11]和 Lopez de Bertodano [12]模型，用于描述两相相对运动阻力、剪切诱导横向迁移和湍流扩散。

3.2. 边界条件、物性参数与数值求解设置

水相密度 998.2 kg/m^3、动力黏度 0.001003 Pa·s；油相动力黏度 0.05 Pa·s、等效粒径 0.3 mm，界面张力系数 0.07 N/m。密度工况取 700~780 kg/m^3，锥角工况统一取 760 kg/m^3。入口平均速度 1.13 m/s、总体积流量约 2 m^3/h、油相体积分数 0.0003；顶部出油口和底部排水口采用 outflow 边界，出流权重分别为 0.05 和 0.95，壁面均为无滑移条件。

采用稳态压力基求解器，SIMPLE 进行压力－速度耦合，压力采用 PRESTO!格式，动量、k 和 ε 方程采用二阶迎风离散；以残差、典型截面速度及油相出口质量流率的稳定性综合判断收敛。

3.3. 网格无关性验证

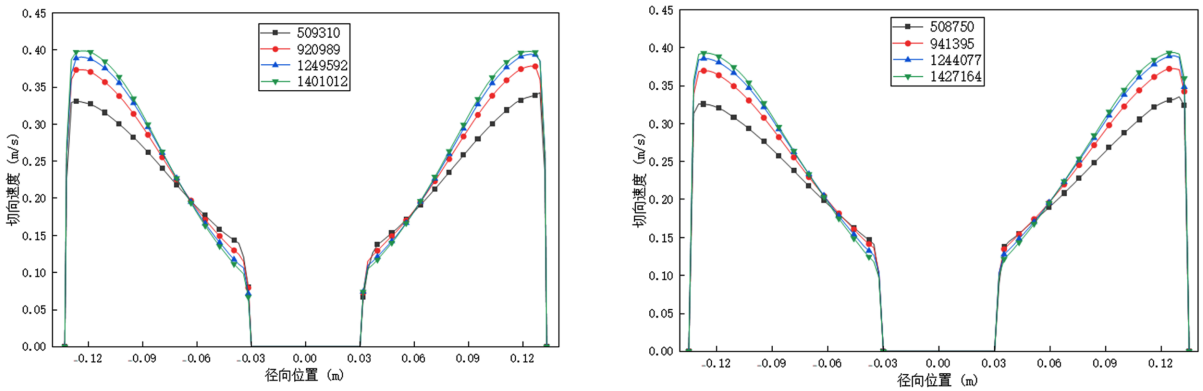
在相同网格方法和边界条件下进行四级网格无关性验证，结果见图 3。考虑 88˚锥形分离筒与 90˚直筒的壁面结构差异，分别对两种代表模型进行验证，以排除局部网格分布影响[13]。网格由约 51 万增至 140 万后，切向速度曲线逐渐重合；约 124 万与 140 万网格结果差异很小，因此后续采用约 124 万级网格。

4. 数值模拟结果与讨论

4.1. 装置内流动特性

本节采用代表性工况说明旋流气浮装置内部流体的运动过程。油相与水相迹线用于展示流体在主分

离区内的螺旋运动路径及顶部、底部出口流向；Y 方向速度云图用于表征主分离区上升流、顶部折返及外侧下降流；150、350 和 500 mm 截面的径向静压分布用于说明旋流区由外向内的压力变化及其沿轴向的发展。通过上述结果综合描述装置内部的基本流动结构，为后续密度和锥角参数分析提供基准。



(a) (b)

Figure 3. Mesh-independence verification based on radial tangential-velocity distributions: (a) 88˚ cone-wall model; (b) 90˚ straight-wall model
图 3. 基于径向切向速度分布的网格无关性验证：(a) 88˚锥形壁面模型；(b) 90˚直壁模型

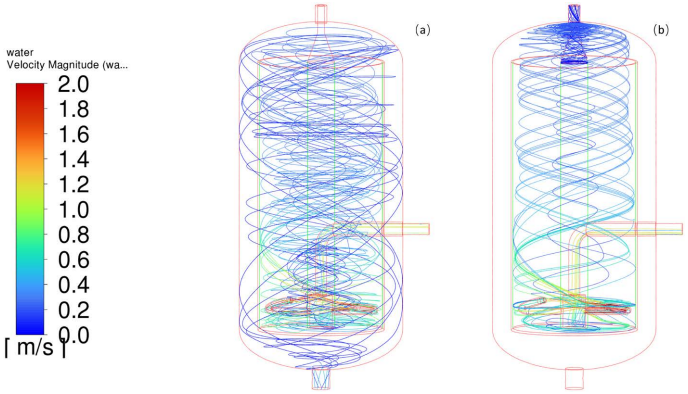


Figure 4. Pathlines in the swirling flotation device: (a) water phase; (b) oil phase
图 4. 旋流气浮装置内两相迹线：(a) 水相；(b) 油相

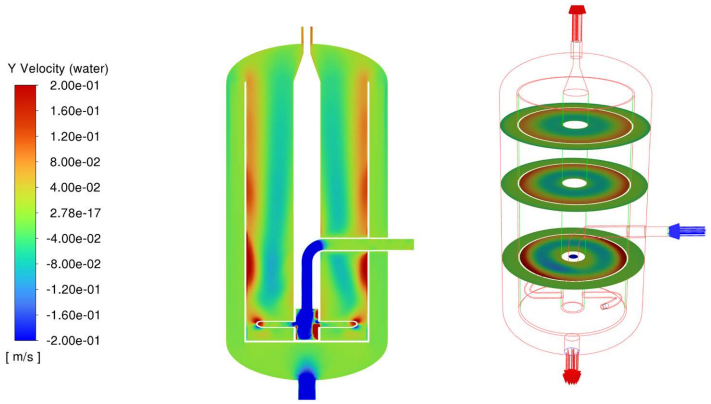


Figure 5. Y-direction velocity distribution of the water phase (positive Y: upward; negative Y: downward)
图 5. 水相 Y 方向速度分布(全局 Y 方向正值表示向上，负值表示向下)

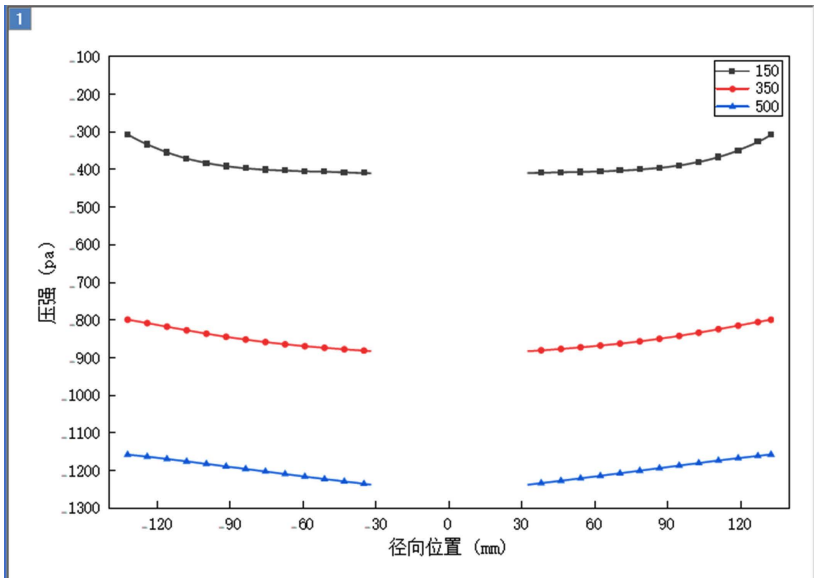


Figure 6. Radial static-pressure distributions at y = 150, 350 and 500 mm
图 6. y = 150、350 和 500 mm 截面的径向静压分布

由图 4 可见，水相与油相进入装置后均形成明显的螺旋运动，入口及导流区域速度较高，随后旋流沿主分离区向上发展并逐渐衰减。水相迹线在整个环形流道内分布较广，而油相在向上运动过程中更易向中心区域和顶部出油口附近汇集。近期基于 Euler-Euler 模型的微气泡旋流气浮研究也观察到类似的旋流输运和油气混合相向中心富集特征[14]。图 5 进一步表明，装置纵截面内同时存在正、负 Y 方向速度区，入口、导流管和底部附近速度梯度最为明显，说明装置内部由切向旋流、轴向输运和局部回流共同构成三维流动结构。图 5 采用全局 Y 方向速度分量，坐标+Y 竖直向上，因此正值表示上升、负值表示下降。从图 5 可见，主分离区靠分离筒内壁一侧以上升流为主，靠中心筒外壁一侧存在局部下降回流；而分离筒与外筒之间的外环隙是水相折返后的下降排水通道。

图 6 所示三个截面的静压均表现为由外侧向中心区域降低的趋势，说明旋流运动建立了稳定的径向压力梯度。以单侧流道为例，y = 150 mm 截面外侧至中心筒附近的静压变化约为 100 Pa，y = 350 mm 和 500 mm 处约为 80 Pa 左右；同时，随着高度由 150 mm 增加到 500 mm，截面整体静压进一步降低。径向低压核心与油水密度差共同为轻质油相向中心区域迁移提供了有利条件，而沿高度变化的压力水平则反映了旋流在轴向输运过程中的能量重新分配。综合迹线、轴向速度和径向静压结果可知，本装置能够形成较完整的“旋流建立－螺旋输运－相间径向迁移－出口分流”过程，可作为后续密度和锥角参数分析的流场基础。

4.2. 油气混合相表观密度对分离特性的影响

油气混合相表观密度分别设置为 700、720、740、760 和 780 kg/m^3，其余计算条件保持一致。首先比较 150、350 和 500 mm 三个典型平面的速度径向分布。不同密度工况的切向速度曲线几乎完全重合：三个截面五组数据在同一径向位置上的最大差值分别仅为 0.000718、0.000445 和 0.000420 m/s，只有 700 kg/m^3 工况峰值的 0.098%、0.115%和 0.139%。轴向速度对密度变化略更敏感，但 700 与 780 kg/m^3 工况的最大点差也仅为 0.002713、0.002743 和 0.002788 m/s，对应相对差异约 1.06%、1.88%和 2.72%。这说明在入口油相体积分数仅为 0.0003 的稀分散条件下，主体旋流主要由装置结构和入口水力条件控制，改变油气混合相表观密度并不会显著重构宏观速度场；密度效应更可能通过油水相对迁移与油相富集过程体现。

4.2.1. 油相体积分数的径向分布

在主体速度场变化较小的基础上，进一步比较不同密度下油相体积分数的径向分布，用于判断密度变化是否改变油相在主分离区内的空间富集程度及其沿高度的发展。

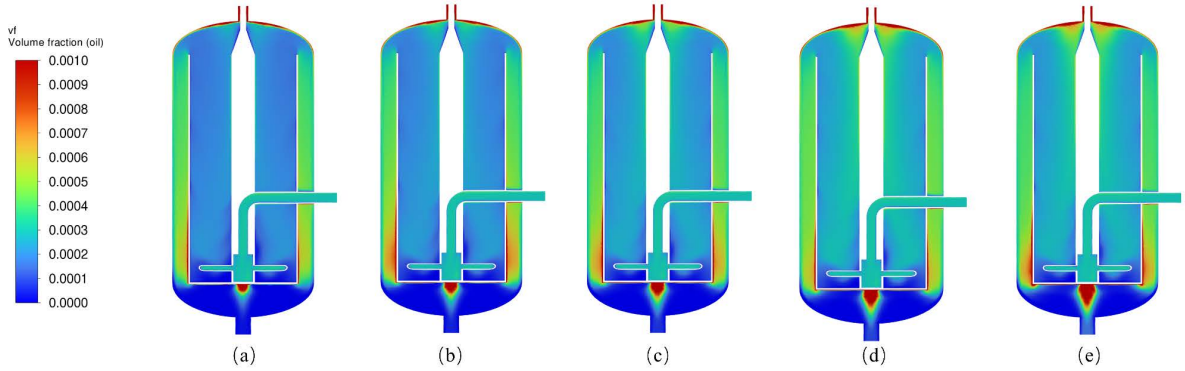


Figure 7. Oil volume-fraction contours at different oil-gas mixture apparent densities: (a) 700, (b) 720, (c) 740, (d) 760 and (e) 780 kg/m^3

图 7. 不同油气混合相表观密度下的油相体积分数云图：(a) 700；(b) 720；(c) 740；(d) 760；(e) 780 kg/m^3

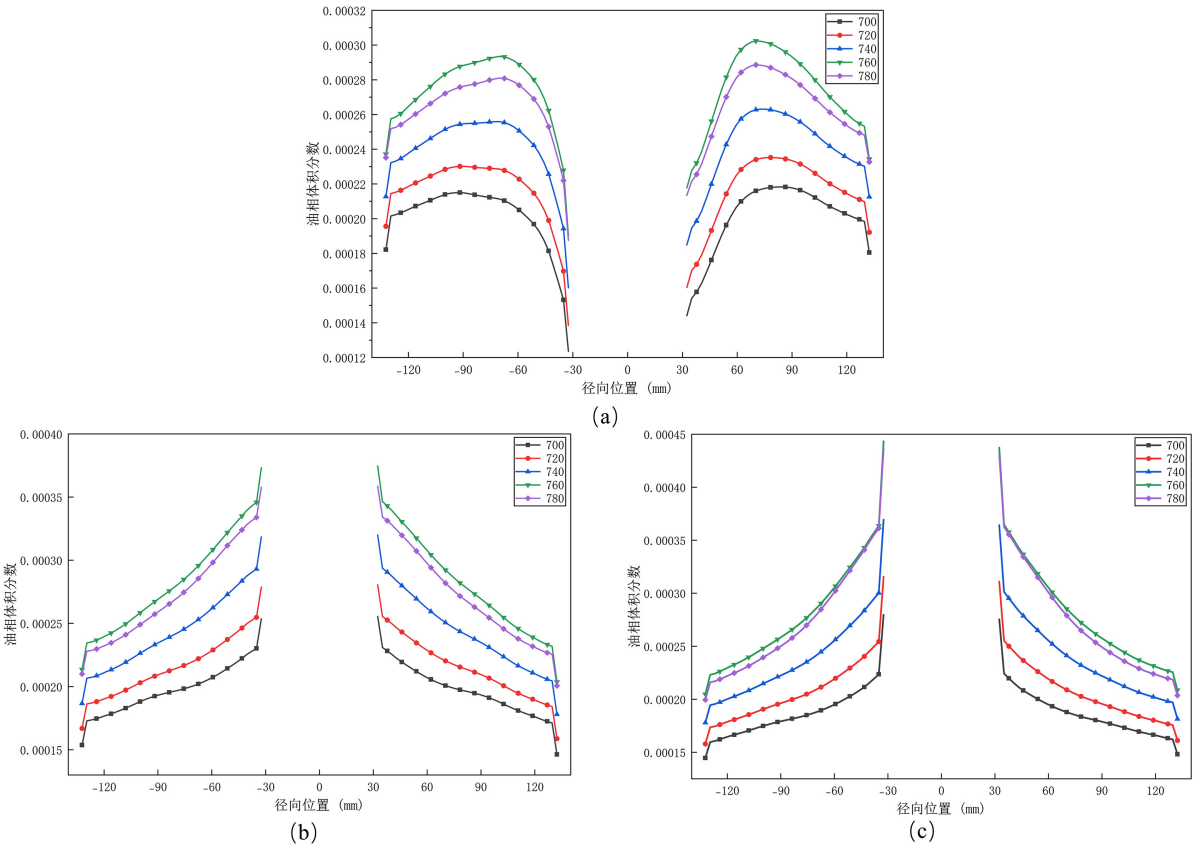


Figure 8. Radial oil volume-fraction distributions at different oil-gas mixture apparent densities: (a) y = 150 mm, (b) y = 350 mm and (c) y = 500 mm

图 8. 不同油气混合相表观密度下油相体积分数的径向分布：(a) y = 150 mm；(b) y = 350 mm；(c) y = 500 mm

由图 7 和图 8 可见，随着油气混合相表观密度增大，主分离区内油相的空间分布发生明显变化。

700~740 kg/m^3 工况的主体区域整体油相体积分数较低，而 760 和 780 kg/m^3 工况中青绿色区域明显扩大，更多油相滞留在主流场中。三个截面的径向曲线也显示，较高密度工况下局部油相体积分数整体升高，尤其在 350 和 500 mm 截面靠近中心筒一侧的差异更为明显。760 和 780 kg/m^3 之间并非所有位置均保持严格单调关系，这说明高密度条件下主要表现为油相空间重新分配，而不是简单的全域体积分数同步升高。结合后续出口结果可以判断：主体流场中油相体积分数升高并不代表分离性能提高，反而可能说明油相不能及时迁移并从顶部排出，从而在分离区内产生滞留。

4.2.2. 径向滑移速度分布

为定量表征油相相对于水相的径向迁移，径向滑移速度按式(3)定义为油相径向速度与水相径向速度之差：

$$v_{r,slip} = v_{r,oil} - v_{r,water} \tag{3}$$

式(3)中，径向速度以由旋转轴指向外侧为正方向。当径向滑移速度小于 0 时，表示油相相对于水相具有更强的向内迁移趋势，即相对向中心筒/旋转轴方向滑移；当径向滑移速度大于 0 时，表示油相相对于水相向外侧滑移；等于 0 时表示两相在径向上无相对运动。因此，滑移速度的正负反映的是油相相对于水相的径向运动方向，而其绝对值反映相对径向迁移强度，并不等同于油相自身径向速度的大小。

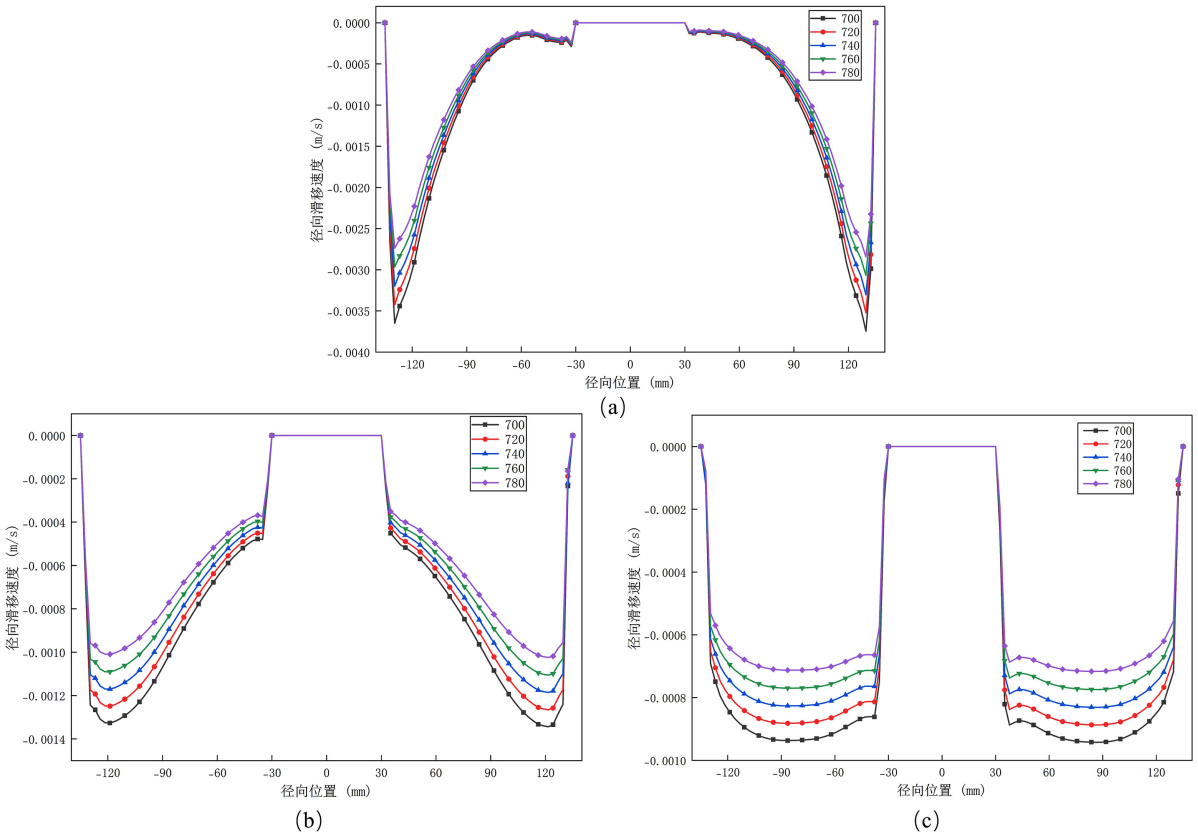


Figure 9. Radial slip-velocity distributions at different oil-gas mixture apparent densities: (a) y = 150 mm, (b) y = 350 mm and (c) y = 500 mm
图 9. 不同油气混合相表观密度下径向滑移速度分布：(a) y = 150 mm；(b) y = 350 mm；(c) y = 500 mm

图 9 进一步揭示了密度影响的主要机理。径向滑移速度在三个截面上均以负值为主，在本文坐标定

义下可用于表征油相相对于水相向中心区域迁移的趋势。随着表观密度由 700 kg/m³ 增加到 780 kg/m³，三个截面的平均径向滑移速度绝对值分别由 1.126×10^{-3}、9.033×10^{-4} 和 8.544×10^{-4} m/s 降低至 8.608×10^{-4}、6.905×10^{-4} 和 6.510×10^{-4} m/s，降幅均约为 24%。因此，密度增加虽然几乎不改变切向旋流强度，却显著削弱油相相对于水相的径向迁移能力。随着油水密度差减小，油相更难快速进入中心低压区并向顶部富集，这与图 7，图 8 中高密度工况油相在主分离区滞留增加的现象相互印证。

4.2.3. 分离效率与油相富集特性

分离效率和油相富集倍数分别用于表征顶部油相回收比例和出口油相富集程度，本文按式(4)和式(5)计算：

$$\eta=\frac{\dot{m}_{o,outlet1}}{\dot{m}_{o,in}}\times100\% \tag{4}$$

$$K=\frac{\alpha_{o,outlet1}}{\alpha_{o,in}} \tag{5}$$

式(4)和式(5)中，$\dot{m}_{o,outlet1}$ 和 $\dot{m}_{o,in}$ 分别为顶部出油口与入口的油相质量流率，质量流率均按其流量大小取正值；$\alpha_{o,outlet1}$ 为顶部出油口的平均油相体积分数，$\alpha_{o,in}$ 为入口油相体积分数。η 越大表示进入装置的油相被顶部出油口回收的比例越高，K 越大表示顶部出油口的油相富集程度越高。

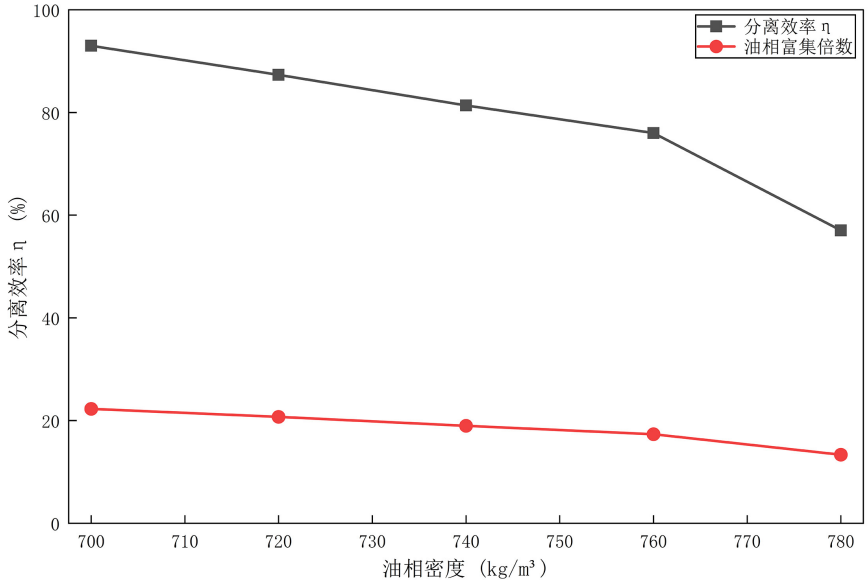


Figure 10. Variation of separation efficiency and oil enrichment factor with oil-gas mixture apparent density
图 10. 分离效率和油相富集倍数随油气混合相表观密度的变化

如图 10 所示，随着油气混合相表观密度由 700 kg/m³ 增加至 780 kg/m³，分离效率由约 92.99%降低至 57.03%，下降 35.96%。油相富集倍数也呈同步下降趋势，由 22.28 降低至 13.35，降幅约 40.08%；其中 700~760 kg/m³ 阶段下降相对平缓，而 760~780 kg/m³ 阶段降幅进一步增大。两项指标的变化趋势一致，说明表观密度增大使油气混合相与水相之间的密度差减小，削弱了油相向中心及顶部收集区的相对迁移能力。

工程运行条件下，旋流气浮装置的除油效率受入口含油量、处理量、气液条件及分流方式共同影响。前述研究表明，实际单级旋流气浮装置的除油效率通常约为 75%~85%，部分工程工况约为 68.6%~82.8%；炼油含油污水的气旋浮试验同样表明其处理效果对运行条件较为敏感[15]。本文 760 kg/m³ 工况的分离效

率约为 76%，处于单级工程运行的代表范围内，同时保持较好的油相富集能力。因此后续锥角研究取 760 kg/m^3 作为代表性基准密度，该选择用于保证结构比较的工程代表性，并非密度优化意义上的最优值。

4.3. 分离筒锥角对流动与分离特性的影响

锥角研究固定油气混合相表观密度为 760 kg/m^3，分离筒锥角分别为 90˚、88˚、86˚和 84˚。为消除不同锥角导致的局部流道宽度差异，150、350 和 500 mm 三个平面的径向分布采用无量纲相对径向位置 ξ 进行统一比较，其定义见式(6)。并结合油相体积分数云图、切向与轴向速度、径向滑移速度以及宏观分离结果分析锥角变化的作用。

$$\xi = \mathrm{sgn}(r)\frac{|r|-30}{R_w(y)-30} \tag{6}$$

式(6)中，r 为相对于旋转轴的径向坐标，$R_w(y)$为高度 y 处分离筒内壁半径，30 mm 为中心筒外半径。当$|\xi|$接近 0 时，表示位置靠近中心筒外壁，即环形分离流道的内侧边界；随着$|\xi|$增大，位置逐渐向分离筒外壁移动；当 ξ 接近+1 或−1 时，分别表示径向线正、负两侧靠近分离筒内壁的位置。ξ 的正负仅用于区分径向线两侧的位置，而$|\xi|$用于表示从中心筒向分离筒外壁的相对径向位置。

4.3.1. 切向速度的径向分布

比较 150、350 和 500 mm 三个平面的切向速度径向分布，分析锥角变化对旋流强度建立、沿高度衰减及径向峰值位置的影响。

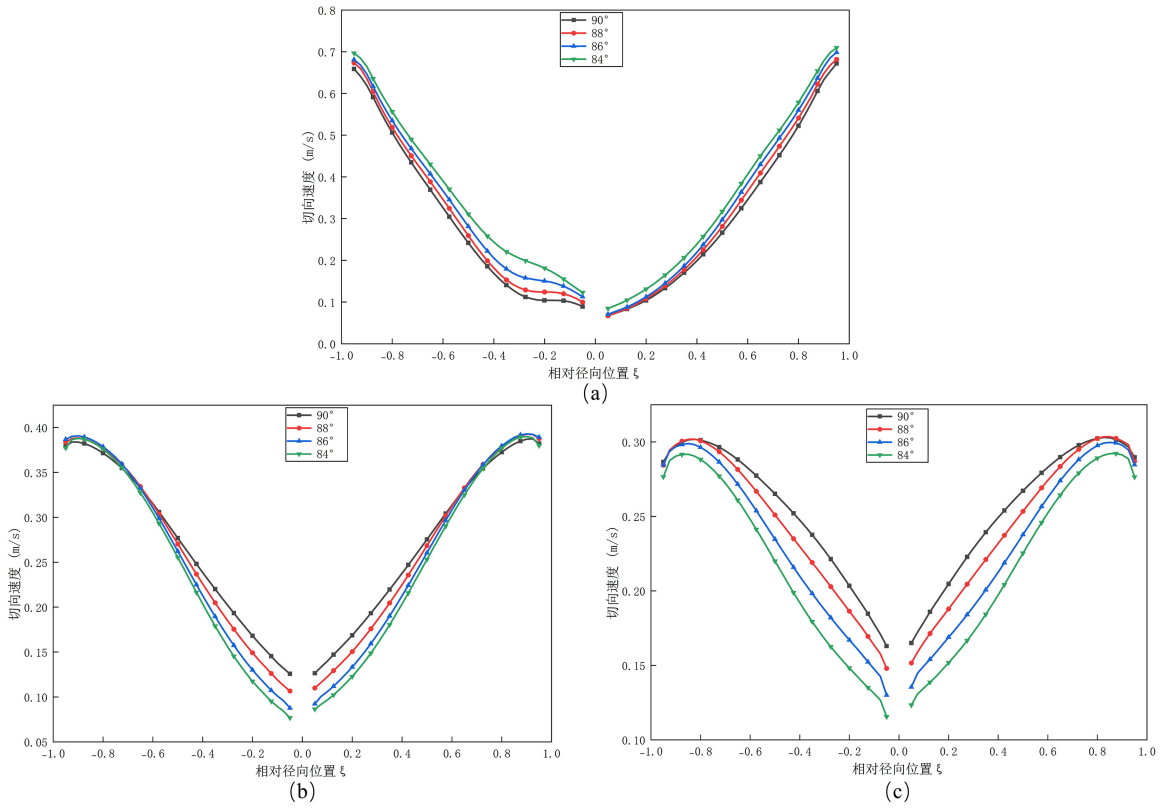


Figure 11. Radial tangential-velocity distributions at different separation-chamber cone angles: (a) y = 150 mm, (b) y = 350 mm and (c) y = 500 mm

图 11. 不同分离筒锥角下切向速度的径向分布：(a) y = 150 mm；(b) y = 350 mm；(c) y = 500 mm

图 11 表明，锥角对切向速度的影响随轴向高度具有明显差异。在 150 mm 截面，随着锥角由 90˚减小到 84˚，截面平均切向速度由约 0.298 m/s 提高到 0.350 m/s，增加约 17.7%，说明较小锥角在下部区域能够强化局部旋转运动；但到 350 mm 和 500 mm 截面后这一趋势发生反转，84˚工况的截面平均切向速度分别比 90˚低约 8.2%和 14.3%。这说明减小锥角并不是在整个分离区内持续强化旋流，而是改变了旋流强度沿轴向的分配：小锥角模型下部旋流较强，但向上发展过程中衰减或重新分配更明显；90˚模型则在上部分离区保持了更稳定的切向运动。

4.3.2. 轴向速度的径向分布

比较不同锥角下轴向速度的径向分布，重点分析主分离区靠分离筒壁面一侧的上升输运、靠中心筒一侧的局部下降回流随锥角变化的差异。

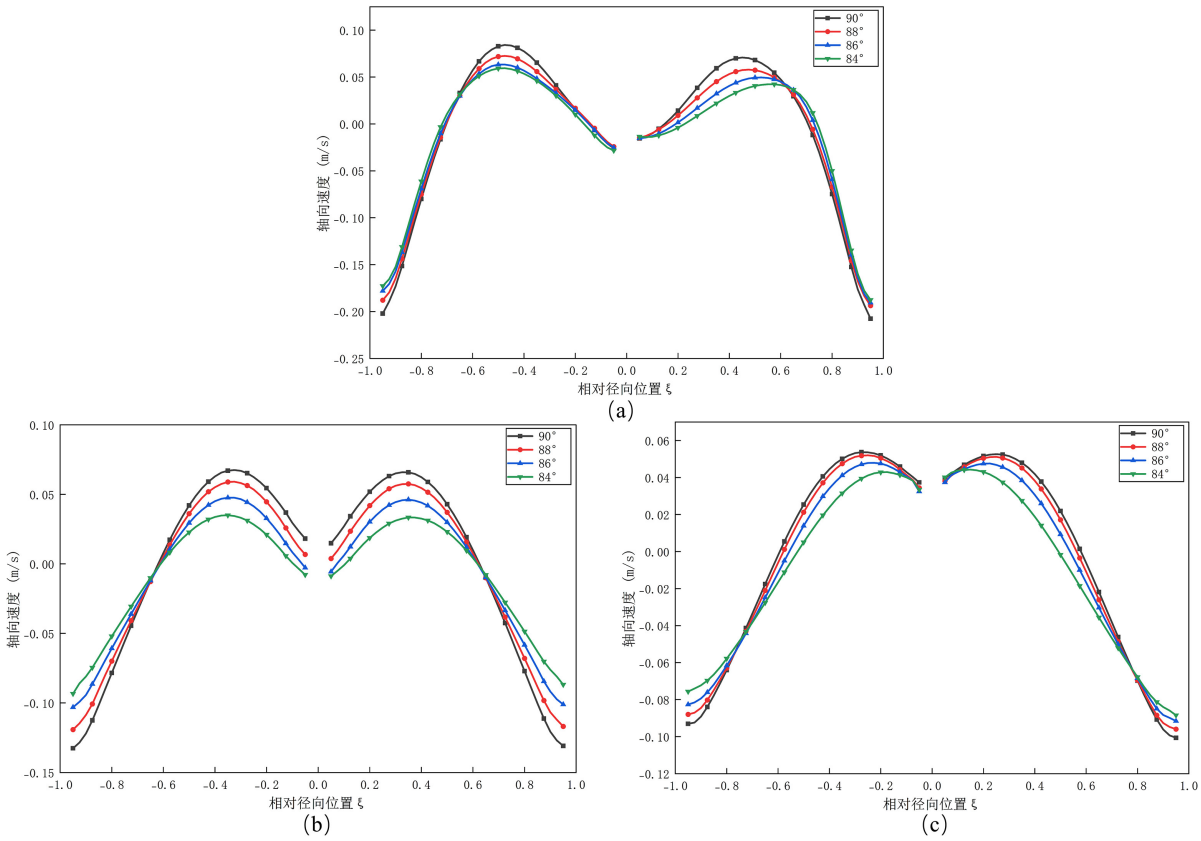


Figure 12. Radial axial-velocity distributions at different separation-chamber cone angles: (a) y = 150 mm, (b) y = 350 mm and (c) y = 500 mm (axial direction defined as −Y, positive downward and negative upward)
图 12. 不同分离筒锥角下轴向速度的径向分布：(a) y = 150 mm；(b) y = 350 mm；(c) y = 500 mm (轴向以−Y 为正向：正值向下，负值向上)

由图 12 可知，主分离区轴向速度呈现明显的内外反向流动特征，其中靠近中心筒区域以下降回流为主，靠近分离筒内壁区域以上升流为主(轴向速度以−Y 方向为正，正值表示向下，负值表示向上)。在 150、350 和 500 mm 三个截面，随着锥角由 90˚减小至 84˚，内侧下降流速度峰值和外侧上升流速度绝对值总体均逐渐减小。同时，轴向速度整体随高度增加呈减弱趋势。说明减小锥角会削弱主分离区的轴向循环强度，而 90˚直筒结构能够保持较强的外侧上升输运能力，更有利于油气混合相向装置上部迁移，同时加快了内部轴向循环，为顶部油相回收提供有利条件。

4.3.3. 油相体积分数的径向分布

通过油相体积分数径向分布比较不同锥角下油相在中心侧与外侧的富集差异，并结合高度变化判断锥形收缩对油相重新分布的影响。

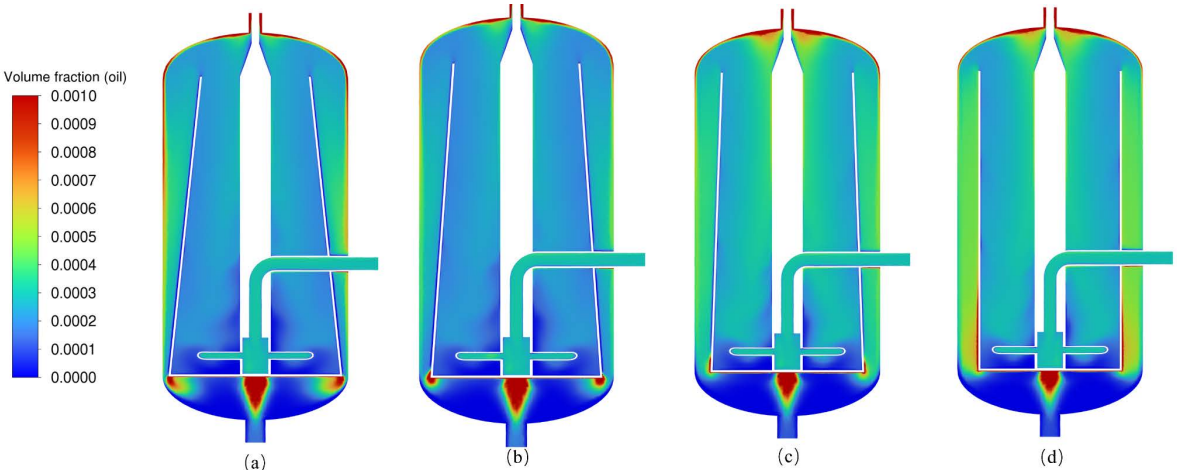


Figure 13. Oil volume-fraction contours at different separation-chamber cone angles: (a) 84˚, (b) 86˚, (c) 88˚ and (d) 90˚
图 13. 不同分离筒锥角下的油相体积分数云图：(a) 84˚；(b) 86˚；(c) 88˚；(d) 90˚

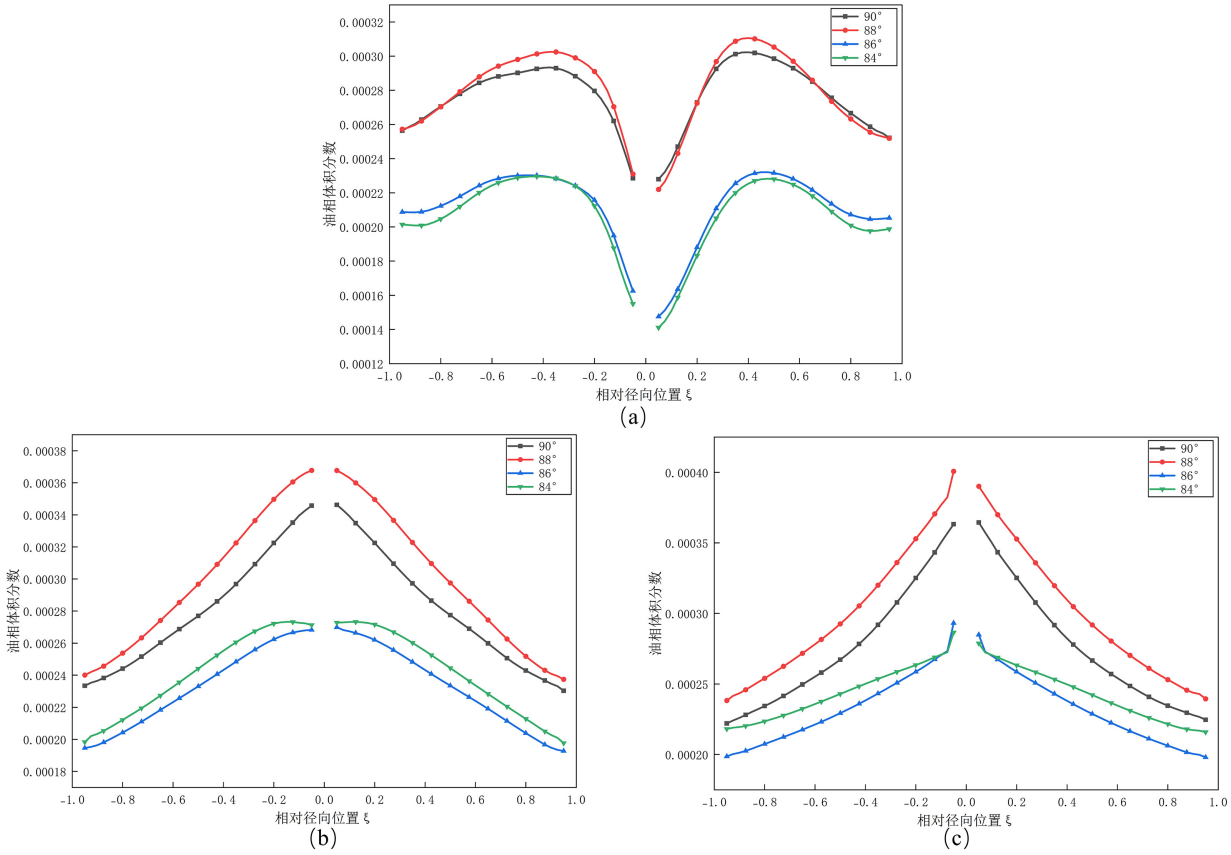


Figure 14. Radial oil volume-fraction distributions at different separation-chamber cone angles: (a) y = 150 mm, (b) y = 350 mm and (c) y = 500 mm
图 14. 不同分离筒锥角下油相体积分数的径向分布：(a) y = 150 mm；(b) y = 350 mm；(c) y = 500 mm

由图 13 和图 14 可见，锥角变化改变了油相在分离区内的空间分布。88˚工况在 350 和 500 mm 截面中心侧形成了最高的局部油相体积分数，局部峰值分别约为 3.68×10^{-4} 和 4.01×10^{-4}；90˚工况次之，而 86˚和 84˚整体较低。这说明适度锥形收缩能够增强部分区域的油相局部聚集，但局部体积分数峰值并不能直接等同于总体分离效率。若油相在中心附近形成较高浓度却不能持续向顶部出油口输运，则这种现象更可能表现为局部滞留。因此，需要结合轴向速度、径向滑移和出口统计共同判断锥角对分离过程的真实影响。

4.3.4. 径向滑移速度分布

比较不同锥角下径向滑移速度分布，分析几何收缩程度对油相相对于水相的径向迁移能力及其空间位置的影响。

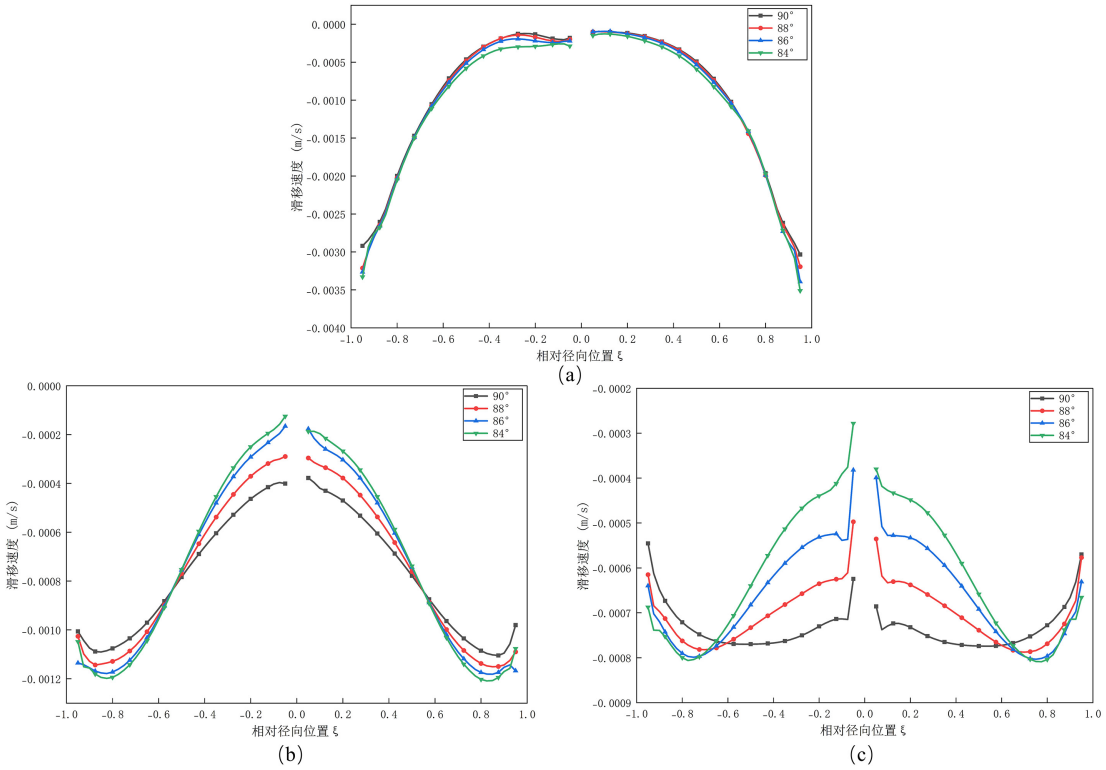


Figure 15. Radial slip-velocity distributions at different separation-chamber cone angles: (a) y = 150 mm, (b) y = 350 mm and (c) y = 500 mm
图 15. 不同分离筒锥角下径向滑移速度分布：(a) y = 150 mm；(b) y = 350 mm；(c) y = 500 mm

图 15 显示，不同锥角主要改变了径向滑移速度在截面上的空间分配。150 mm 截面中，小锥角工况的滑移速度绝对值整体略有增加；而在 350 和 500 mm 截面靠近中心筒的关键区域，90˚工况的向内相对迁移更强。以 $|\xi| \approx 0.05$ 附近为例，350 mm 截面 84˚工况的滑移速度绝对值比 90˚低约 60%，500 mm 截面低约 50%。这意味着小锥角虽然可能在外侧区域增强局部径向迁移，但油相进入中心收集区域后的继续向内迁移能力反而减弱。结合上部切向速度和轴向速度的变化，可以看出锥角减小后油相迁移路径发生重新分配，并未形成贯穿整个分离区的持续强化作用。

4.3.5. 分离效率与油相富集倍数

最终以分离效率和油相富集倍数评价各锥角工况的宏观分离性能，并结合切向速度、轴向速度、油

相体积分数和径向滑移速度解释性能差异及可能的最优几何。

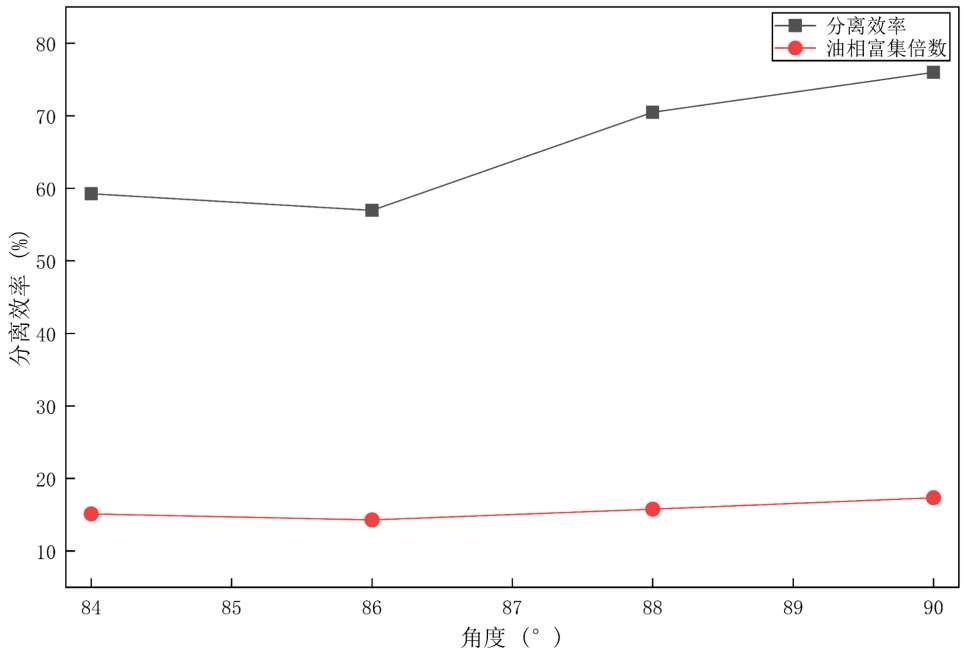


Figure 16. Separation efficiency and oil enrichment factor at different separation-chamber cone angles
图 16. 不同分离筒锥角下的分离效率与油相富集倍数

图 16 给出了不同锥角下的宏观分离性能。90˚工况的分离效率和油相富集倍数均为四组最高，分离效率约为 76%，富集倍数约为 17.35；88˚工况虽然在部分截面出现更高的局部油相体积分数，但其整体分离效率和富集倍数均低于 90˚，说明局部富集并未完全转化为顶部有效回收。86˚工况的两项性能指标最低，84˚较 86˚出现一定回升，进一步表明锥角效应具有明显的非单调性，不能简单认为锥角越小越有利于分离。

结合图 11、图 12 和图 15 可知：与 90˚直筒相比，88˚锥角使环隙截面及局部旋流分布发生变化：其下部局部切向速度有所增强，但中上部切向动量保持、分离筒壁侧的有效向上输运以及靠中心筒区域的向内相对滑移均未表现出同步优势。当向内迁移的油气混合相进入存在局部下降回流的中心侧区域时，局部富集与继续向上输送至顶部出油口的过程可能不能充分衔接，使局部体积分数升高，却未同步转化为顶部油相回收通量。因此，88˚工况的较高浓度峰值可理解为相迁移与出口输运匹配不足所引起的局部积聚。

86˚工况出现分离效率谷值而 84˚工况略有回升，说明出口回收率不随某一局部速度量单调变化。从旋流径向动量平衡看，切向速度会影响径向压力梯度；分离筒收缩还会改变流道有效截面、分离区外侧向上输运与内侧回流之间的交换。由图 11、图 12 和图 15 可知，较小锥角在中上部分离区的切向运动、外侧上升速度以及近中心区域的向内滑移未出现整体同步增强，而这些指标的变化本身也不足以单独解释 86˚工况的最低效率。一种可能的机制是：在 86˚时，环隙收缩引起的旋流衰减、轴向对流与径向相迁移耦合后，油相由外侧上升区进入中心收集区的流动匹配较差，使有效出口回收受限；当锥角进一步减小至 84˚时，局部流量分配及回流交换可能重新调整，从而出现小幅回升。

综合流场与性能结果，90˚直筒结构在上部分离区能够维持较稳定的切向旋流和较强的外侧向上输运，同时在靠近中心收集区域保持较有利的径向相对迁移，从而使油相由径向富集到轴向输送至顶部出油口

的过程衔接更充分。相比之下，较小锥角虽然能够强化下部局部旋转或形成较高的局部油相浓度，但其优势未能贯穿整个分离过程，且上部旋流保持、外侧上升对流和近中心向内滑移未能同步优化，可能削弱最终回收效果。考虑到 90˚工况同时获得最高分离效率和最高富集倍数，并且结构形式更简单、几何参数更少，在当前边界条件和研究范围内选择 90˚作为推荐分离筒角度更为合理。

5. 结论

(1) 旋流气浮装置内形成了稳定的三维螺旋流动。油、水两相在主分离区内沿轴向输运的同时保持明显旋转，纵截面存在正、负 Y 方向速度区，径向静压由外侧向中心降低。切向旋流、轴向折返/输运和径向压力梯度共同构成油相向中心富集并由顶部排出的流动基础。

(2) 油气混合相表观密度由 700 kg/m^3 增加到 780 kg/m^3 时，主体切向速度变化不足 0.14%，轴向速度最大相对差异不超过约 2.72%，说明宏观流场受密度影响较弱；但三个截面的径向滑移速度平均绝对值均降低约 24%，分离效率由约 92.99%降至 57.03%，油相富集倍数由 22.28 降至 13.35。密度主要通过改变油水相对迁移影响分离，而非显著改变主体旋流强度。综合工程代表性，后续结构研究采用 760 kg/m^3 作为基准密度。

(3) 分离筒锥角对流场的影响具有明显的空间性和非单调性。锥角减小时，下部切向速度有所增强，但上部切向速度、分离筒壁侧沿+Y 方向的上升速度以及中心收集区域的有效径向迁移总体减弱；88˚工况虽在部分截面表现出较高的局部油相体积分数，但并未获得最高的出口回收性能，说明局部富集与最终分离效率不能简单等同。86˚工况的分离效率最低，而 84˚较其有所回升，说明切向旋流、轴向回流与径向相迁移的耦合作用可产生非单调的出口响应。

(4) 综合分离效率、油相富集倍数及流场响应，90˚工况在四组锥角中综合性能最佳。其上部旋流保持、轴向输运和中心区径向迁移之间的匹配更有利于油相连续进入顶部出油口，同时直筒结构更为简洁。因此，在本文研究的几何范围与运行条件下，推荐采用油气混合相表观密度 760 kg/m^3 作为后续对比基准，并选取 90˚分离筒作为优选结构。

(5) 上述结论及 90˚结构优选仅适用于本文所建几何模型和考察的 90˚、88˚、86˚、84˚锥角范围，以及入口体积流量约 2 m^3/h、入口等效油气混合相体积分数 0.0003、顶部与底部出流权重分别为 0.05 和 0.95 等固定运行条件。本文使用等效油气混合相的 Eulerian 两相模型，并假定单一等效粒径 0.3 mm，未直接求解油滴与气泡的碰撞黏附、聚并破碎过程；也未系统考察处理量、入口含油率、粒径分布和分流比变化。因此，所获最优工况为特定模型与边界条件下的相对优选，将其推广至其他流量、分流条件及实际设备时仍需开展敏感性分析和实验验证。

参考文献

[1] 伍远平, 刘凯文, 胡志强, 杨迅, 谭文锋, 李向伟. 紧凑型双级旋流气浮装置应用研究[J]. 石油和化工设备, 2026, 29(4): 89-92.

[2] 蔡小垒. 气浮旋流一体化水处理技术理论及工程应用研究[D]: [博士学位论文]. 北京: 北京化工大学, 2017.

[3] 陈家庆, 蔡小垒, 尚超, 等. 旋流气浮一体化技术在低含油污水处理中的应用[J]. 石油机械, 2013, 41(9): 62-66.

[4] 尚超, 王春升, 郑晓鹏, 等. 海上生产水处理用紧凑型气浮技术研究[J]. 工业水处理, 2015, 35(4): 81-84.

[5] 魏丛达, 吴奇霖, 史仕荧, 吴应湘, 许晶禹, 张健. 新型两级气浮旋流设备结构优化与性能研究[J]. 石油机械, 2016, 44(1): 103-107.

[6] 俞接成, 陈家庆, 王春升, 张明, 王建文, 尚超. 紧凑型气浮装置油水预分离区结构选型的数值研究[J]. 过程工程学报, 2012, 12(5): 742-747.

[7] 王江云, 魏浩然, 李佳奇, 杨裔琦, 王娟. 旋流气浮装置内流动规律数值模拟[J]. 石油学报(石油加工), 2023, 39(3): 587-598.

[8] 何燚诚. 紧凑型双级旋流气浮装置结构设计优化[D]: [硕士学位论文]. 荆州: 长江大学, 2025.

[9] 韩旭, 陈家庆, 李锐锋, 尚超, 王春升. 含油污水处理用旋流气浮一体化设备的CFD数值模拟[J]. 环境工程学报, 2012, 6(4): 1087-1092.

[10] Schiller, L. and Naumann, A. (1933) Über die grundlegenden Berechnungen bei der Schwerkraftaufbereitung. *Zeitschrift des Vereines Deutscher Ingenieure*, **77**, 318-320.

[11] Tomiyama, A., Tamai, H., Zun, I. and Hosokawa, S. (2002) Transverse Migration of Single Bubbles in Simple Shear Flows. *Chemical Engineering Science*, **57**, 1849-1858. https://doi.org/10.1016/s0009-2509(02)00085-4

[12] Lopez de Bertodano, M., Lahey, R.T. and Jones, O.C. (1994) Turbulent Bubbly Two-Phase Flow Data in a Triangular Duct. *Nuclear Engineering and Design*, **146**, 43-52. https://doi.org/10.1016/0029-5493(94)90319-0

[13] 陈涛涛, 邵天泽, 陈家庆, 等. 紧凑型旋流气浮一体化技术的国产化研究进展与主体结构浅析[J]. 北京石油化工学院学报, 2014, 22(2): 59-66.

[14] 李匡奚, 于佩潜, 王江云, 魏浩然, 郑志刚, 冯留海. 微气泡旋流气浮装置内流动分析与结构优化[J]. 化工学报, 2024, 75(S1): 223-234.

[15] 王乐, 何庆生, 王贵宾. 气旋浮技术处理炼油企业含油污水试验研究[J]. 中外能源, 2020, 25(12): 67-70.