

혼합효율 개선을 위한 Shear Mixer의 시뮬레이션 기반 형상 설계

김태영¹ · 전규목² · 옥대경² · 박종천^{2,†}¹평선베이(주) 솔루션 그룹²부산대학교 조선해양공학과

Simulation-Based Design of Shear Mixer for Improving Mixing Performance

Tae-Young Kim¹, Gyu-Mok Jeon², Dae-Kyung Ock² and Jong-Chun Park^{2,†}¹Solution Group, Function Bay, Inc., Pangyuo 13487, Korea²Department of Naval Architecture and Ocean Engineering, Pusan National University, Busan 46241, Korea

요 약

해양 유정의 시추를 위한 드릴링이 진행되는 동안 원활한 드릴링 작업을 진행하기 위하여 드릴링 시스템을 순환하는 머드에 벌크가 Shear mixer를 통하여 첨가된다. 이러한 벌크 투입으로 조절된 머드의 물성치는 드릴링시스템 전반의 안정성에 영향을 주며, 머드와의 혼합이 이루어지는 Shear mixer의 성능개선은 전체 드릴링 시스템의 성능향상과 관계된다고 할 수 있다. 이에 본 연구에서는 Shear mixer내 혼상유동의 특성을 알아보기 위해 파이프형상의 관내 고체-액체 혼상유동 실험에서 측정된 고체 침전도결과(Gilles *et al.*, 2004)를 시뮬레이션 결과와 비교검증을 수행한 후, 이를 통해 얻어진 관내 액체-고체 혼상유동 시뮬레이션 조건을 바탕으로 Shear mixer의 혼합효율을 개선시킬 수 있는 최적형상에 관한 시뮬레이션 기반 설계를 수행하였다.

Abstract – When drilling operation is being performed, many physical and chemical changes are occurred near well-bore. To handle various changes of well condition and keep drilling process safe, additives of bulk, such as bentonite for increasing density of drilling mud, barite for increasing viscosity of drilling mud, polymer for chemical control, or surfactant, are added into drilling mud through a mud shear mixer. Because the achievement of the required material property through mud mixing system is essential to stabilize drilling system, it is of importance to analyze multi-phase flow during mud mixing process, which is directly related to increase mixing performance of the system and guarantee the safety of the whole drilling system. In this study, a series of liquid-solid flow simulation based on a computational fluid dynamics (CFD) are performed with comparing to solid concentration in experiment by Gilles *et al.* [2004] to understand the characteristics of liquid-solid mixing in a mud shear mixer. And then, the simulation-based design of shear mixer are carried out to improve mixing performance in a mud handling system.

Keywords: Mud mixing system(머드 혼합 시스템), Shear mixer(쉬어 믹서), Mud-bulk multiphase flow(머드-벌크 혼상류), Computational fluid dynamics(전산유체역학), Simulation-based design(시뮬레이션 기반 설계)

1. 서 론

해양 유정의 시추를 위한 드릴링이 진행되는 동안 유정에서는 많은 물리적 변화 및 화학적 변화가 발생한다. 이러한 변화들을 제어하며 원활한 드릴링 작업을 진행하기 위하여 드릴링 시스템을 순환하는 머드에 벌크라 불리는 첨가물이 Shear mixer를 통하여 첨가되게 된다. 벌크의 종류로는 머드의 밀도를 높이는 물질인 벤토나이트, 점성을 높이는 물질인 바라이트, 화학적 성질을 바꾸는 고분자화합물

등이 있다. 이러한 벌크 투입으로 조절된 머드의 물성치는 드릴링 시스템 전반의 안정성에 영향을 주며, 머드와의 혼합이 이루어지는 shear mixer의 성능개선은 전체 드릴링 시스템의 성능향상과 관계된다고 할 수 있다.

지금까지 Shear mixer에서의 혼합 메커니즘이나 Shear mixer에서 혼합된 머드가 빠져나가는 현상과 직접적으로 관련된 선행 연구는 찾아보기 어려우나, 이와 유사한 단순 관내의 액체-고체 혼상유동에 관한 실험위주의 선행연구들이 진행되고 있다. Roco and Shock[1983]는 4개의 서로 다른 직경의 관내의 속도 및 입자분포를 자기식 유

†Corresponding author: jcpark@pnu.edu

량계와 감마선을 이용한 실험을 통하여 계측하였으며, 낮은 입자분포에서 사용가능한 모델을 제안하였다. 동일한 장비를 사용한 연구로는 Schaan *et al.*[2000]와 Gillies and Shock[2000] 등이 있으며, 이를 통하여 실험적인 계수들을 산출하였다. 또한 Matousek[2002]는 여러 각도로 기울어진 관을 사용하여 액체-고체 혼상유동에 대한 실험을 수행하였으며, 압력강하 및 입자분포를 계측하였다. Gillies *et al.*[2004]은 수평관에 대하여 유량계와 감마선을 이용한 방식 및 electrical resistivity probe를 사용하여 실험을 수행하였으며, 관내 입자 분포 및 속도를 계측하였다. Kaushal and Tomita[2007]는 실험을 통하여 관내 입자의 분포를 계측하였으며, 이를 통하여 입자 분포에 벽근처 양력이 중요한 역할을 한다는 것을 발견하였다. 수치적 연구로서 Ekambara *et al.*[2009], Krampa[2009], Eesa[2009]은 상용코드인 ANSYS-CFX를 사용하여 관의 직경, 유량, 입자비율 등의 변화에 따른 CFD 시뮬레이션 결과를 실험과 비교하였다. 또한, Kubicki and Lo[2012]는 STAR-CCM+을 이용하여 관내 액체-고체 혼상유동을 시뮬레이션 하였으며, 입자간의 상호작용을 고려하는 지수형태의 입자압력모델과 그레놀러(Granular) 모델을 상호 비교하였다. 한편, Shear mixer는 서로 다른 물질을 혼합하기 위해 주요 형상인 이덕터에 의해 형성된 저압의 영역을 이용하며, 압력 차에 의해 빠아들여진 물질은 유체의 전단력에 의해 서로 섞이게 된다. 이러한 이덕터에 관한 연구로서, Tong *et al.*[2004]은 전기도금 탱크에 적용된 이덕터를 실험과 CFD를 통하여 해석하여 내부유동을 분석하였으며, Venegas *et al.*[2014]은 양식장에서 사용되는 이덕터에 대한 실험을 수행하여 최적 설치 조건에 대한 연구를 수행하였다. 그리고 Kaldas *et al.*[2003]은 플라즈마 아크 폐기물 처리기에서 이덕터의 유동조건을 달리하여 최적화를 수행하였다. 이처럼 이덕터에 관한 몇몇 연구들이 진행되었지만, 그 크기나 목적이 본 연구와는 다소 차이가 있었다.

이에 본 연구에서는 Mud mixing system에서 사용되는 Shear mixer 내 액체-고체 혼상유동에 관한 시뮬레이션을 수행하여 유동 특성을 파악하고, 이덕터(Eductor)의 형상변화에 따른 유동장의 변화를 통해 혼합효율 개선을 위한 최적 형상 파라미터를 연구하였다. 이때, 액체-고체 시뮬레이션에 사용되는 물질은 모두 점성이 있는 유체로 가정하였으며, 혼상유동 해석에는 상용 소프트웨어인 STAR-CCM+를 이용하였다.

2. 지배방정식 및 수치모델

2.1 지배방정식

일반적인 혼상유동 해석을 위한 여러 가지의 상을 포함하는 비압축성 및 점성유동에 관한 유체의 지배방정식인 연속방정식과 RaNS(Reynolds-averaged Navier-Stokes) 방정식으로 아래와 같다.

$$\frac{\partial(\alpha_i \rho_i)}{\partial t} + \nabla \cdot (\alpha_i \rho_i u_i) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial \alpha_i \rho_i u_i}{\partial t} + \nabla \cdot \alpha_i \rho_i u_i u_i = -\alpha_i \nabla p + \nabla \cdot [\alpha_i (\tau_i + \tau_i^t)] + M_i + (F_{int})_i + \alpha_i \rho_i g_i \quad (2)$$

여기서 u_i 는 속도, ρ_i 는 밀도, t 는 시간, p 는 압력, τ_i 는 응력텐서, τ_i^t 는 난류응력텐서, g_i 는 중력가속도, α_i 는 각 상의 체적분율, M_i 서로 다른 상(Phase) 간의 운동량 교환, F_{int} 는 상 내부의 상호작용력을 나타낸다. 또한, 아래첨자는 각 상을 의미한다.

2.2 액체-고체 혼상유동 상호작용 모델

서로 다른 물질의 인터페이스에서 운동량 교환을 고려하기 위하여, 본 연구에서는 혼상유동의 항력과 양력 및 난류확산에 의한 힘을 고려하였다.

먼저, 항력을 고려하기 위하여 고체 입자를 고려한 Gidaspow의 모델(Gidaspow, 1994)과 Syamlal & O'Brien의 모델(Syamlal and O'Brien[1987])을 사용하였다. Gidaspow의 모델의 경우 아래 식을 통하여 선형화된 항력계수를 구한다.

$$A_D = \begin{cases} \frac{150\alpha_p^2 \mu_c + \frac{1.75\alpha_p \rho_c |u_r|}{l}}{\alpha_c l^2} & \alpha_p \geq 0.2 \\ \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_p \rho_c}{l} |u_r| \alpha_c^{-1.65} & \alpha_p < 0.2 \end{cases} \quad (3)$$

여기서 α_p 는 고체상 체적분율이며, 0.2를 기준으로 실험을 통하여 모델링된다. 또한, μ_c 는 액체상의 점성계수, ρ_c 는 액체상의 밀도, l 은 입자의 평균 직경, α_c 는 유체의 체적분율, u_r 은 각 상의 상대속도를 나타낸다. 또한, 항력계수 C_D 는 Schiller and Naumann의 상관식에 의해 보정되며 이를 식 (6)과 같이 나타낸다.

$$C_D = \begin{cases} \frac{24}{Re_d} (1 + 0.15 Re_d^{0.687}) & 0 < Re_d \leq 1000 \\ 0.44 & Re_d > 1000 \end{cases} \quad (4)$$

여기서, 분산상 레이놀즈 수 Re_d 는 다음과 같이 표현된다.

$$Re_d = \frac{\rho_c |u_r| l}{\mu_c} \quad (5)$$

이와 유사하게 Syamlal & O'Brien의 항력 모델의 경우 고체입자가 침전된 층에서 종단속도(Terminal velocity)의 측정값으로부터 주어지며 식 (8)과 같이 구한다.

$$A_D = \frac{3\alpha_p \alpha_c \rho_c C_D}{4l} |u_{mf}| \quad (6)$$

여기서 u_{mf} 는 최소 유동화 속도이고, C_D 는 고체입자군의 항력계수이며 다음과 같이 나타낸다.

$$C_D = \frac{C_{D_s}}{V_r^2} \quad (7)$$

단, C_{D_s} 는 단일 고체입자의 항력계수이며 다음과 같이 표현된다.

$$C_{D_s} = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{Re_s/V_r}} \right)^2 \quad (8)$$

이때, Re_s 는 단일 고체입자의 레이놀즈 수이고, V_r 은 단일 입자와 전체입자의 종단 속도 비이며 각각 다음과 같다.

$$Re_s = \frac{\rho_c |v_r|}{\mu_p} \quad (9)$$

$$V_r = \frac{1}{2} [A - 0.06Re_s + \sqrt{(0.06Re_s)^2 + 0.12Re_s(2B - A) + A^2}] \quad (10)$$

$$A = \alpha_c^{4.14} \quad (11)$$

$$B = \begin{cases} 0.8\alpha_c^{1.28} & \alpha_c < 0.85 \\ \alpha_c^{2.65} & \alpha_c \geq 0.85 \end{cases} \quad (12)$$

여기서 μ_p 는 고체상의 점성계수, ρ_p 는 고체상의 밀도, l 은 입자의 평균 직경이다.

한편, 양력의 경우 고체입자와 유체의 상대속도의 수직인 방향으로 작용하며, Auton[1988]의 공식에 의해 다음과 같이 계산된다.

$$F_L = C_L \alpha_p \rho_c [u_r \times (\nabla \times u)] \quad (13)$$

여기서 u 는 유체속도, C_L 은 양력계수이다. 양력계수의 경우 기본값은 0.25이며, 본 연구에서는 Ekambara *et al.*[2009]의 연구를 참고하여 작은 크기의 입자에 적합한 0.1을 사용하였다.

마지막으로 난류 확산에 의한 항을 고려하였다. 난류 확산에 의한 힘은 아래 식과 같이 고체입자와 유체의 와(Eddy)와의 상호작용에 의한 항이다.

$$F_{id} = \left(A_D \frac{v_p^i}{\sigma_p} + A_D \frac{v_s^i}{\sigma_s} \right) \left(\frac{\nabla \alpha_s}{\alpha_s} - \frac{\nabla \alpha_p}{\alpha_p} \right) \quad (14)$$

여기서 유체와 고체의 Turbulent Prandtl 수는 각각 σ_p 와 σ_s 로 1을 사용하였으며, v_p^i 와 v_s^i 는 난류에 의한 각상의 동점성계수를 나타낸다.

고체상의 내부에는 고체의 분포도에 따라 최대 분포도에 도달하면 고체상간의 압력힘이 작용한다. 본 연구에서는 고체압력을 고려하기 위하여 지수 형태의 모델과 고체의 분포도 별 거동특성을 나누어 묘사하는 Granular pressure model을 사용하였다.

$$(F_{int}) = \nabla \cdot \left[-P_p + \left(\xi_p - \frac{2}{3} \mu_p \right) \nabla \cdot u_p \right] I \quad (15)$$

여기서 P_p 는 고체 압력, μ_p 는 유효 Granular 점성, I 는 등방텐서, ξ_p 는 bulk 점성, 그리고 u_p 는 고체속도를 나타낸다.

Granular pressure 모델은 Fig. 1에 보이는 바와 같이 입자간의 상호작용을 여러 개의 층으로 나눠서 고려한다.

먼저 Kinetic regime의 경우 입자의 분포가 최대분포기준보다 낮다면 입자간의 충돌은 Ding *et al.*[1990]의 분포함수 g_0 에 의해 정의된다.

Elastic Regime	Plastic Regime	Viscous Regime
Stagnant	Slow flow	Rapid flow
Stress is strain dependent	Stress is strain independent	Stress is strain dependent
Elasticity	Solid mechanics	Kinetic theory

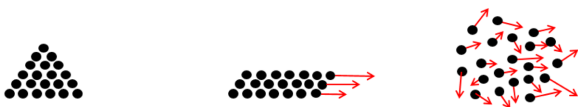


Fig. 1. Motion of solid particle in granular flow model (CD-adapco Korea, 2012).

$$g_0 = \frac{3}{5} \left[1 - \left(\frac{\alpha_p}{\alpha_{p,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1} \quad (16)$$

여기서 α_p 는 입자 부피분율, $\alpha_{p,max}$ 는 최대 입자 부피분율을 나타낸다.

분포함수 g_0 은 유효 Granular 점성을 결정하는 Granular 온도 θ_p 의 계산에 사용된다. 유효 Granular 점성은 Collisional 부분과 Kinetic 부분의 합으로 구성되며(Gidaspow *et al.*[1994]), 아래와 같다.

$$\mu_p = \mu_p^C + \mu_p^K \quad (17)$$

$$\mu_p^C = \frac{4}{5} \alpha_p^2 \rho_p d_p g_0 (1 + e) \sqrt{\frac{\theta_p}{\pi}} \quad (18)$$

$$\mu_p^K = \frac{10 \rho_p d_p}{96(1 + e) g_0} \left[1 + \frac{4}{5} g_0 \alpha_p (1 + e) \right]^2 \quad (19)$$

또한 고체입자의 분포가 최대분포기준에 가까운 Frictional regime의 경우 Schaeffer *et al.*[1987]의 공식을 사용하였으며, 그 경우 Solid pressure 및 유효 Granular 점성은 아래와 같다. 이때 ϕ 는 Schaeffer *et al.*[1987]에 따라 25°이다. 또한 강체 구형 고체 입자들의 최대분포기준은 실험으로부터 얻은 대푯값인 0.624를 기준으로 적용하였다.

$$p_p^f = \begin{cases} 10^{25} (\alpha_p - \alpha_{p,max})^{10} & \alpha_p > 0.624 \\ 0 & \alpha_p \leq 0.624 \end{cases} \quad (20)$$

$$\mu_p^f = \begin{cases} \min \left(\frac{p_p^f \sin \phi}{\sqrt{4I_{2,D}}}, \mu^{f,max} \right) & \alpha_p > 0.624 \\ 0 & \alpha_p \leq 0.624 \end{cases} \quad (21)$$

여기서 p_p^f 는 고체 압력, μ_p^f 는 유효 Granular 점성, ϕ 는 내부마찰각 (Angle of internal friction), $I_{2,D}$ 는 편차변형률텐서의 2차 불변량 (Second invariant of deviator of the strain rate tensor)이다.

3. 관내 혼상유동 시뮬레이션

3.1 시뮬레이션 조건

Shear mixer의 시뮬레이션에 앞서 유사한 입자거동을 가지는 수평관내의 액체-고체 수송에 따른 액체-고체 분포도 실험(Gillies *et al.*[2004])에 관한 시뮬레이션을 통해 검증하였다. Fig. 2에 보이는 바와 같이, 실험에 사용된 관의 직경은 103 mm이며, 직선구간은 총 10 m로 입구에서는 균일한 분포도를 가지는 액체와 고체입자가 혼합되어 유입된다고 가정하였다. 속도 및 고체입자의 분포도 측정에 사용된 계측 구간은 출구로부터 1 m 구간($x=9\sim 10$ m)이다. 또한 실험에 사용한 고체입자의 크기는 평균 90 μm 이며, 유입경계에서 혼합물의 평균속도는 3 m/s이다.

시뮬레이션에 사용한 액체는 물로서 997.6 kg/m³의 밀도를 가지며, 점성계수는 8.8871e-4 Pa·s이다. 한편, 고체입자의 밀도는 2650 kg/m³로 설정하였다. 관내의 액체-고체 혼상유동 시뮬레이션을 위해 관내의 내벽을 점성을 고려한 no-slip wall로 처리하였으며, 유입 조건은 STAR-CCM+에서 유량에 관한 유입조건을 지원하지 않기 때문에 실험에서 사용한 유량 조건으로부터 관의 입구면적을 고려한 유입

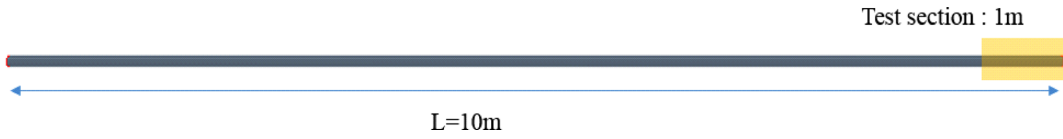


Fig. 2. Schematic view of pipe line.

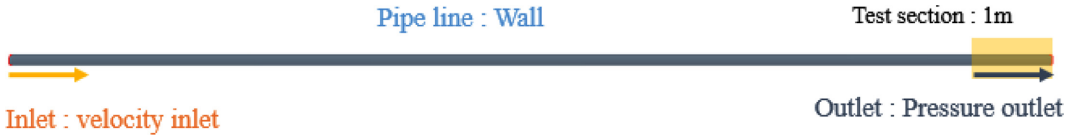


Fig. 3. Schematic view for boundary condition of pipe line.

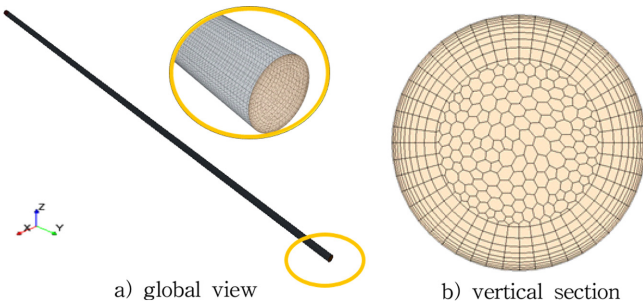


Fig. 4. Grid system for liquid-solid multiphase flow in pipe.

속도를 산출하여 부여하였다. 또한 관의 출구는 압력출구조건을 사용하였으며, 그 개요도를 Fig. 3에 나타내었다.

격자 생성에는 STAR-CCM+내 자동격자 생성 알고리즘을 사용하였으며, 격자에는 Polyhedral mesh와 Prism layer로 구성하였다. 최소 격자 크기는 $y^+ \approx 30$ 으로, 사용된 총 격자수는 약 100만개이다. 또한 관내 혼상유동의 검증에서는 STAR-CCM+에서 제공하는 원통 전용 정렬기능을 사용하여 Fig. 4에 보이는 바와 같이 연속적인 형태의 격자를 생성하였다.

관내 혼상유동의 시뮬레이션 정확도 확인을 위하여 STAR-CCM+의 Eulerian-Eulerian multiphase 모델을 사용하여 시뮬레이션을 수행하였다. 이 모델의 경우 유동화된 고체입자 해석에 적합하며, 개개의 고체입자를 추적하지 않고 전체 거동을 해석하는 것이 특징이다. 본 연구에서는 서로 다른 상의 상호작용 모델로서 항력, 양력, 난류확산모델을 사용하였다. 또한 적합한 항력 모델 선정을 위하여 Gidaspow의 모델과 Syamlal & O'Brien의 모델을 비교하였다. 또한 난류모델로는 Standard $k-\epsilon$ 난류모델을 사용하였으며, 서로 다른 3가지 격자밀도에 대하여 격자 수렴도 테스트를 수행하였다. 시간 간격은 0.001을 사용하였고, 시간적분에는 2차 정확도의 음해법을 적용하였다.

3.2 관내 혼상유동 시뮬레이션 결과

입자간 상호작용 모델로 Granular pressure 모델을 사용하여 시뮬레이션을 수행하였으며, 그 결과를 ANSYS-CFX와 STAR-CCM+를 사용한 선행 연구자들의 시뮬레이션 결과 및 실험과 비교하며 모델 테스트 및 격자 수렴도 테스트를 진행하였다. Granular pressure 모델의 경우 고체입자의 분포도가 100%에 가까운 Shear mixer에

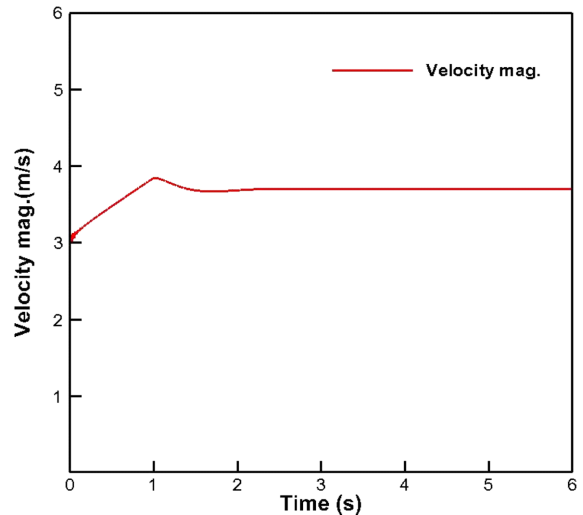


Fig. 5. Velocity magnitude along time in center of test section.

의 적용에는 한계가 있지만 검증문제에서는 최적 수치기법을 찾기 위하여 모델의 적용 유무에 따른 테스트를 동시에 진행하였다.

먼저, 유동의 수렴여부를 판정하기 위하여 계측 구간 내 중심점에서의 속도를 시간에 따라 출력하여 Fig. 5에 나타낸다. 그 결과 유동은 약 3초 이후에 안정화되며 변화가 없는 것을 확인할 수 있었으며, 실험과의 비교를 위해 4초 이후의 시뮬레이션 결과를 사용하였다. Fig. 6~8에는 유동이 수렴한 $t=6$ s에서 입구경계로부터 1m 간격으로 각 단면의 혼합비, 액체와 고체의 유속 분포를 각각 나타낸다. Fig. 6의 고체 입자 분포도의 경우 약 6m이후 거의 변화가 발견되지 않으며, 초기 균일한 분포로 들어온 고체입자가 유체와의 상호작용 및 자중에 의해 서서히 아래로 침전되어 가는 것을 볼 수 있다. 또한 속도장의 경우 본 시뮬레이션의 조건 하에서는 동심원상의 최대칭인 프로파일을 보이며, 고체상과 액체상의 유동속도가 거의 유사하게 분포함을 알 수 있다. 이로부터 고체상의 수송에 액체상의 영향이 크게 기여한다는 사실을 알 수 있다.

다음으로 실험값과의 비교를 위하여 타 연구자들이 사용한 항력 모델 및 양력과 난류확산모델의 기본 값 및 Granular pressure 모델을 사용하여 시뮬레이션을 수행하여 고체입자의 분포도를 Fig. 9(a)에 나타낸다. 실험의 경우 수직선상에 고체입자의 집중도는 불균칙하지만 기울기가 가파르게 분포한다. 이에 반해, 시뮬레이션 결과는

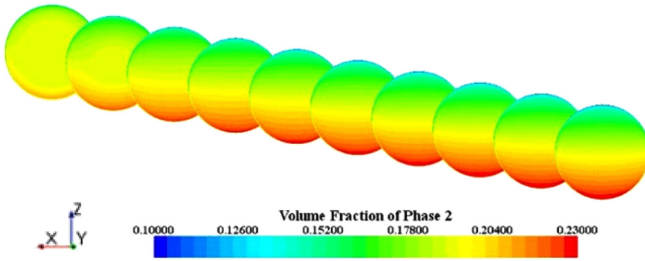


Fig. 6. Volume fraction of solid phase.

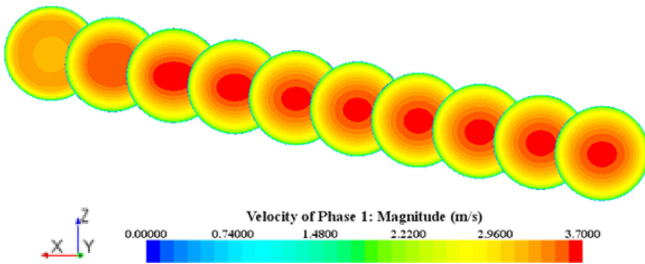


Fig. 7. Velocity magnitude of liquid phase.

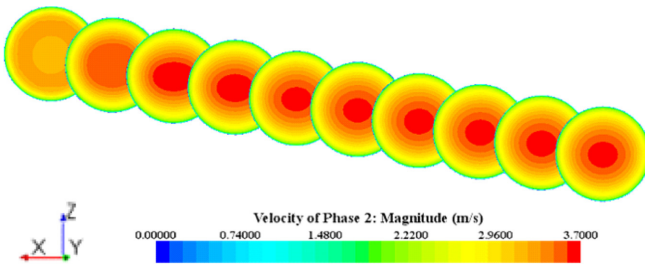


Fig. 8. Velocity magnitude of solid phase.

완만한 기울기로 분포한다. 본 시뮬레이션 결과와 동일한 해석 프로그램인 STAR-CCM+를 사용한 선행 시뮬레이션 결과(Kubicki *et al.*

al.[2012])는 유사한 결과를 보이지만, ANSYS-CFX를 사용한 타 시뮬레이션 결과(Ekambara *et al.*[2009])와는 다소 차이를 보인다.

다음으로, 혼상유동 상호작용 모델 중 유동에 가장 큰 영향을 주는 항력모델에 대하여 테스트를 수행하였다. 이전 수행된 타 연구자들의 시뮬레이션 결과(Ekambara *et al.*[2009]; Kubicki *et al.*[2012])는 모두 Gidaspow의 모델을 사용한 결과이며, 본 연구에서는 Syamlal & O'Brien의 모델을 추가로 사용하여 시뮬레이션을 수행하여 그 결과를 타 연구자의 연구결과 및 실험과 비교하였다.

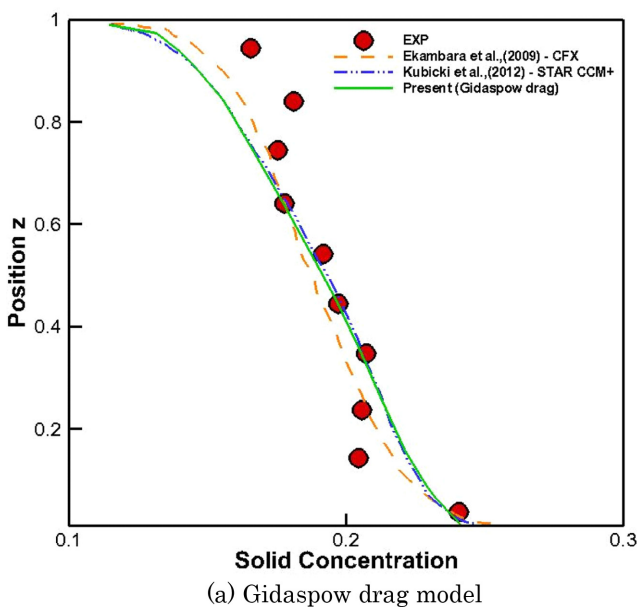
Fig. 9(b)는 항력모델에 따른 고체입자 분포도를 나타낸다. 항력 모델에 따라 고체입자의 분포도 변화가 발생하는 것을 알 수 있으며, Syamlal & O'Brien의 모델을 사용한 결과가 Gidaspow의 모델에 비해 실험결과와 가장 유사한 분포를 보인다. 하지만 관의 하단에서 분포도가 급격히 낮아지는 것을 확인 할 수 있는데, 이는 계산 초기부터 발생하는 문제로 경계조건 처리에 따른 문제로 보인다. 하단 오차를 고려하더라도 Syamlal & O'Brien의 모델이 가장 실험값에 근접하다고 판단되며, 이후의 연구에서는 Syamlal & O'Brien의 모델을 사용하기로 한다. 한편, 이에 대응하는 관내 연직 중심선상의 액체의 속도분포를 Fig. 10에 나타낸다. 전반적으로 실험결과와 좋은 일치를 보이고 있다.

끝으로, 격자에 따른 수렴성 확인을 위해 100만개, 200만개, 300만개의 총 3가지 격자에 대하여 시뮬레이션 하였으며, Fig. 11에 나타낸 바과 같이, 100만개의 격자로 본 유동을 구현하기에 충분함을 확인하였다.

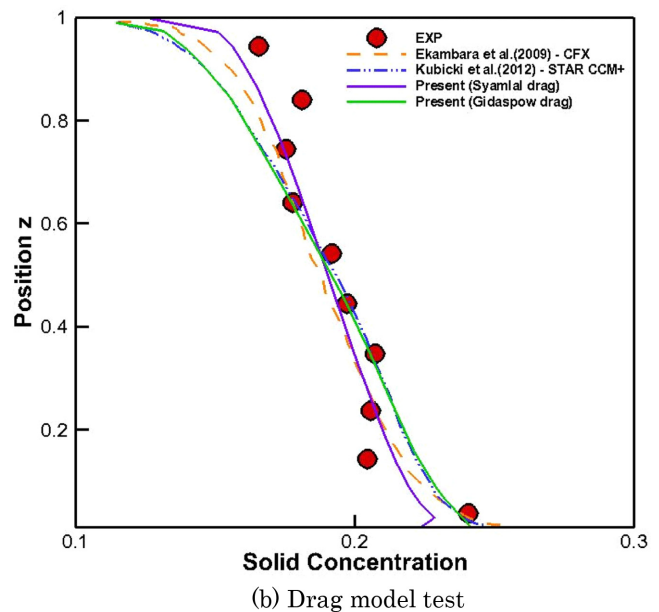
4. Shear mixer 혼상유동 시뮬레이션

4.1 Shear mixer 내 mud-bulk 혼상유동 시뮬레이션

먼저, Shear mixer에 대한 기본 형상을 선정하기 위해, 유럽 및



(a) Gidaspow drag model



(b) Drag model test

Fig. 9. Solid concentration.

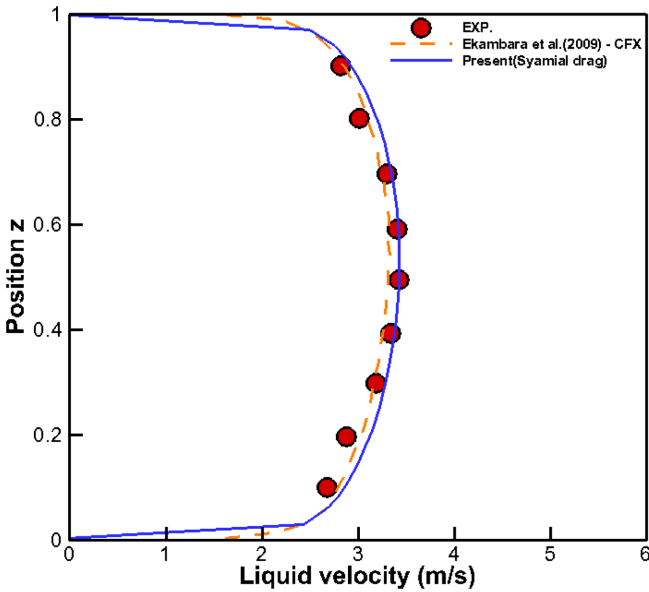


Fig. 10. Comparison of liquid velocity profile in vertical direction.

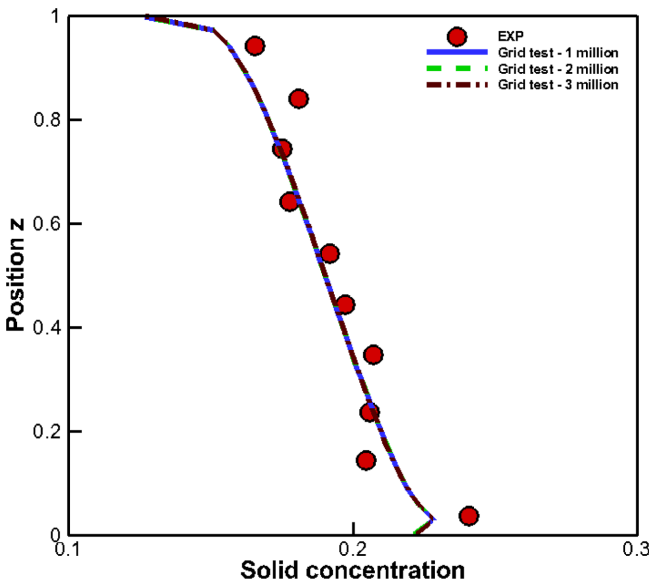


Fig. 11. Grid convergency tests for Syamlal drag model.

북미지역 7개사의 제품정보 및 중국의 회사들의 제품정보를 수집하였으며, 이들 제품 모두에서 일정부분 규격화된 형상을 사용 중인 것으로 확인되었다. 먼저 Shear mixer로 연결되는 Mud pipe line의 직경인 6인치에 맞추어 Shear mixer의 입구 및 출구직경 또한 6inch인 것을 확인하였다. 필요에 따라 몇몇 제품에서 높거나 낮은 출력을 내기위하여 6inch이외의 직경을 사용하는 경우도 있었지만 대부분의 경우 6inch직경의 관을 사용하였으며, 이 경우 노즐의 직경은 2inch가 일반적이었다. 호퍼의 경우, 주로 단면형상은 정사각형이며, 한편의 길이가 24inch이고 높이가 24~28inch이다. 또한, Fig. 12에 정의한 것처럼, 혼합이 이루어지는 챔버의 길이는 유입관의 2배인 12inch를 사용하였으며, 벤츄리관의 디퓨저 길이는 약 16inch를 사용하였다. 하지만, 이터터는 Shear mixer의 혼합효율 개선에 밀접

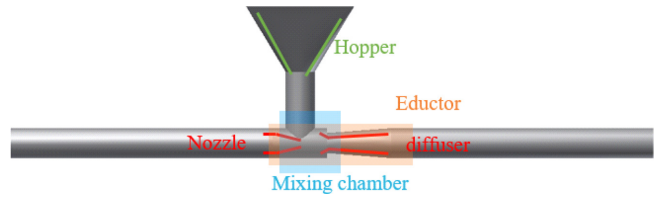


Fig. 12. Definition of each part in shear mixer.

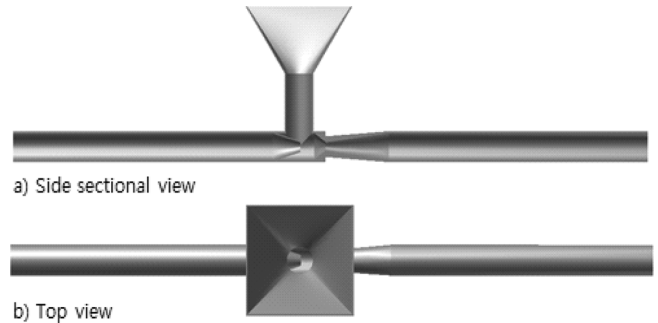


Fig. 13. Schematic view of shear mixer base model.

한 관계가 있으나 선진 제조사의 자료에 이에 대한 설계 및 형상정보를 찾을 수 없었다.

이에 본 연구에서는 앞서 조사한 형상정보를 바탕으로 Fig. 13과 같이 기본형상을 설계하였으며, 이터터의 최적형상 설계를 위해 시물레이션 기반 설계를 수행하였다. 노즐의 끝단은 호퍼의 중심에 위치하게 하고 디퓨저의 직경은 노즐과 같은 2inch를 사용하였다. Shear mixer과 연결된 Mud line의 경우 난류유동의 발달을 고려하여 유입구 직경의 10배로 산정하였다.

Shear mixer의 머드-벌크에 관한 혼상유동 시물레이션을 수행하기 위하여, Fig. 14와 같이, 머드와 벌크가 들어오는 각각의 유입구에는 Velocity inlet 경계조건을, 혼합된 머드가 빠져나가는 유출구에는 Pressure outlet 경계조건을 각각 적용하였다.

Figs. 15~16은 시물레이션에 사용한 격자계를 나타낸다. 격자생성은 STAR-CCM+내 알고리즘을 이용하였으며, Trimmer mesh와 Prism layer을 혼용하였으며, 노즐에 의해 유동이 가속되어 서로 다른 상의 혼합이 진행되는 Mixing chamber에 보다 높은 밀도의 격자를 분포시켰다. 사용된 총 격자수는 약 110만개 이다.

시물레이션에 사용된 머드와 벌크는 균일한 상태로 가정하였으며, 머드의 밀도는 2194.6 kg/m³, 점성계수는 0.02238 kg/m·s, 벌크의 밀도는 2300 kg/m³, 평균 입자 크기는 10 μm로 가정하였다. 시물

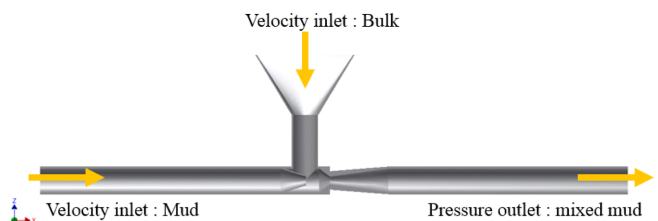


Fig. 14. Boundary condition of simulation for shear mixer.

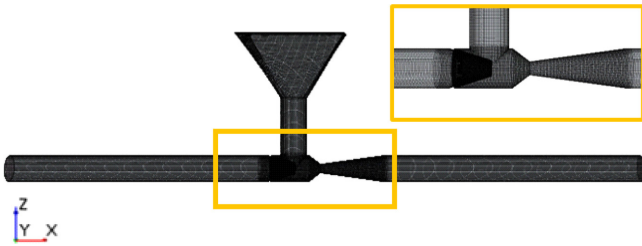


Fig. 15. Schematic view of grid system for Shear mixer.

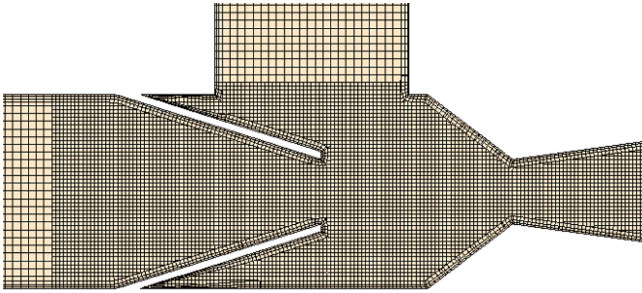


Fig. 16. Sectional view of grid system at mixing chamber.

레이션에는 앞서 관내 혼상유동 검증에 사용된 Eulerian-Eulerian multiphase 기법이 사용되었으며, 두 상의 상호작용에는 Syamlal & O'Brien의 항력모델, 항력계수 0.1 및 난류 확산에 의한 힘을 고려하였다. 또한 중력에 의한 효과를 고려하였으며, 수치적 안정성을 위하여 투여되는 각 상은 순도 95%로 5%의 다른 상을 포함하도록 설정하였다.

4.2 Shear mixer 내 mud-bulk 혼상유동의 시뮬레이션 결과

Shear mixer의 기본형상에 대한 기초적인 시뮬레이션을 수행하였다. 먼저 유입구를 통해서 들어오는 머드와 벌크의 유량을 확인

하였다. Fig. 17과 같이, 속도와 면적으로부터 이론적으로 산출된 질량유량과 약 0.5%의 오차범위에서 시간에 따라 일정하게 유입되는 것을 알 수 있다. 또한, 유출구에서 고체입자 분포도를 시간에 따라 계측하여 Fig. 18에 나타낸다. 초기 균일한 밀도로 배치된 고체입자가 상부에서 벌크가 유입되고 혼합이 진행됨에 따라 급격히 증가한 뒤 서서히 감소하며 일정한 값에 수렴하는 것을 알 수 있다.

다음은, 이터더의 형상을 최적화하기 위한 시뮬레이션을 수행하기 위해, Fig. 19과 같이 노즐의 위치와 Diffuser의 폭에 따른 9가지 조건을 산출하였다. 즉, 노즐의 위치는 호퍼의 중심으로부터 0, 25, 50 mm, 그리고 디퓨저의 폭은 50, 75, 100 mm의 각각 세 가지 조건이다.

먼저, 상부의 벌크를 흡입하는 역할을 하는 챔버에 작용하는 음압을 산출하였다. 그 결과 Fig. 20에 보이는 바와 같이 큰 차이는 아니지만 노즐의 끝단이 호퍼에서 멀어질수록 음압생성에 더 효과적임을 알 수 있다. 반면, 디퓨저 직경의 경우 75 mm의 경우 음압생성에 탁월한 효과를 내는 것을 확인할 수 있으며, 디퓨저의 직경이 커지는 경우 최저압력의 발생지점이 디퓨저 입구에서 챔버쪽으로 이동하는 것을 알 수 있다. 즉 -50 mm의 노즐위치와 75 mm 직경의 디퓨저를 사용한 경우 가장 뛰어난 흡입성을 보인다. Fig. 21에는 머드라인의 유입과 유출구에서의 압력차를 비교하였으며, 노즐 끝단이 호퍼에서 멀어질수록 그 차이가 커지는 것을 알 수 있다. 또한 75 mm의 디퓨저 폭의 경우 압력차가 많이 감소한다. 이러한 유입과 유출구에서의 압력차는 제어에 필요한 압력을 나타내며 즉, 노즐의 끝단이 호퍼에서 가까울수록 그리고 75 mm의 디퓨저 직경을 사용한 경우 유동 제어 측면에서 가장 뛰어난 결과를 알 수 있다. 마지막으로 Fig. 22는 챔버 내부에서 벌크와 머드의 혼합 과정에 관한 순간 모습을 나타낸다. 노즐부를 빠져나온 머드와 호퍼로부터 제공되는 벌크가 챔버 중앙부에서 발생한 음압으로 인해 빠른 속

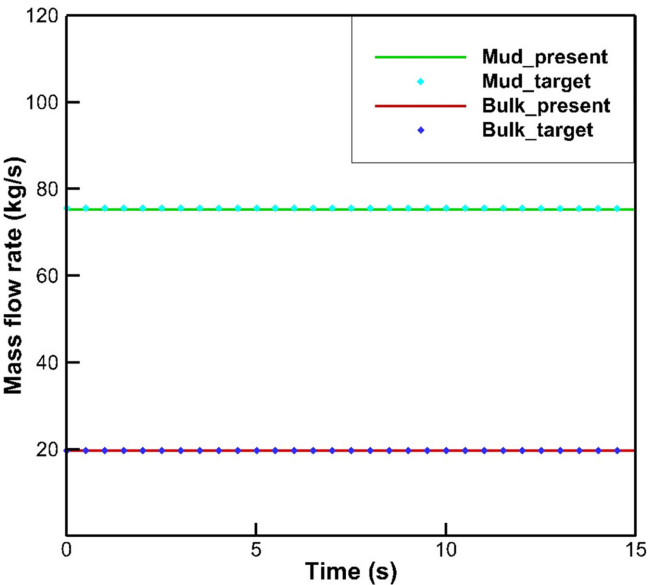


Fig. 17. Change of mass flow rate for mud and bulk in time.

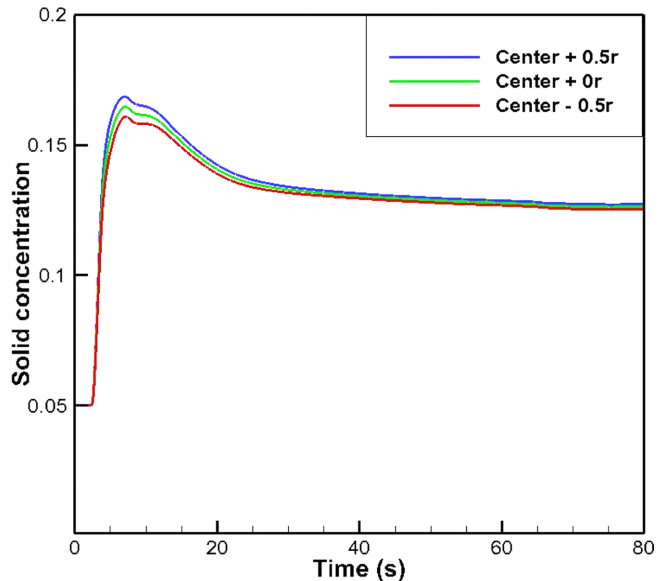


Fig. 18. Change of solid concentration at mud outlet in time.

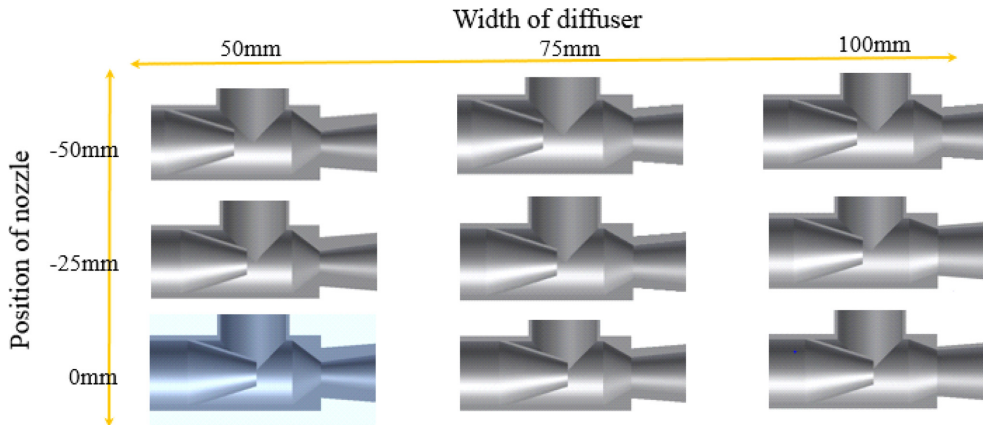


Fig. 19. Case classification for optimizing eductor configuration.

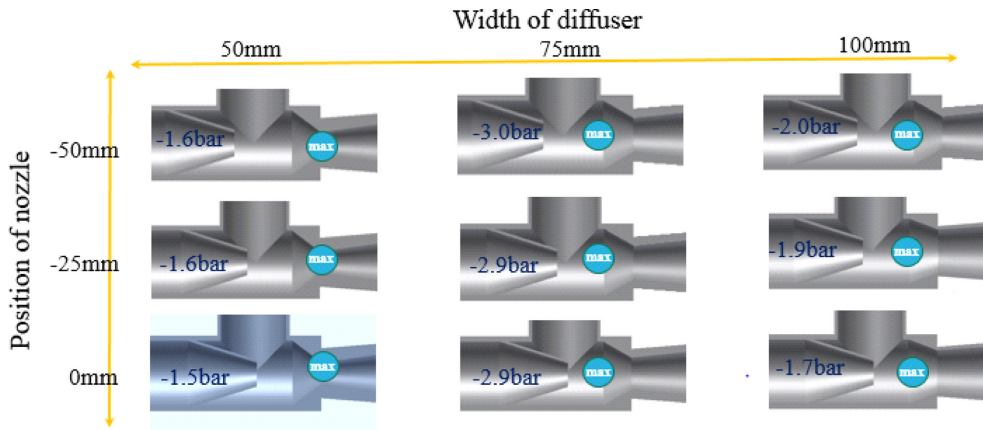


Fig. 20. Negative pressure at mixing chamber.

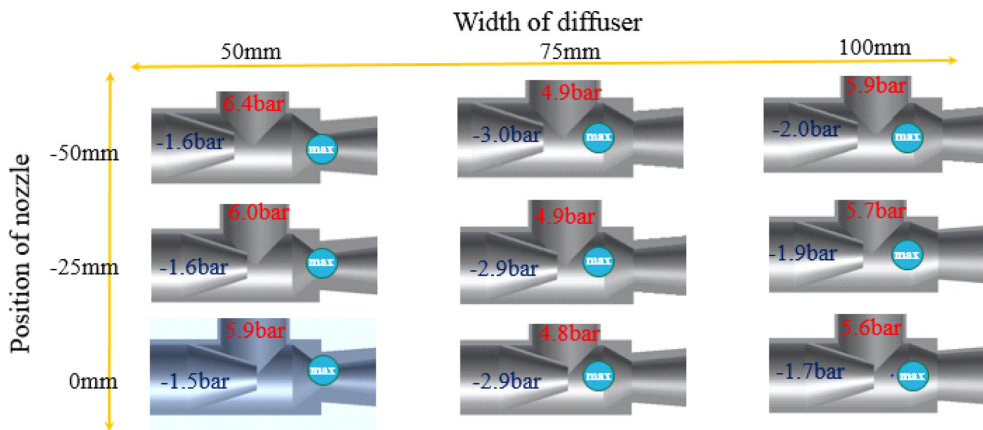


Fig. 21. Pressure drop between mud inlet and outlet.

도로 디퓨저를 통해 분출되며 혼합되는 모습이 확인된다.

5. 결 론

본 연구에서는 Mud mixing system에서 사용되는 Shear mixer 내 액체-고체 혼상유동에 관한 시뮬레이션을 수행하여 유동특성을 파악하고, 이덕터(Eductor)의 형상변화에 따른 유동장의 변화를 통해

혼합효율 개선을 위한 최적 형상 파라미터를 연구하였다.

먼저, 관내 액체-고체 혼상유동에 대한 시뮬레이션의 정확도 검증을 위하여 수평관의 고체입자 분포에 대한 CFD 시뮬레이션을 수행하였고, 그 결과를 Gillies *et al.*(2004)의 실험 및 타 연구자의 CFD 결과와 비교하였다. 액체-고체 혼상유동의 상호작용 모델 중 항력모델은 고체-액체 혼상유동에서 고체입자의 분포에 크게 기여하였으며, 특히 Syamlal & O'Brien의 항력모델은 Gidaspow의 항

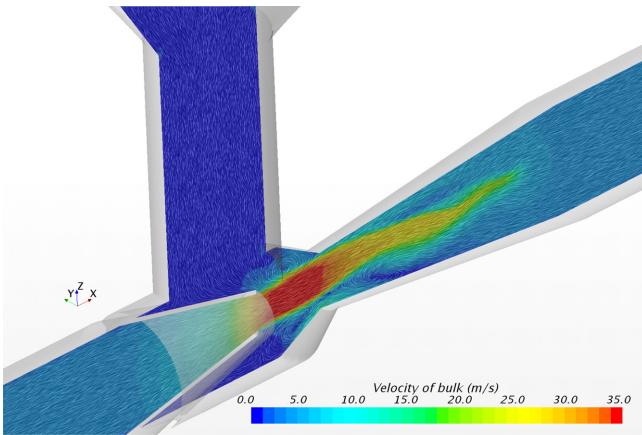


Fig. 22. Instantaneous aspect of mixing procedure inside mixing chamber.

력모델에 비해 실험에 근접한 결과를 보였다.

다음으로, 선진사의 자료조사를 통해 Shear mixer의 기초형상을 설계하였고, Mud-bulk 혼상유동의 CFD 시뮬레이션을 통해 혼합 효율 개선에 기여하는 이덕터의 최적 형상을 제안하였다. 노즐의 위치와 디퓨저의 직경을 변화시켜 가면서 시뮬레이션을 수행한 결과, 음압생성의 측면에서는 노즐의 끝단이 호퍼에서 멀어질수록 유리하였고, 75 mm 직경의 디퓨저를 사용한 경우 가장 유리하였다. 또한 머드 입출구에서의 압력차를 산출해 본 결과, 노즐이 호퍼에서 멀어질수록 더 큰 압력이 요구되었으며, 75 mm 직경의 디퓨저를 사용할 때 확연히 낮은 제어압력이 필요하였다. 이는 디퓨저와 노즐의 최대간격을 조절하는 선진사의 Operating 조건과도 일치하는 경향이며, 이는 노즐의 끝단이 호퍼의 중심에 위치하고 75 mm의 디퓨저를 사용한 경우가 적절한 음압을 생성하면서 최소한의 제어만으로도 작동이 가능하다는 것을 의미한다.

후 기

본 연구는 산업통상자원부(MOTIE)의 재원으로 한국산업기술평가관리원(KEIT) 산업융합원천기술개발사업의 지원을 받아 수행된 것임을 밝힙니다(G01201306010380).

References

- [1] ASME shale shaker committee, Drilling fluids processing handbook.
- [2] CD-adapco, 2014, User guide STAR-CCM+ Version 9.02.
- [3] Darelius, A., Rasmuson, A., vanWachem, B., Björn, I.N. and Folestad, S., 2008, CFD simulation of the high shear mixing process using kinetic theory of granular flow and frictional stress models. Chem. Eng. Sci., 63(8), 2188-2197.
- [4] DING, J. and Gidaspow, G., 1990, A bubbling fluidisation model using kinetic theory of granular flow. AIChE Journal, 36(4), 523-538.
- [5] Eesa, M., 2009, CFD studies of complex fluid flows in pipes. Ph.D. thesis, The university of Birmingham.
- [6] Ekambara, K., Sean Sanders, R., Nandakumar, K. and Masliyah, J.H., 2009, Hydrodynamic Simulation of Horizontal Slurry Pipeline Flow Using ANSYS-CFX. Ind. Eng. Chem. Res., 48, 8159-8171.
- [7] Gidaspow D., 1994, Multiphase Flow and Fluidization - Continuum and Kinetic Theory Descriptions. Academic Press.
- [8] Gillies, R.G. and Shook, C.A., 2000, Modelling High Concentration Slurry Flows. Can. J. Chem. Eng., 78, 709-716.
- [9] Gillies, R.G., Shook, C.A., Xu, J., 2004, Modelling Heterogeneous SlurryFlows at High Velocities. Can. J. Chem. Eng., 82, 1060-1065.
- [10] Guida, A., Fan, X., Parker, D.J., Nienow, A.W. and Barugou, M., 2009, Positron emission particle tracking in a mechanically agitated solid-liquid suspension of coarse particles. IChemE, 87, 421-429.
- [11] Guida, A., 2010, Positron emixxion particle tracking applied to solid-liquid mixing in mechanically agitated vessels, Ph.D. thesis, The university of Birmingham.
- [12] Kaushal, D.R. and Tomita, Y., 2012, Experimental Investigation of Near-Wall Lift of Coarser Particles in Slurry Pipeline Using Gamma-ray Densitometer. Powder Technol., 172, 177-187.
- [13] Kim, G.S., 2012, Eulerian-Granular model. STAR Korean conference 2012, Busan, Korea.
- [14] Kim, H.J., 2012, Multiphase modelling in STAR-CCM+, STAR Korean conference 2012, Busan, Korea.
- [15] Krampa, F.N., 2009, Two-fluid modeling of heterogeneous coarse particle slurry flows. Ph.D. thesis, The university of saskatchewan.
- [16] Kubicki, D., and Lo, S., 2012, Slurry transport in a pipeline - Comparison of CFD and DEM models. 9th international conference on CFD in the minerals and process industires, CSIRO, Melbourne, Australia.
- [17] Lo, S. 2012, Multiphase flow models in STAR-CCM+. STAR Japanese conference 2012, Tokyo, Japan.
- [18] Lo, S. and Kubicki, D., 2012, Modeling industrial multiphase flows with STAR-CCM+. STAR global conference 2012, Duin, Netherlands.
- [19] Papoulias, D. and Lo, S. 2015, Advances in CFD modelling of multiphase flows in cyclone seperators. Chemical Engineering Transaction, 43, 1603-1608.
- [20] Roco, M.C. and Shook, C.A., 1983, Modeling of Slurry Flow: The Effect of Particle Size. Can. J. Chem. Eng., 61, 494-503.
- [21] Schaan, J., Sumner, R.J., Gillies, R.G. and Shook, C.A., 2000, The Effect of Particle Shape on Pipeline Friction for Newtonian Slurries of Fine Particles. Can. J. Chem. Eng., 78, 717-725.
- [22] Schiller, L., and Naumann, A., 1933, Uber die grundlegenden Berechnungen bei der Schwerkraftaufbereitung, VDI Zeits, 77(12), pp. 318-320.
- [23] Syamlal, M. and O'Brien, T.J., 1987, The derivation of a drag

coefficient formula from velocity-voidage correlations. Technical Note, U.S. Department of energy, Office of Fossil Energy, NETL, Morgantown, WV.

- [24] Tong, L.Z., Chare K., Asa, F. and Sugiura, Y., 2010, CFD analysis of eductor agitation in electroplating tank. *Trans. Inst. Met. Finish.*, 88(4), 185-190.
- [25] Zhang, J., Xu, S. and Li, W., 2012, High shear mixers: A review of typical applications and studies on power draw, flow pattern,

energy dissipation and transfer properties. *Chem. Eng. Process.*, 57-58, 25-41.

Received 2 May 2017

Revised 21 May 2017

Accepted 23 May 2017