



สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย
THE THAILAND RESEARCH FUND

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ การสร้างและจำลองแบบการไหลในระบบฟลูอิดิกส์ชนิดสองเฟส

โดย ผศ. ดร. สุนันท์ ลิ้มตระกูลและคณะ



สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย
THE THAILAND RESEARCH FUND

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ การสร้างและจำลองแบบการไหลในระบบฟลูอิดิกส์ชนิดสองเฟส

โดย ผศ. ดร. สุวัฒน์ ลิ้มตระกูลและคณะ

30 พฤศจิกายน 2542

รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ การสร้างและจำลองแบบการไหลในระบบฟลูอิดส์ชนิดสองเฟส

คณะผู้ทำวิจัย	สังกัด
1. ผ.ศ. ดร. สุนันท์ ลิ้มตระกูล	ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์
2. ศ. ดร.วิวัฒน์ ตันทะพานิชกุล	ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สนับสนุนโดยสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย

ชุดโครงการ ทุนวิจัยหลังปริญญาเอก

ACKNOWLEDGMENTS

The financial support from the Thailand Research Fund is acknowledged. Than computer facility and graphic software were provided by the Counsel Laboratory of Kasetsart Research and NECTEC. Special Thanks go to Prof. Dr. Wiwut Tantapanichgool, the Mentor for his suggestions throughout the work. The author gratefully thank to Prof. Dr. Y. Tsuji and T. Kawaguchi, the joint-researchers for the suggestions and help during the author's research visiting at Osaka University. The help of graduate students, Kosol Angkurawirod and Atiwut Chalermwattanatri in data processing is recognized.

บทคัดย่อ

รหัสโครงการ: PDF/35/2540

การสร้างและจำลองแบบการไหลในระบบฟลูอิดไดซ์ชนิดสองเฟส

ผศ. ดร. สุนันท์ ลิ้มตระกูล

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

E-mail: fengsul@nontri.ku.ac.th

ศ. ดร. วิวัฒน์ ตันทะพานิชกุล

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

1 สิงหาคม 2540 – 30 พฤศจิกายน 2542

งานวิจัยนี้เป็นการใช้แบบจำลองการเคลื่อนที่ของอนุภาคแบบแยก (Discrete particle model) เพื่อศึกษาการเคลื่อนที่ของอนุภาคในฟลูอิดไดซ์เบดแบบสองเฟส การเคลื่อนที่ของอนุภาคแต่ละอนุภาคจะขึ้นอยู่กับแรงเนื่องจากของไหลและแรงกระทบกันของอนุภาค แรงเนื่องจากการกระทบกันของอนุภาคสามารถคำนวณได้จากแบบจำลองอย่างง่ายของ สปริง ตัวหน่วง และความเสียดทาน นอกจากนี้งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาดังปัจจัยที่มีผลต่อการแยกและการผสมกันของอนุภาคในระบบที่มีอนุภาคสองชนิดที่มีความหนาแน่นและขนาดแตกต่างกัน ผลการจำลองพบว่าในการเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในฟลูอิดไดซ์ที่สภาวะคงตัว อนุภาคจะเคลื่อนที่ขึ้นด้วยความเร็วสูงที่บริเวณกึ่งกลางท่อ และเคลื่อนที่ลงด้วยความเร็วลดลงที่บริเวณผนังท่อ ซึ่งสอดคล้องกับผลการทดลองของ Moslemian (1987) ในระบบฟลูอิดไดซ์เบดที่มีอนุภาคสองชนิดที่มีขนาดเท่ากันแต่ความหนาแน่นไม่เท่ากันที่มีอัตราส่วนความหนาแน่น 1.4 และ 1.25 ได้พบว่าอนุภาคทั้งสองชนิดมีการผสมกันเป็นอย่างดี ส่วนในระบบที่มีอนุภาคที่มีอัตราส่วนความหนาแน่น 2.5 อนุภาคมีการแยกตัวออกเป็นชั้นอย่างชัดเจน สำหรับในระบบอนุภาคสองชนิดที่มีความหนาแน่นเท่ากันแต่มีอัตราส่วนเส้นผ่านศูนย์กลางอนุภาค 1.33 อนุภาคสองชนิดจะผสมกัน ในทางตรงกันข้ามในระบบที่อัตราส่วนเส้นผ่านศูนย์กลาง 2.0 อนุภาคทั้งสองชนิดจะแยกชั้นกัน พฤติกรรมการแยกและการผสมโดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่าจะสอดคล้องกับเงื่อนไขการแยกและการผสมที่ได้จากการทดลองของ Tanaka et al. (1996) นอกจากนี้ยังพบว่า อิทธิพลของความเร็วของก๊าซป้อนมีผลต่อการแยกน้อย ผลการจำลองนี้จะเป็นข้อมูลเพื่อใช้ในการศึกษาถึงไฮโดรไดนามิกส์ และการถ่ายเทความร้อนและมวล ซึ่งเป็นข้อมูลสำคัญในการออกแบบและการปฏิบัติการของระบบ ความรู้ในการสร้างและจำลองแบบจะสามารถนำไปประยุกต์ใช้เพื่อศึกษาปรากฏการณ์ในระบบที่เกี่ยวข้องกับอนุภาคกลม เช่น ปฏิกรณ์หลายเฟส และเครื่องอบแห้ง

คำสำคัญ : การจำลองแบบ การสร้างแบบ ฟลูอิดไดซ์เบด การจำลองแบบอนุภาครายเม็ด

ABSTRACT

Project Code: PDF/35/2540

Modeling and Simulation of Flows in Two-phase Fluidized Systems

Dr. Sunun Limtrakul

Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Kasetsart University

E-mail: fengsul@nontri.ku.ac.th

Prof. Dr. Wiwut Tantapanichagool

Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Chulalongkorn University

August 1, 1997-Dec. 30, 1999

This present work aims to investigate the solids motion and fluid flow in a two-phase fluidized bed via a discrete particle modeling and simulation. The motion of individual particle is based on the fluid force acting on the particle and the contact force between particles. The contact force is modeled by using the same analogy of spring, dash-pot and friction slider. In addition, the mixing and segregation in beds containing two types of particles with different densities and different sizes are also studies. Moreover, the effects of superficial gas velocity and bed geometry on the solids movements are also investigated. A solids circulation cell is found when the bed reaches at steady state. The solids ascend at the center with high velocity and descend with low velocity near the wall. The simulation solids flow pattern agrees well with the experimental result obtained by Moslemian (1987). The solids distributions in the bed containing the particles with the density ratios of 1.4 and 1.25 show good mixing. On the other hand the bed with the particle density ratio of 2.5 shows segregating behavior. Similarly, the beds containing the particles with the size ratios of 1.33 and 2.0 show mixing behavior and segregating behavior, respectively. These results obtained from simulation were found to follow the mixing/segregation criteria obtained experimentally by Tanaka et al. (1996). The solids mixing and segregation are not significantly dependent on the superficial gas velocity. The findings of the simulation, i.e., solids movement and distribution will be information for understanding the hydrodynamics, mass and heat transfer leading to successfully design and operation of the system. The knowledge of this modeling and simulation is applicable to study the phenomena in the system concerned with granular materials such as multiphase flow reactor and dryer.

Keywords: Modeling, Simulation, Fluidized Bed, Discrete Particle Simulation

Chapter 1

INTRODUCTION

A fluidized bed is widely used as a separator, a mixer, a dryer, and a reactor in petroleum, petrochemical and biochemical processes. The solids flow patterns, solids mixing and solids segregation are important for design and operation. If the size and/or density distribution of solid particles is quite broad it usually leads to significant segregation of particles in the bed. Solids mixing and segregating behavior the bed influences rates of important for mass and heat transfer in the bed. In reality, the process is stochastic in nature and is difficult to simulate because of the complex interaction among the particles themselves and with the bed wall. Nevertheless, a number of researchers (Prichett et al., 1978 and Bouillard et al., 1989) have carried out the simulation in a two-phase system based on the two fluid model which regards the solids phase as a continuum. A large number of large particles in a fluidized bed requires the model based on realistic assumptions such as the DEM (Distinct Element Method) (1993). In this discrete particle model, the contact forces between the particles are calculated by using the analogy of spring, dash-pot and friction slider. Recently, Tanaka and his co-workers (1996) have experimentally shown that under suitable conditions the particles in a fluidized system can be made mixable or non-mixable depending on the size and density ratio of the particles. They have come up with handy criteria to predict this mixing/segregating behavior. This research work aims to elucidate the solids movement in cylindrical dimensional fluidized beds containing particles with uniform size and with two different densities/sizes via the discrete particle simulation.

1.1 Research Objectives

- 1.1.1 Develop an appropriate model for investigation of solids and fluid movement in a two phase fluidized bed.
- 1.1.2 Develop a program to study the hydrodynamics, mixing and segregation in the Fluidized bed.
- 1.1.3 Simulation of flow pattern and solids distribution in the fluidized bed.
- 1.1.4 Verification of the simulation results by experimental results.

1.2 Scope of Research

The scope of the research is the investigation of the solids movement, solids mixing and segregation in three-dimensional gas-solid fluidized beds containing uniform size particles and different type particles via a discrete particle modeling and simulation. Moreover, the effects of the operating conditions on the solids movement, mixing and segregating phenomena are studied.

Chapter2

MATHEMATICAL MODELLING AND SIMULATION

2.1 Mathematical Modelling

The model based on DEM (Distinct Element Method) for investigation of solids and fluid movement in a two phase fluidized bed basically consists of the equation of particle and the equation of fluid flow.

2.1.1 Particle Motion

The particle movement is evaluated by the Newton equation of motion considering the effects of gravitational force, contact force, and fluid force. Equations of translational and rotational motions are:

$$\bar{a}_S = \frac{\bar{F}}{m} + \bar{g} \quad (1)$$

$$\bar{\alpha}_S = \frac{\bar{T}}{I} \quad (2)$$

where the acceleration of particles ($\bar{a}_S$) is a function of the sum of forces acting on the particle ($\bar{F}$) and angular velocity of the particles ($\bar{\alpha}_S$) depends on the torque ($\bar{T}$) caused by the contact force and the moment of inertia of particles (I). The force acting on the particles consists of the particle contact forces ($\bar{f}_C$) and the force exerted by fluid ($\bar{f}_D$).

$$\bar{F} = \bar{f}_C + \bar{f}_D \quad (3)$$

The contact force between two spherical particles can be predicted by the simple model as shown in Figure 1 which was first proposed by Cundall and Stack (1979). The model estimates the contact forces using the analogy of spring, dash-pot and friction slider. Thus the model depends on the parameters of stiffness, dissipation and friction coefficients which can be obtained from the physical properties of the particles. The stiffness can be calculated by the Hertzian theory as an empirical function of young's modulus and Poisson ratio (Tsuji et al., 1992). The dissipation and friction coefficients can be obtained from the coefficients of restitution.

The normal and tangential contact forces as shown in Figure 1 are given as:

$$\vec{f}_{cn} = -k_n \vec{x}_n - \mu_n \dot{\vec{x}}_n \quad (4)$$

$$\vec{f}_{ct} = -k_t \vec{x}_t - \mu_t \dot{\vec{x}}_t \quad (5)$$

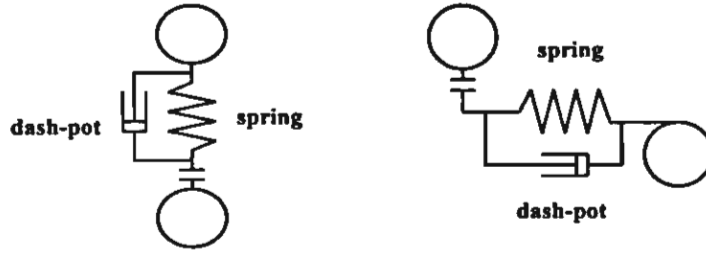


Figure 1. Models of Contact Forces (a) Normal Force (b) Tangential Force

where $\vec{x}_n$ and $\vec{x}_t$ are the particle displacements in the normal and tangential directions, respectively; k is the stiffness of the spring and μ is the coefficient of viscous dissipation.

2.1.2 Fluid Flow

The flow field of fluid can be calculated from the following equations:

The equation of continuity:

$$\frac{\partial \varepsilon}{\partial t} + \nabla \cdot (\varepsilon \vec{u}) = 0 \quad (6)$$

The equation of motion :

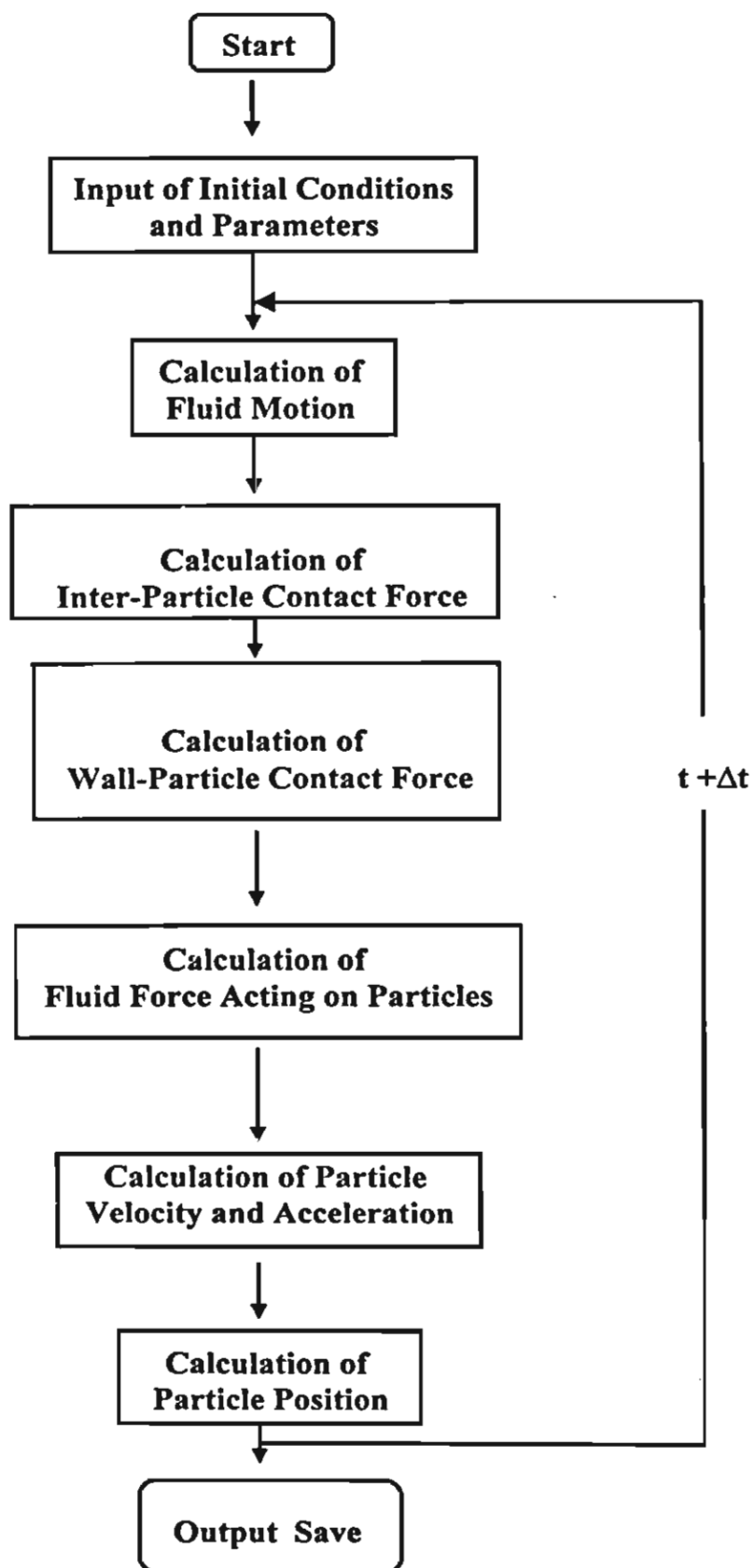
$$\frac{\partial (\varepsilon \vec{u})}{\partial t} + \vec{u} \cdot \nabla \varepsilon \vec{u} = -\nabla p + \vec{f}_s \quad (7)$$

where $\vec{u}$ is the gas velocity; ε is the void fraction (porosity); ρ is the fluid density; p is the pressure; $\vec{f}_s$ is the fluid drag force exerted to the particles.

2.2 Simulation Algorithm

The solids movement and the fluid flow field are simultaneously calculated by the equations (1)-(7). The steps of calculation is shown in Table 1. The numerical method, SIMPLE method developed by Patankar was used (1980).

Table 1. Simulation Algorithm



Chapter3

SIMULATION RESULTS AND DISCUSSION

The simulation program based on the appropriate models was developed and applied to simulate the hydrodynamics, mixing and segregating of a two phase fluidized bed. The solids and fluid phenomena in forms of solids movement, solids vector plots, solids velocity profiles, solids distribution, and fluid vector plots in a two phase fluidized bed were obtained. Qualitatively verification of the solids flow pattern obtained from the simulation was performed by the experimental results obtained by Moslemian (1987). Furthermore, the mixing and segregating behavior of the particles in cylindrical dimensional fluidized beds containing particles with uniform size and with two different densities/sizes via the discrete particle simulation. The verification of the criteria of mixing and segregating behavior obtained from the simulation was carried out by the experimental results obtained by Tanaka and his co-worker (1996).

3.1 Fluidized Bed and Simulation Conditions

The investigating fluidized beds is a gas fluidized bed with the column diameter of 0.152 m in which the gas phase is upwards injected through two type of gas distributors, a perforated plate and a cone as shown in Figure 2. With a cone distributor, the fluidized bed is also called as a spouted bed. The radial gas distribution passing through the perforated plat is shown in Figure 3. The gas velocity is maximum at the center and decreases near the wall. The physical properties of the particles and the conditions used in the simulation are listed in Table 2.

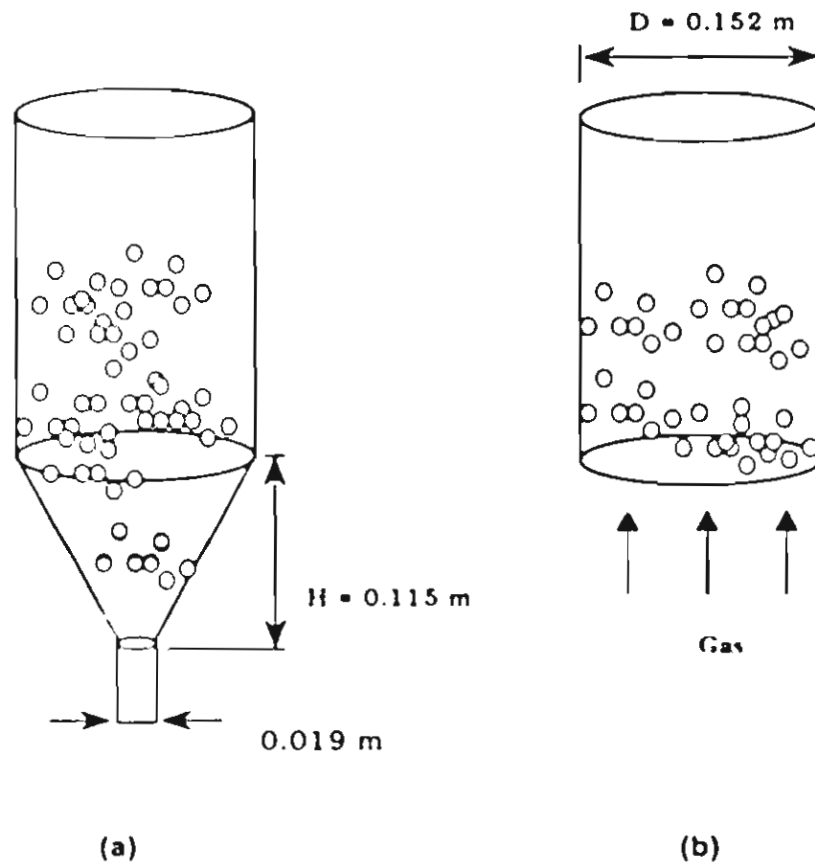


Figure 2 Fluidized bed with (a) cone distributor (b) perforated Plate

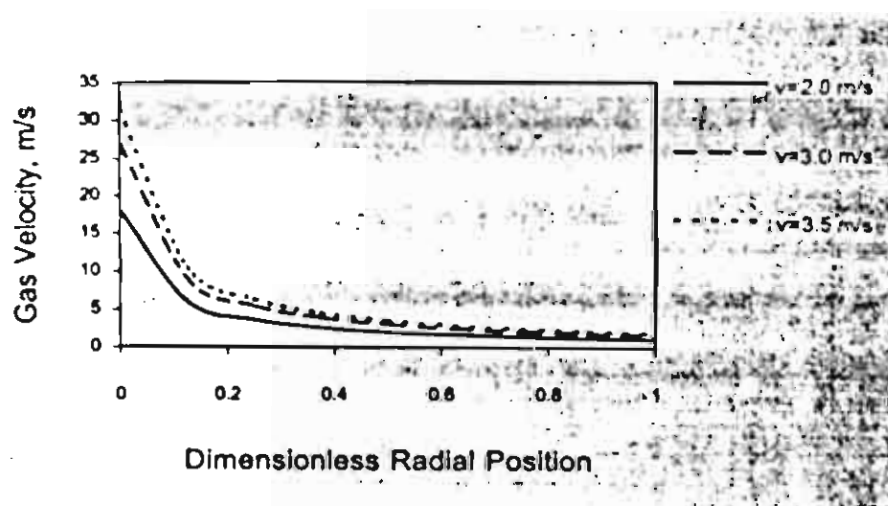


Figure 3 Radial gas distribution passing through the perforated plat

Table 2. Physical properties of particles and simulation conditions for a 0.152 m diameter column

	Bed with Uniform Size Particle	Bed with Different Densities				Bed with Different Sizes	
Particle Diameter, mm	6	6/6	6/6	6/6	6/6	6/8	5/10
Particle Number	20,000	10,000/10,000	10,000/10,000	10,000/10,000	10,000/10,000	10,000/4218	17,280/2160
Particle Density, kg/m ³	2,500	2,500/1,000	2,500/2,000	2,500/2,000	2,500/3,500	2,500/2,500	2,500/2,500
Minimum fluidizing velocity, m/s	2.75	2.75/1.74	2.75/2.46	2.75/2.46	2.75/3.26	2.75/3.18	2.51/3.55
Superficial gas velocity, m/s	3.00/3.5/4.0	3.00	3.00	3.00	3.54	3.50	3.90
Coefficient of restitution	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9	0.9
Coefficient of friction	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3
Stiffness, N m ⁻¹	800	800	800	800	800	800	800

3.2 Simulation results for the bed with uniform particles

The solids and fluid movement in the fluidized bed containing uniform size particles calculated from the developed model can be shown in the forms of solids movement, solids flow patterns, solids distribution and fluid pattern as follow.

3.2.1 Solids movements

The solids movement in a cylindrical fluidized bed containing 6 mm diameter uniform particles as function of time is illustrated in Figure 4. The bed expands notably when the bed is injected with gas phase. The solids distribution becomes well mixed after 4.2 second except at the area near the distributor. Due to the difficulty of the visualization of the solids movement in the three-dimensional fluidized bed, the bed was axially sliced and shown at various radial position as illustrated in Figure 5. The dead zone occurs only at the area near the wall where the feed gas velocity is low. For the sake of simplicity, all results will be therefore shown in the terms of axially sliced two-dimensional solids distributions in the center region of the bed. Figure 6 shows the axially sliced two-dimensional solids distribution in the bed at the center at various times. At the beginning of the fluidization (at $t=0.3$ to 3.6 second), large bubbles or slugs are generated, particularly, at the center of the bed where the strong stream of gas is upwards introduced. The solids holdup is very low in this area. In the area near the wall where the gas injection affects to the solids movement less, the solids holdup is high with low velocity (see Figure 8). The bubble size becomes smaller when the bed approaches the steady state (after 3.6 second). The solids distribution in the bed reaches good mixing behavior at this state.

3.2.2 Two-dimensional solids velocity vector plots

The instantaneous two-dimensional solids velocity vector plots at various times are shown in Figure 7. At the beginning of the fluidization (at $t= 0.3$ to 3.6 second), the slug induces the upward and downward bed moving with high velocities. After the bed reaches the steady state, the solids flow pattern shows there is a circulation cell in which the solids ascend in the center area and descend near the wall.

3.2.3 Two-dimensional gas velocity vector plots

In addition to the solids vector plot calculated from the simulation, the fluid vector plot can be obtained as shown in Figure 8. The gas flow pattern is different from the solids one. At the lower part of the bed where the dense phase occurs, gas phase flows upwards all along radial positions with higher velocity at the center and low velocity near the wall. The gas injection with enormous superficial gas velocity results in extremely high local gas velocity near the center area leading to carrying solids upwards with high velocity. The solids velocity in this area therefore is lower than the carrying gas phase. Due to lower upward gas velocity and the effect of solids gravity, the solids descend with low velocities near the wall. At the upper part of the bed where only gas phase occupies, the gas velocities are lower and their distribution depends on the radial variation of the solids holdups at the lower part.

3.2.4 Time-averaged two-dimensional solids velocity vector plots

Figure 9a shows the time-averaged solids vector plot during the period when the bed reaches steady state, i.e., 3.6 to 6.0 sec. A single circulation cell along the entire column is found where the solid particles ascend in the center area and descend near the wall as also shown in Figure 10a. The circulation movement of solids causes the solids are well mixed in the bed.

3.2.5 Time-averaged two-dimensional gas velocity vector plots

Figure 9b shows the time-averaged gas vector plot during the period when the bed reaches steady state, i.e., 3.6 to 6.0 sec. At the lower part of column, the gas are upward with large velocities in the center area but with low velocities near the wall. The gas velocities are almost uniform at the top part of the column where there are no solid particles as also shown in Figure 10b. The magnitudes and distribution of the gas velocities result from the solids distribution of the bed below this part. At the lower part of bed, the time averaged solids distribution is low at the center and high at the wall. On the other hand the gas velocities are high at the center and low near the wall. These two different distributions cause the gas velocity distribution at the top bed are not different across the section of the column.

3.2.6 Comparison of the simulation result and the experimental result

The solids flow patterns obtained from the simulation are similar to the solids flow patterns experimentally measured. Moslemian (1987) monitored the movement of a single 1.9 – 2.1 mm diameter particle in a gas fluidized bed via the radioactive particle tracking method and found that solids flow pattern shows a circulation cell along the column height. Figure 11 shows the solids patterns obtained from both experiments and simulation are similar except the size of the circulation. This may be due to the difference in the gas distributors from the distributors.

3.2.7 Effect of superficial gas velocity on solids movement

The effect of superficial gas velocity on the solids movement can be exhibited in term of solids flow patterns as shown in Figures 12-14. At the slug stage, the bubbles are significantly formed in the center region. The bubble size increases with increasing superficial gas velocity from 3.0 to 4 m/s. On the other hand, at the steady state, the bubbles become smaller as increasing feed gas velocity, leading to lower gas holdup at high feed gas velocity (4 m/s). At low feed gas velocity, a smaller slug tends to be generated. This leads a small circulation cell taking place in the bed as shown in Figures 15 and 18. At high feed gas velocity, the bed behavior becomes more bubble regime. Therefore a stronger circulation cell is introduced (see Figures 17 and 18). The effect of superficial gas velocity on the time-averaged axial solids velocity at various positions is shown in Figure 19. Axial velocity profiles exhibits a strong dependence on superficial gas velocity, especially, in the center area. A change in superficial gas velocity from 3 to 4 m/s significantly increases the axial mean solids velocity near the centerline.

3.2.8 Effect of bed geometry on solids movement

The gas fluidized beds with different gas distributors generate different flow patterns. Figures 20-24 show the solids flow patterns and the solids velocity vector plots in the beds operated with a cone gas distributor (known as spouted bed) and a perforated plate distributor. With the cone distributor, a circulation cell is found all the time where

the solids ascend at the centerline with extremely high velocities and descend with low velocities near the wall. It was found that with a cone distributor the bed reaches the steady state (mixing state) more readily. With a perforated plate, a circulation cell was found after the bed reaches the steady state. The magnitudes of solids velocities at the center and the wall are similar.

3.3 Solids mixing and segregating behavior in a gas fluidized bed containing two types of particles

A gas fluidized bed containing two types of particles is investigated to study the mixing and segregating behavior of the bed. The system mixture contains two different particle sizes / densities with various ratios. The physical properties of the particles and conditions used in the simulation are shown in Table 2.

3.3.1 Bed containing two different particle densities

The solids mixing and segregation in the fluidized bed obtained from the simulation can be present in the form of solids distribution as a function of time. Figures 25 to 30 show the instantaneous solids distributions at various times for the bed containing the mixture of $2,500 \text{ kg/cm}^3$ / $1,000 \text{ kg/cm}^3$ particles (density ratio =2.5), the mixture of $3,500 \text{ kg/cm}^3$ / $2,000 \text{ kg/cm}^3$ particles (density ratio = 1.4) and the mixture of $2,500 \text{ kg/cm}^3$ / $2,000 \text{ kg/cm}^3$ particles (density ratio = 1.25), respectively. With the density ratio of 2.5 starting with a well mixed bed, the solid particles in the bed become segregated as gas fluidizing. In the final period, the gas velocity is gradually reduced when the solids distributions show a segregated fixed-bed (see Figures 25 and 26) . On the other hand the bed containing the particle density ratio of 1.4 and 1.25 shows mixing behavior after performing the fluidization. The bed behavior alters from the segregating bed to mixing bed after changing from a fixed bed ($t=0$) to a fluidized bed. Finally, the mixed fixed-bed is obtained after gradually reducing the feed gas velocity (see Figures 27-30).

Figures 31 -33 show the holdup distributions of gas phase, heavy solids phase, and light solids phase and the ratio distribution of heavy holdup and light holdup. For all cases, the profiles of solids holdups for heavy and light phase are similar which solids

distribute less in the center area but more near the wall. Therefore the ratio of the heavy phase to the light phase is close to unity. In contrast, gas holdup is high at the center but low near the wall. At the mixable conditions of the density ratios of 1.4 and 1.25, the ratios of the heavy phase and the light phase at different bed heights have less variation (see Figures 32 and 33). On the other hand, at the segregatable condition of the density ratio of 2.5, the ratios of the heavy phase and the light phase at any different bed heights have more variation as shown in Figure 31.

These results were also experimentally found by Tanaka et. al. (1996). They showed that conditions of mixing behavior are formulated by:

$$0.5 < \left(\frac{D_{P(B)}}{D_{P(A)}} \right) \left(\frac{\rho_{P(B)}}{\rho_{P(A)}} \right)^2 < 2 \quad (11)$$

The simulation conditions, $\left(\frac{D_{P(B)}}{D_{P(A)}} \right) \left(\frac{\rho_{P(B)}}{\rho_{P(A)}} \right)^2$ of 1.4 and 1.25 are in the Tanaka's regime of mixing. The simulation results were found that the different density particles are mixable in the bed as shown in Figures 27 and 30. On the other hand, Figures 25 and 26 show the simulation at the Tanaka's segregation condition, $\left(\frac{D_{P(B)}}{D_{P(A)}} \right) \left(\frac{\rho_{P(B)}}{\rho_{P(A)}} \right)^2$ of 2.5.

3.3.2 Bed containing two different particle sizes

Figures 34 to 37 show the instantaneous solids distribution at various times for the bed containing the mixture of 8 mm/ 6 mm particles (size ratio =1.33), and the mixture of 10 mm/5 mm particles (size ratio = 2.0), respectively.

With the size ratio of 2.0 starting with a well mixed bed, the solid particles in the bed become segregated as gas fluidizing as shown in Figure 34. In the final period, the gas velocity is gradually reduced when the solids distribution shows a segregated fixed-bed (see Figure 35). On the other hand the bed containing the particle density ratio of 1.33 shows mixing behavior after performing the fluidization. The bed behavior alter from the segregating bed to mixing bed after changing from a fixed bed

($t = 0$) to a fluidized bed. At the final, the bed becomes a mixed fixed-bed after gradually reducing feed gas velocity (Figure 37).

Figures 38 -39 shows the holdup distributions of gas phase, big solids phase, small solids phase and the ratio distribution of big holdup and small holdup. For both cases, the profiles of solids holdups for big and small phase are similar which solids distribute less in the center area but more near the wall. Therefore the ratio of the big phase to the small phase is close to unity. In contrast, gas holdup is high at the center but low near the wall. At the mixable condition of the density ratio of 1.33, the ratios of the large phase and the heavy phase at different bed heights have less variation (see Figures 39) . On the other hand, at the segregatable condition of the density ratio of 2.0, the ratios of the big phase and the small phase at any different bed heights have more variation as shown in Figure 38.

The results of mixing and segregating behavior obtained from simulation were found to follow the mixing/segregation criteria obtained experimentally by Tanaka.

The simulation condition, $\left(\frac{D_{P(B)}}{D_{P(A)}}\right)\left(\frac{\rho_{P(B)}}{\rho_{P(A)}}\right)^2$ of 1.33 is in the Tanaka's regime of mixing. In the other words, the different size particles are mixable at this condition. On the other hand, Figure 38 shows the simulation at the Tanaka's segregation condition, $\left(\frac{D_{P(B)}}{D_{P(A)}}\right)\left(\frac{\rho_{P(B)}}{\rho_{P(A)}}\right)^2$, of 0.5.

The effect of the superficial gas velocity on the solids segregation in the bed containing different density particles is shown in Figure 40-42. At gas superficial velocity of 2.1 m/s which is close to the minimum fluidization velocity of light particles ($U_{mf}=2.13$ m/s), the large particles are hardly moved, therefore the small particles need longer time to move up to the top part of column. However at this low gas velocity the big/small particles can be separated better as shown by the solids holdup ratio of the two density particles (see Figure 43). At intermediate gas velocity of 2.5 (between U_{mf} of big and small particles, 2.13 and 2.75 m/s, the solids segregation can be obtained sooner but the separation efficiency is poorer compared to the phenomena at the lower velocity (see Figure 43 (a) and (b)). At superficial gas velocity higher than U_{mf} of the big particle, the less segregation is obtained as shown in Figures 42 and 43 (c).

Figures 44-46 show the effect of superficial gas velocity on the solids segregation in the bed containing different size particles. Two size particles with U_{mf} of 2.5 and 3.5 m/s are used. In the range of the gas velocity of 3 to 3.75 m/s, the solids flow patterns (Figures 44-46) show insignificantly different. However, Figure 47 plotting the profiles of the solids holdup ratio of big and small particles shows that at low gas velocity of 3 m/s, the solids can be more segregated. The lower part of the bed, contains more bigger size particles, therefore the big/small solids holdup ratio is more than unity. On the other hand, at top part of the bed, small size particles are more located there leading the big/small solids holdup ratio is less than unity. At higher gas velocities of 3.5 and 3.75 m/s, the distributions of solids along the bed heights are less variation. Thus less segregating is obtained.

4. CONCLUSIONS

The method of discrete particle simulation can be used to investigate the solids motion and fluid flow in a two-phase fluidized bed. The solids movement, mixing and segregation in the beds containing uniform particles and different types of particles were studied. A solids circulation cell was found in a steady bed, which agreed well with the experimental result. A good mixing behavior was found in the beds containing less different density or size. On the other hand a segregating behavior was found in the beds containing much different density or size. These simulation results were found to follow the mixing/segregation criteria obtained experimentally by Tanaka et al. (1996)

5. NOMENCLATURE

$\bar{a}_S$	acceleration of particle
$\bar{F}$	sum of forces acting on particle
m	particle mass
$\bar{g}$	gravity acceleration of particle
$\bar{\omega}_S$	angular velocity of particle
$\bar{T}$	torque
I	inertial moment of particle
$\bar{f}_c$	contact force

$\vec{f}_D$	fluid drag force
k	stiffness
$\vec{x}$	displacement of particle
$\vec{u}$	gas velocity
ϵ	void fraction (porosity)
ρ	gas density

Subscripts

n	normal direction
t	tangential direction

6. REFERENCES

1. J. X. Bouillard, R. W. Lyczkowski, and D. Gidaspow, *AIChE J.*, v 35, p 908, 1989.
2. P. A. Cundall and O.D.L. Strack, A Discrete Numerical Model for Granular Assemblies, *Geotechnique*, 29(1), 1979, 47-65.
3. D. Moslemian, Study of Solids Motion, Mixing and Heat Transfer in Gas-Solid Fluidized Bed, PhD thesis, University of Illinois, 1987.
4. S.V. Patankar, *Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*, Hemisphere, New York, 1980.
5. J. W. Prichett, T. R. Blake, and S. K. Garg, *AIChE Symp. Ser.*, v. 176, p 134, 1978.
6. Z. Tanaka, H. Mituji, and T. Takahashi, Extractive Fluidized Classification, *Advanced Powder Technol.*, 7(3), 1996, 199-205.
7. Y. Tsuji, T. Tanaka, and T. Ishida, *Powder Technol.*, v71, p 239-250, 1992.

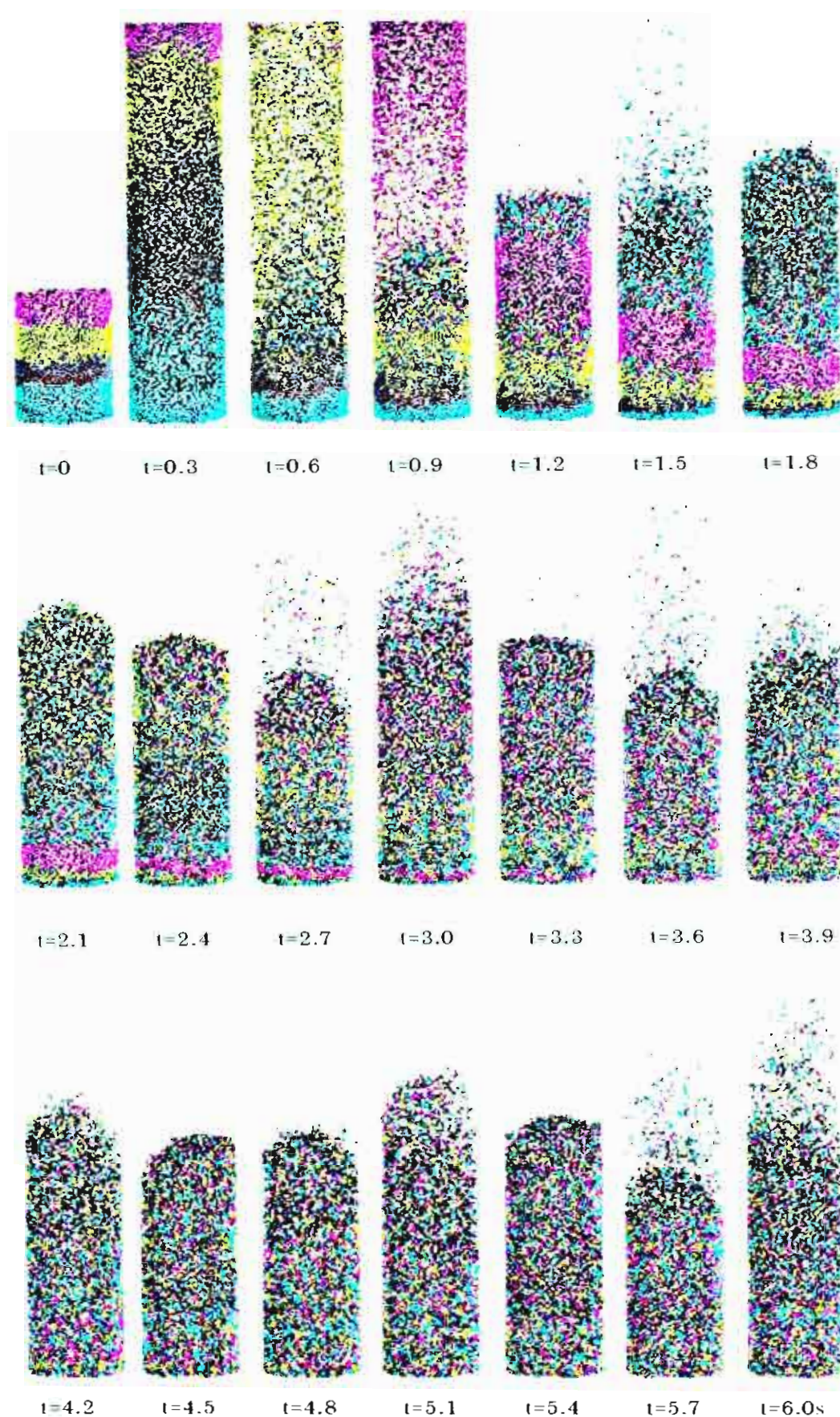


Figure 4 Solids movement in a gas fluidized bed, 0.152 m diameter column, 6 mm diameter particle, superficial gas velocity = 4.0 m/s, particle number = 20,000

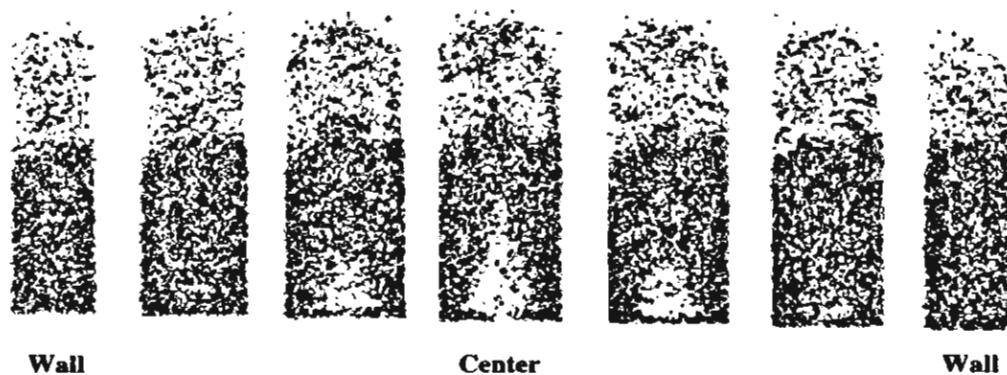


Figure 5. Axially sliced two-dimensional solids distribution in the bed at various radial positions at time = 4.8 sec.

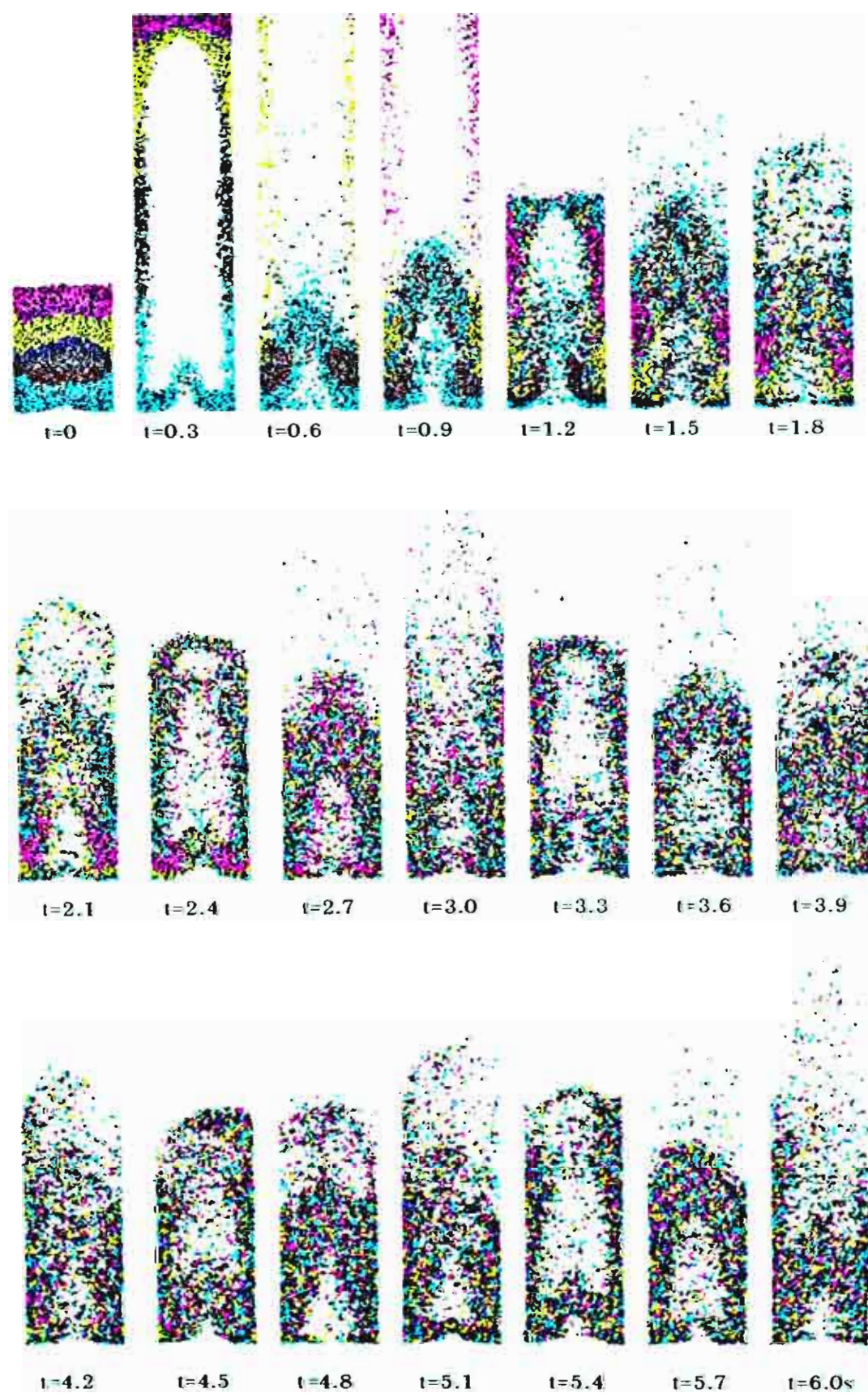


Figure 6. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, 0.152 m diameter column, 6 mm diameter particle, superficial gas velocity = 4.0 m/s, particle number = 20,000

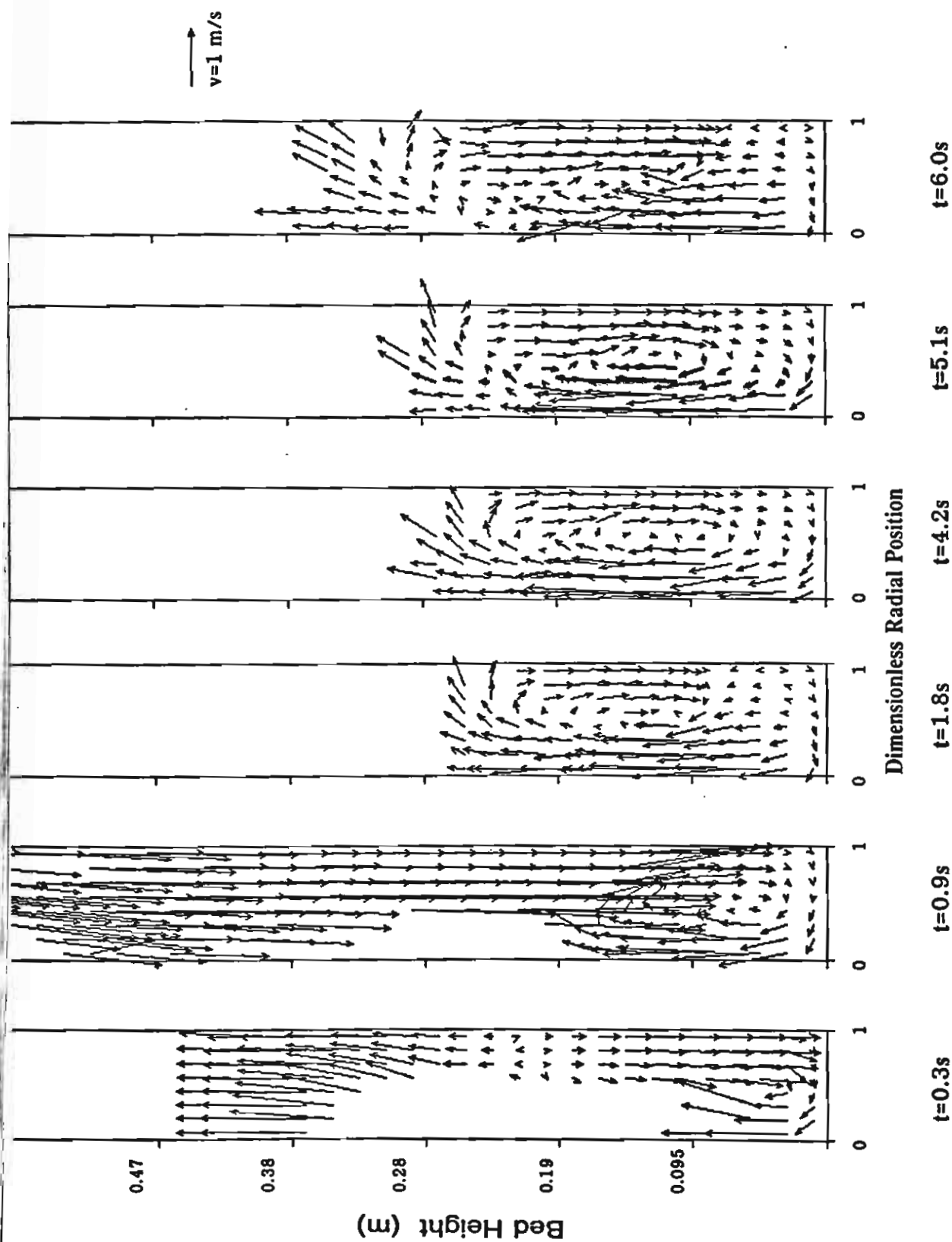


Figure 7. Solids vector plot at the axially sliced two-dimensional center region, 0.152 m diameter column, 6 mm diameter particle, superficial gas velocity = 4.0 m/s, particle number = 20,000

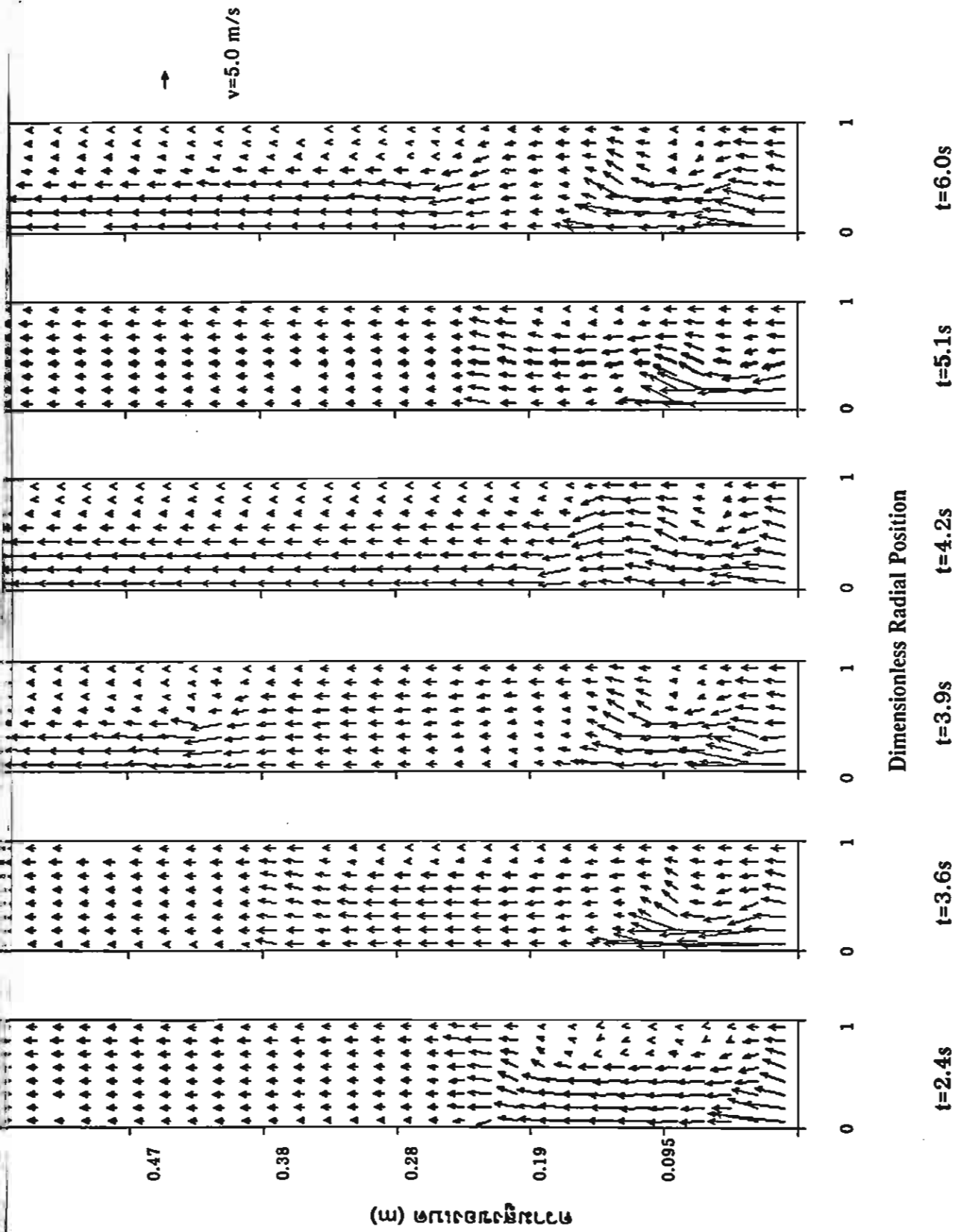


Figure 8. Two-dimensional gas vector plot, 0.152 m diameter column, 6 mm diameter particle, superficial gas velocity = 4.0 m/s, particle number = 20,000

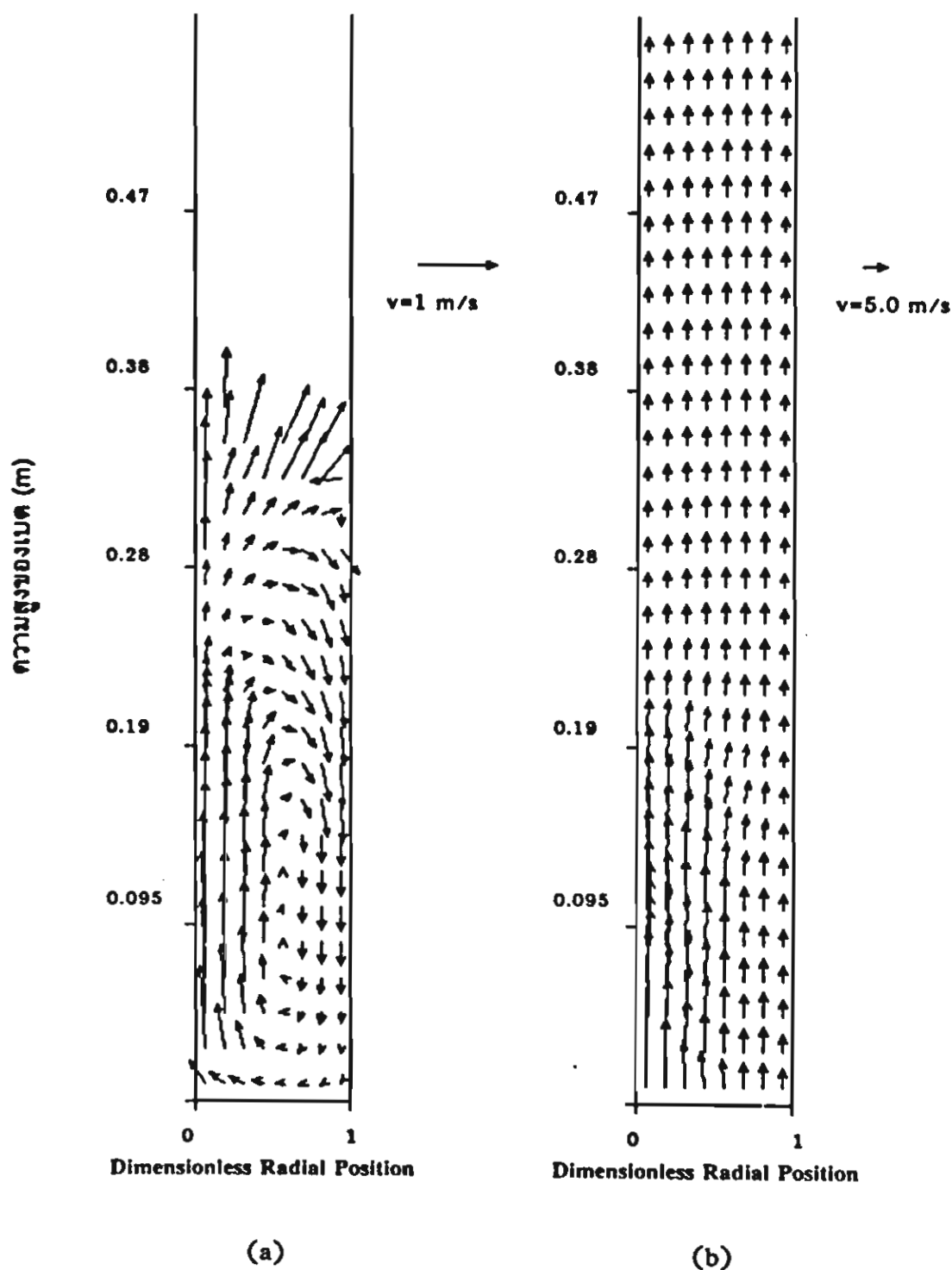
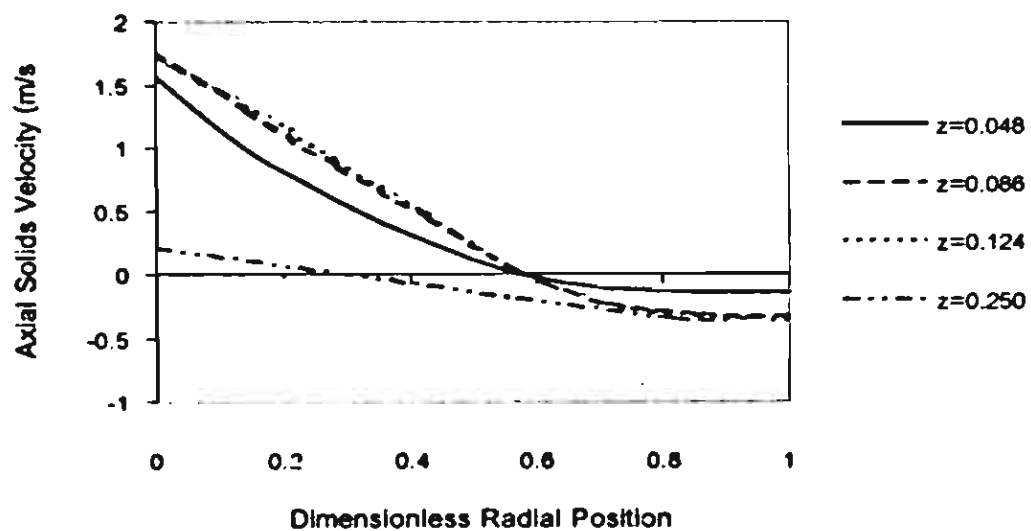
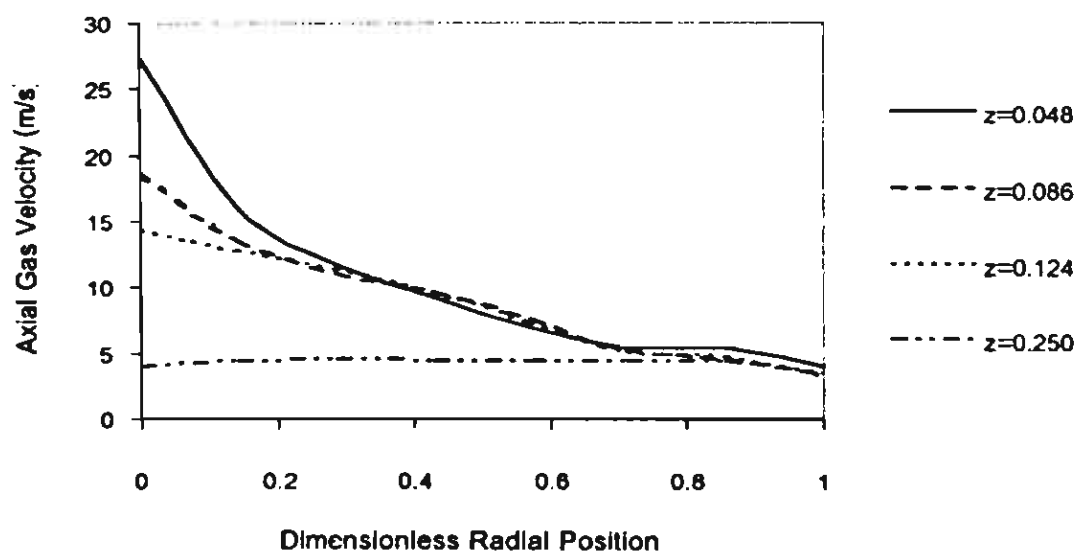


Figure 9 Time-averaged two-dimensional velocity vector plot
 (a) for solids phase (b) for gas phase



(a)



(b)

Figure 10 Time-averaged axial velocity (a) for solids phase (b) for gas phase

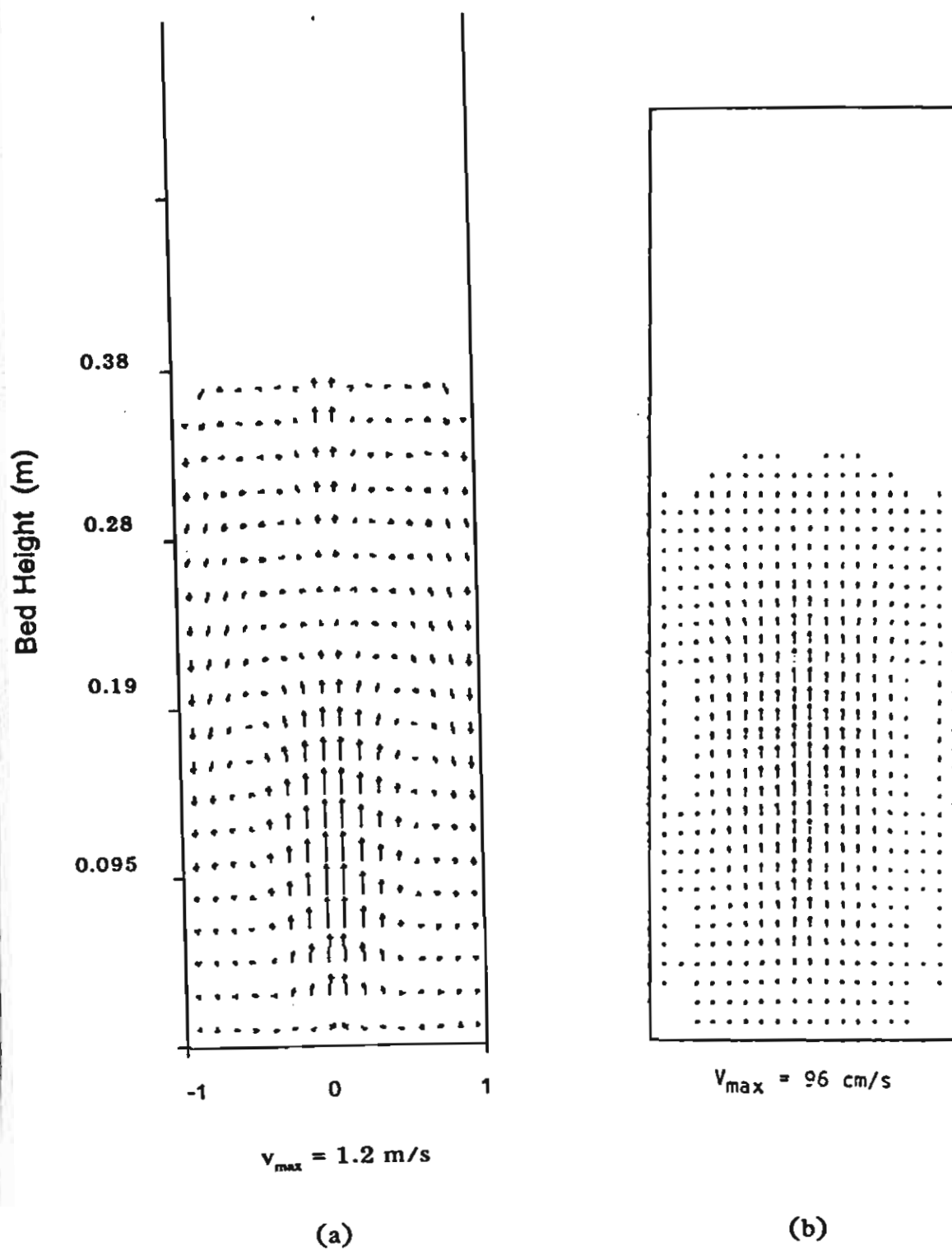


Figure 11. Comparison of simulation result and experimental result

(a) Experimental Result (b) Simulation Result

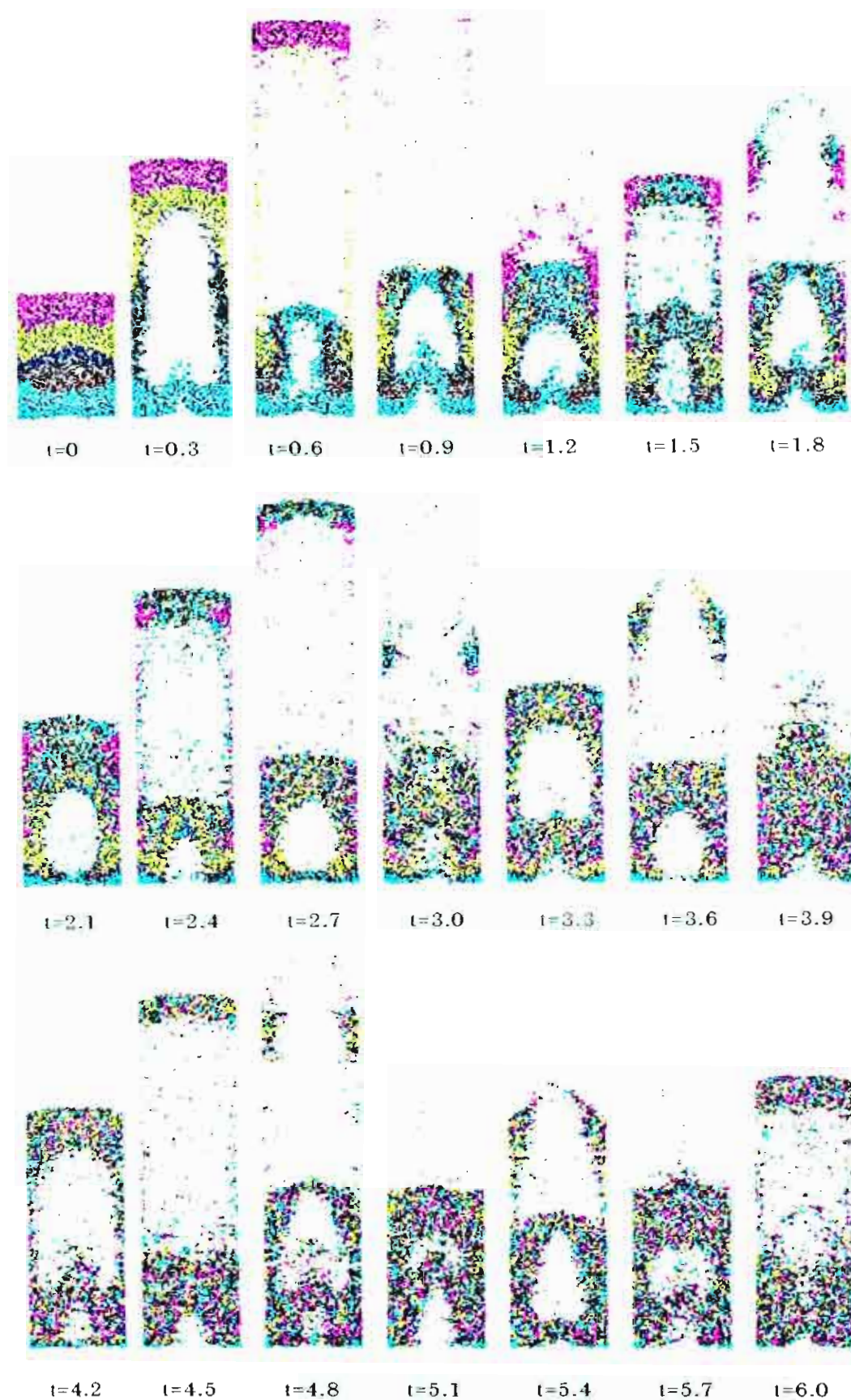


Figure 12. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.0 m/s

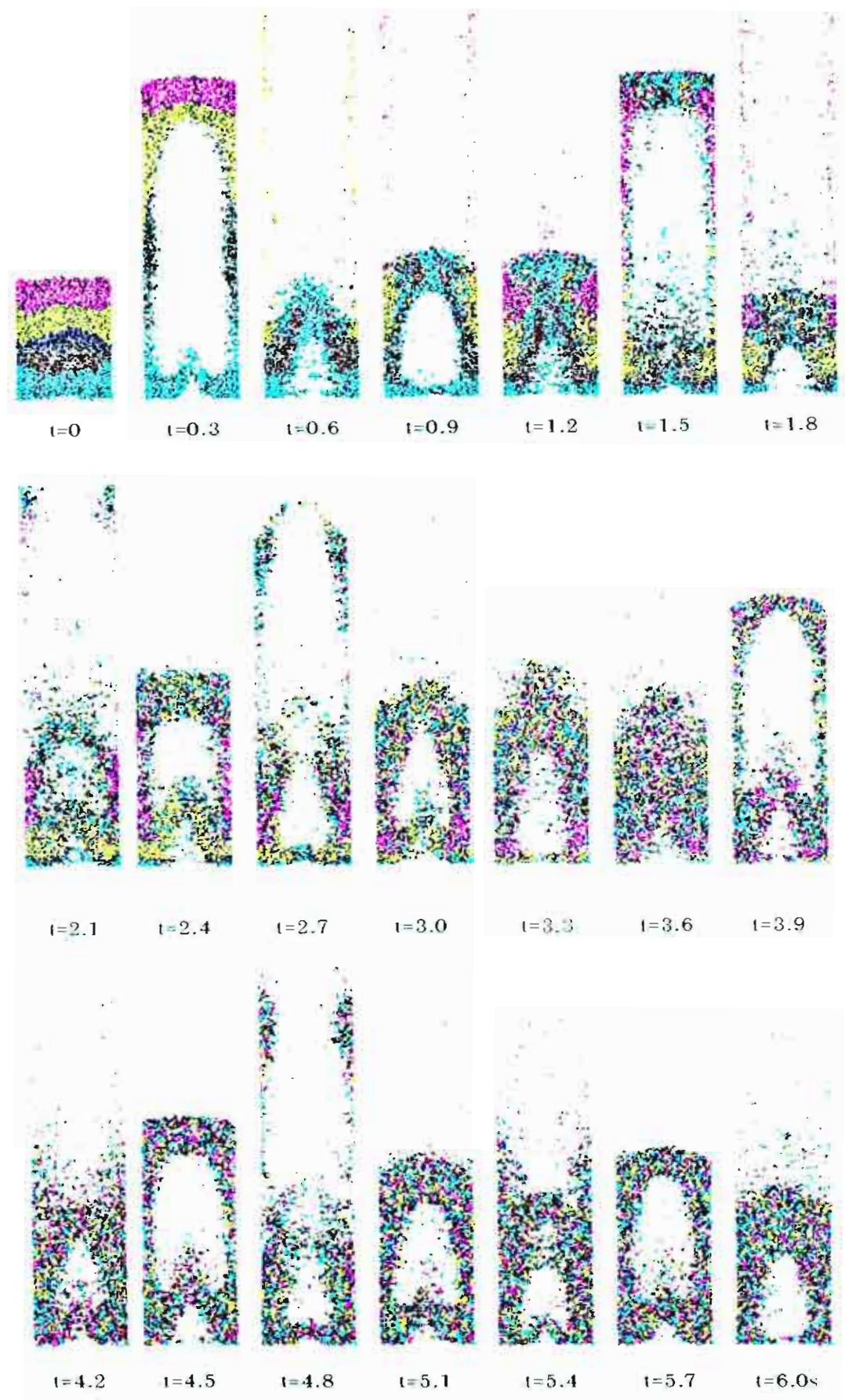


Figure 13. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.5 m/s

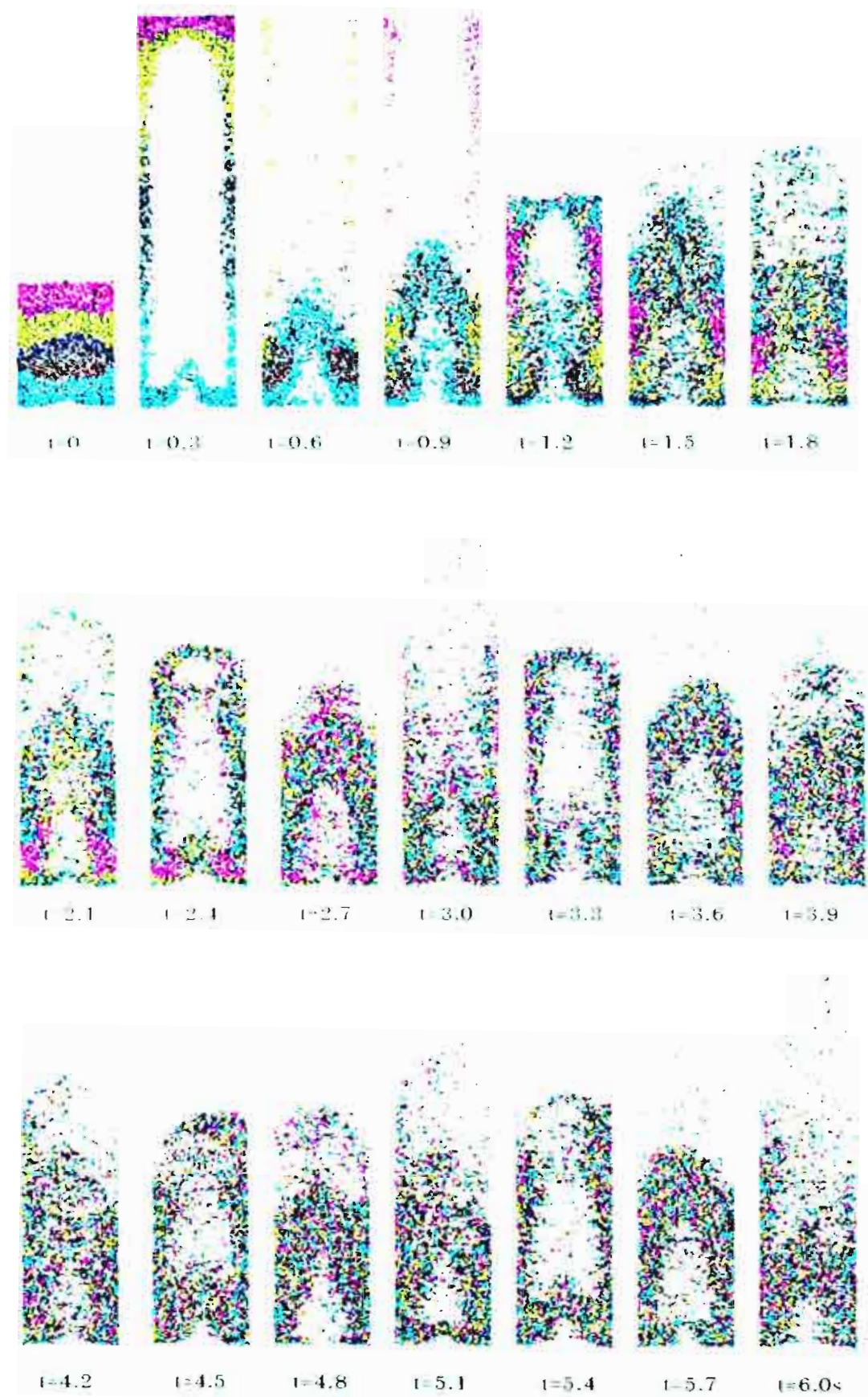


Figure 14. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 4.0 m/s

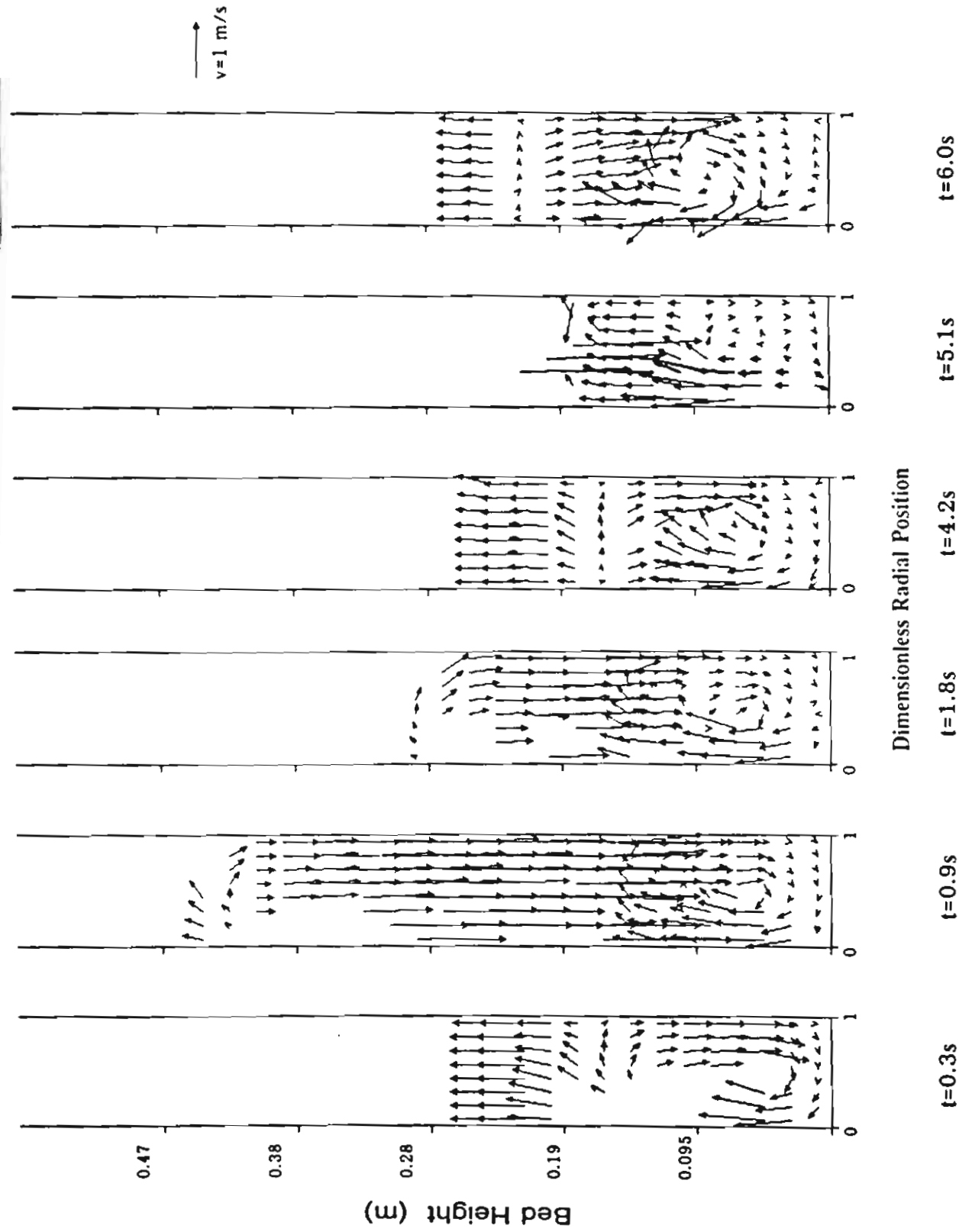


Figure 15. Solids vector plot at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.0 m/s

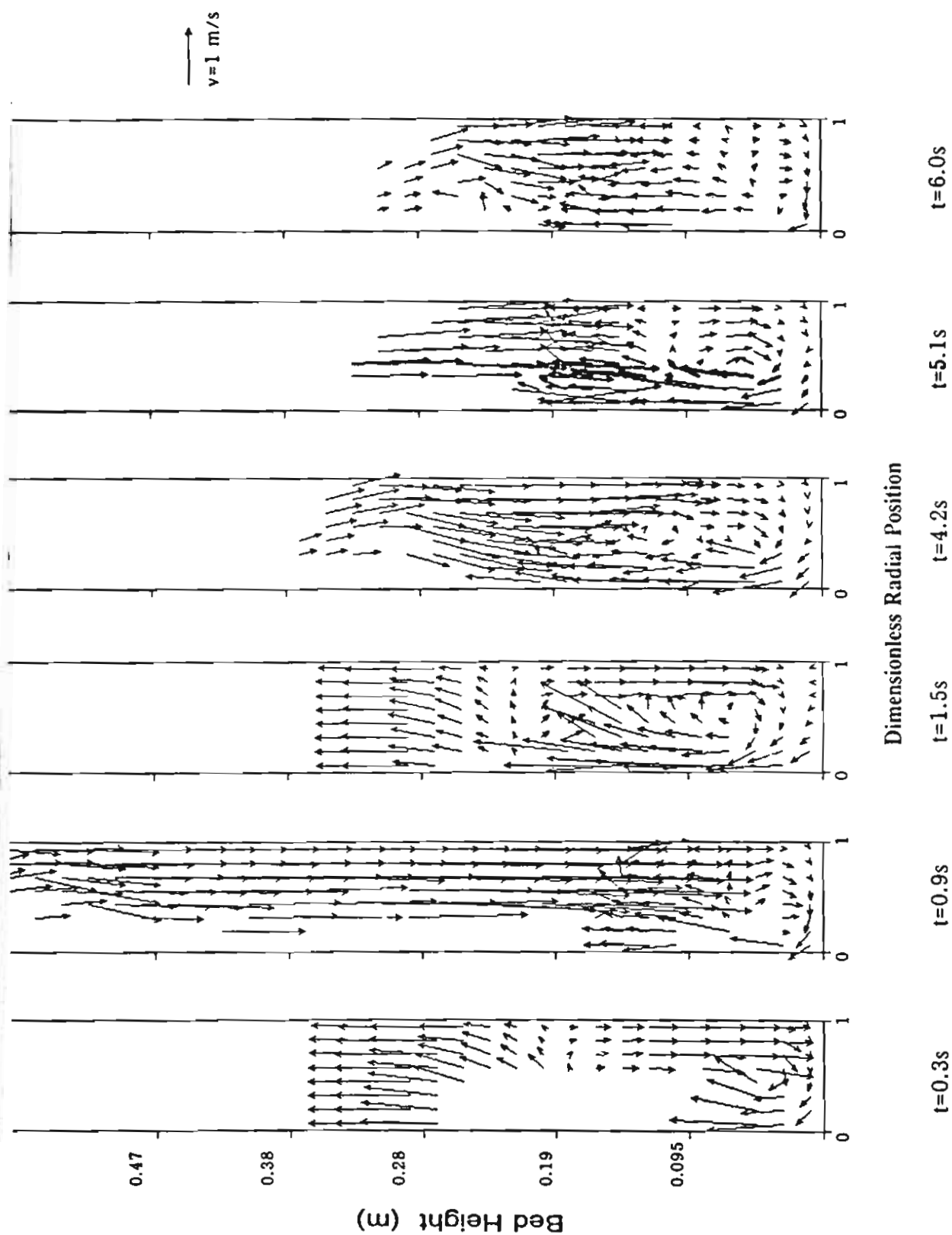


Figure 16. Solids vector plot at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.5 m/s

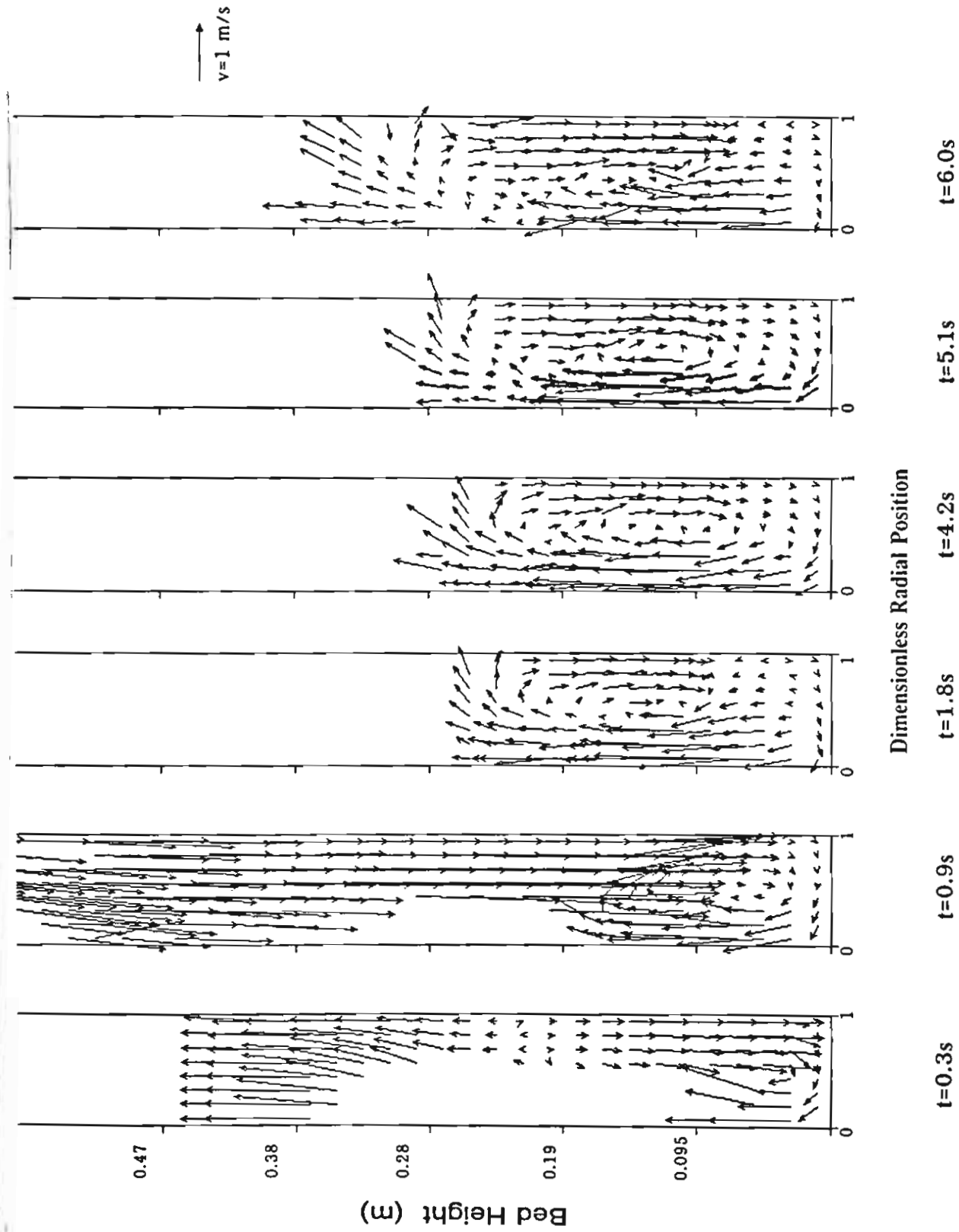


Figure 17. Solids vector plot at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 4.0 m/s

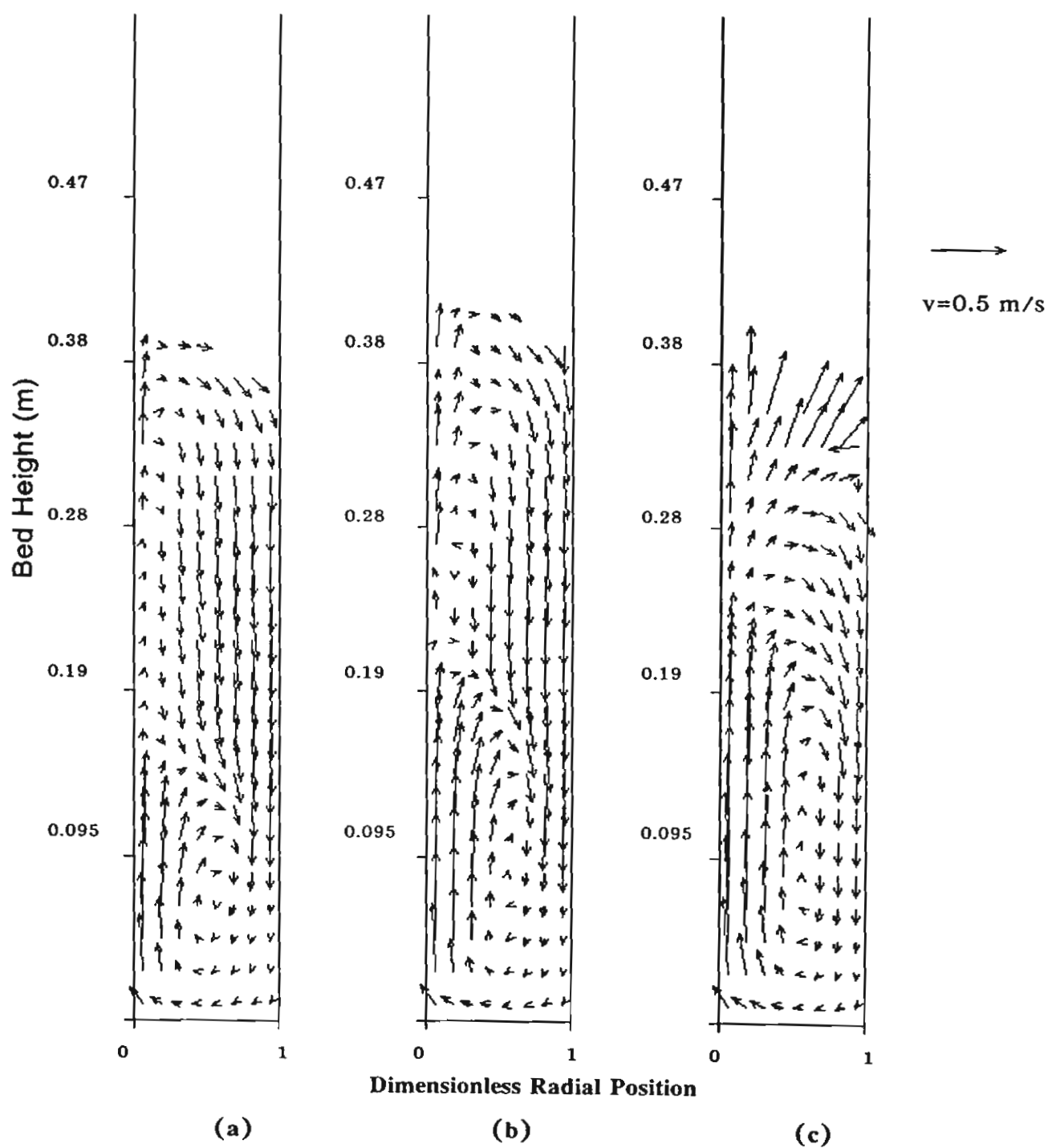
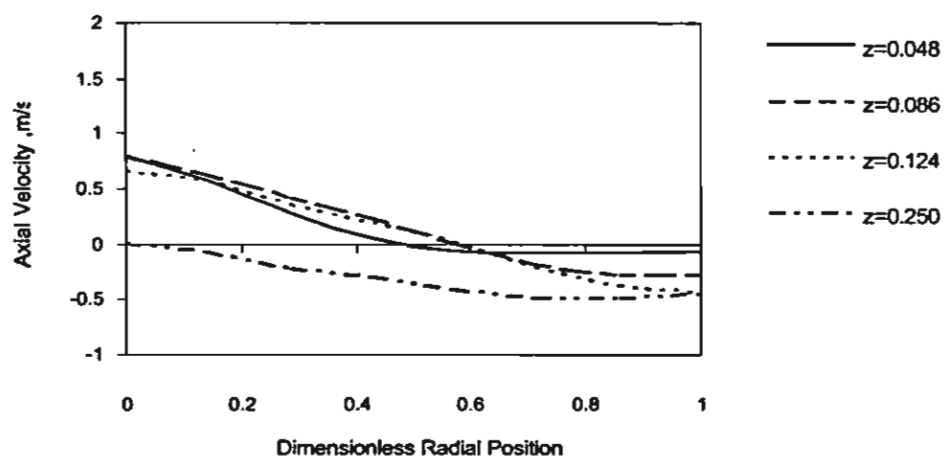
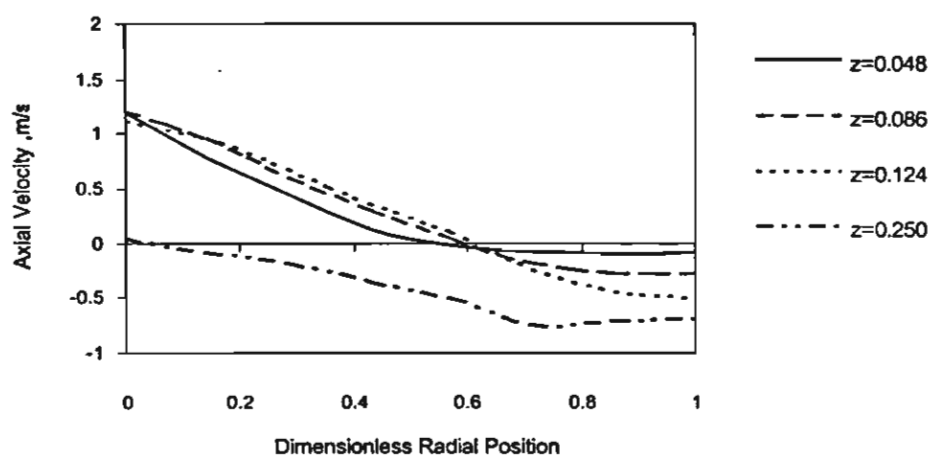


Figure 18 Effect of superficial gas velocity on time-averaged solids vector plot

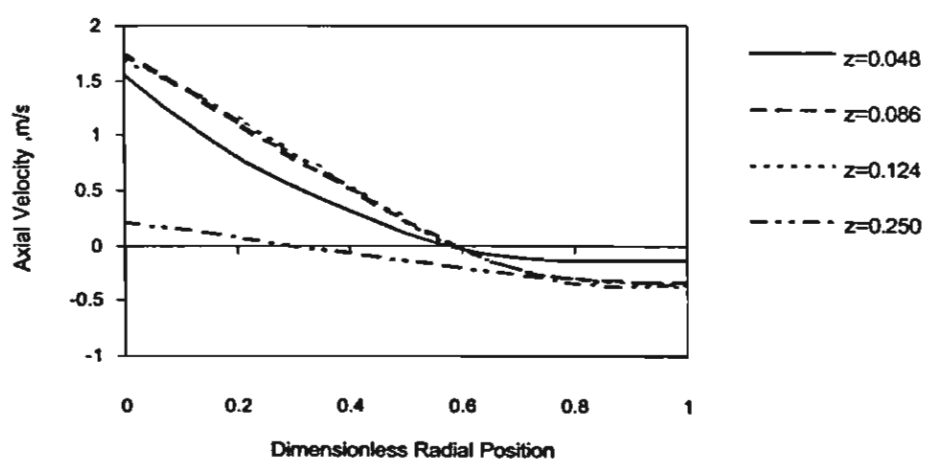
(a) $v=3.0 \text{ m/s}$ (b) $v=3.5 \text{ m/s}$ (c) $v=4.0 \text{ m/s}$



(a)



(b)



(c)

Figure 19 Effect of superficial gas velocity on axial solids velocity

(a) $v=3.0$ m/s (b) $v=3.5$ m/s (c) $v=4.0$ m/s

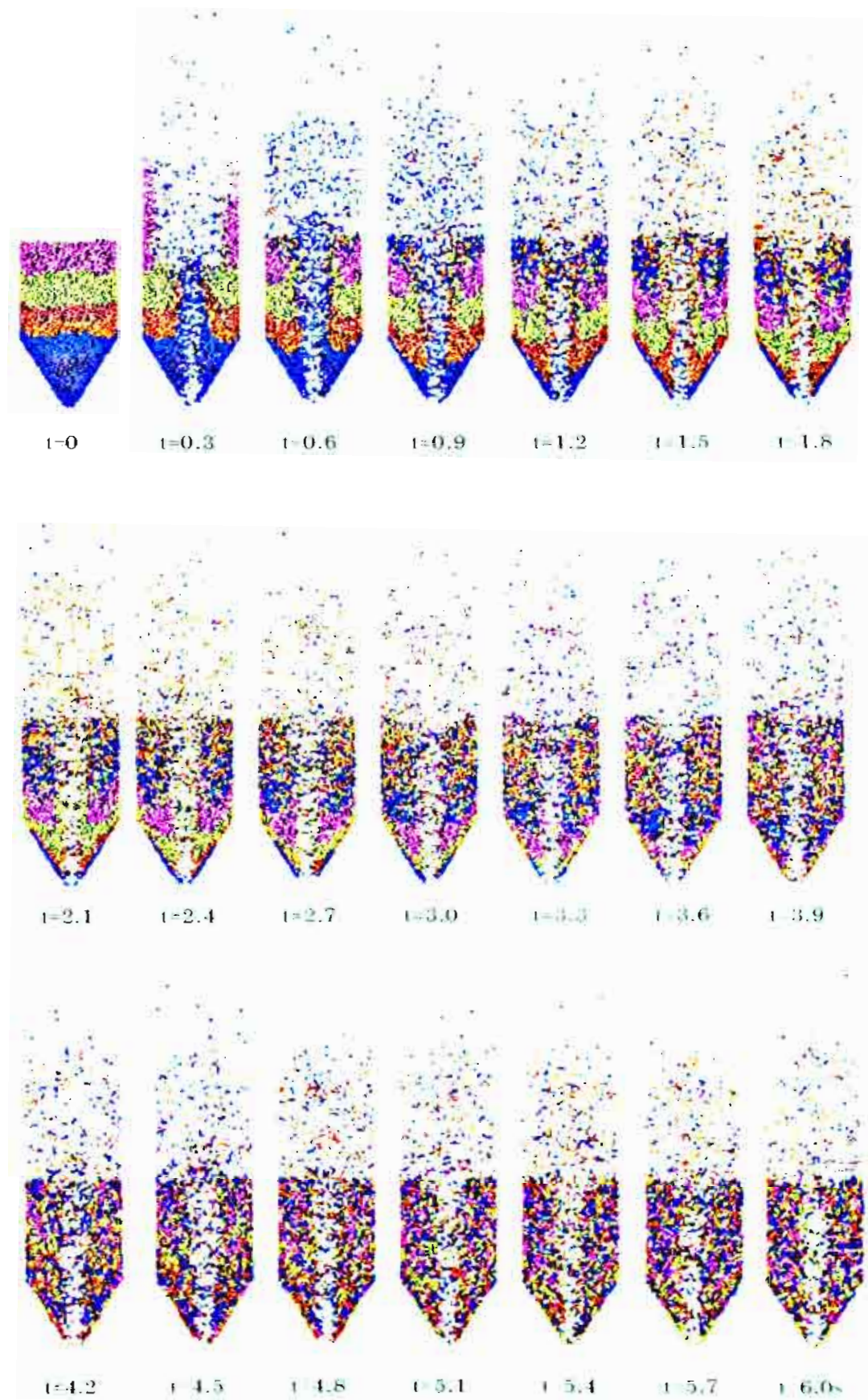


Figure 20. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, fluidized bed with cone distributor

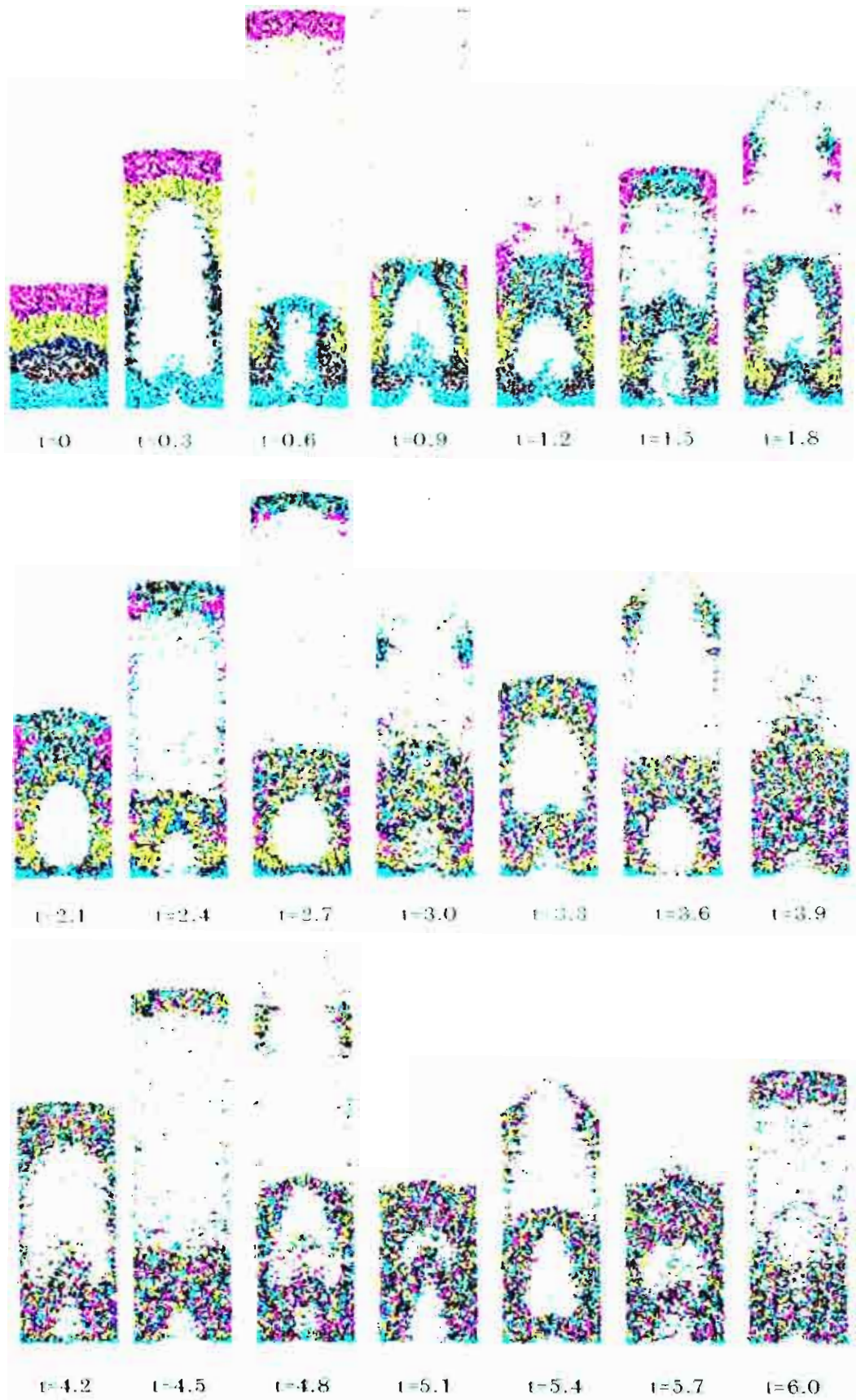


Figure 21. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, fluidized bed with perforated plate

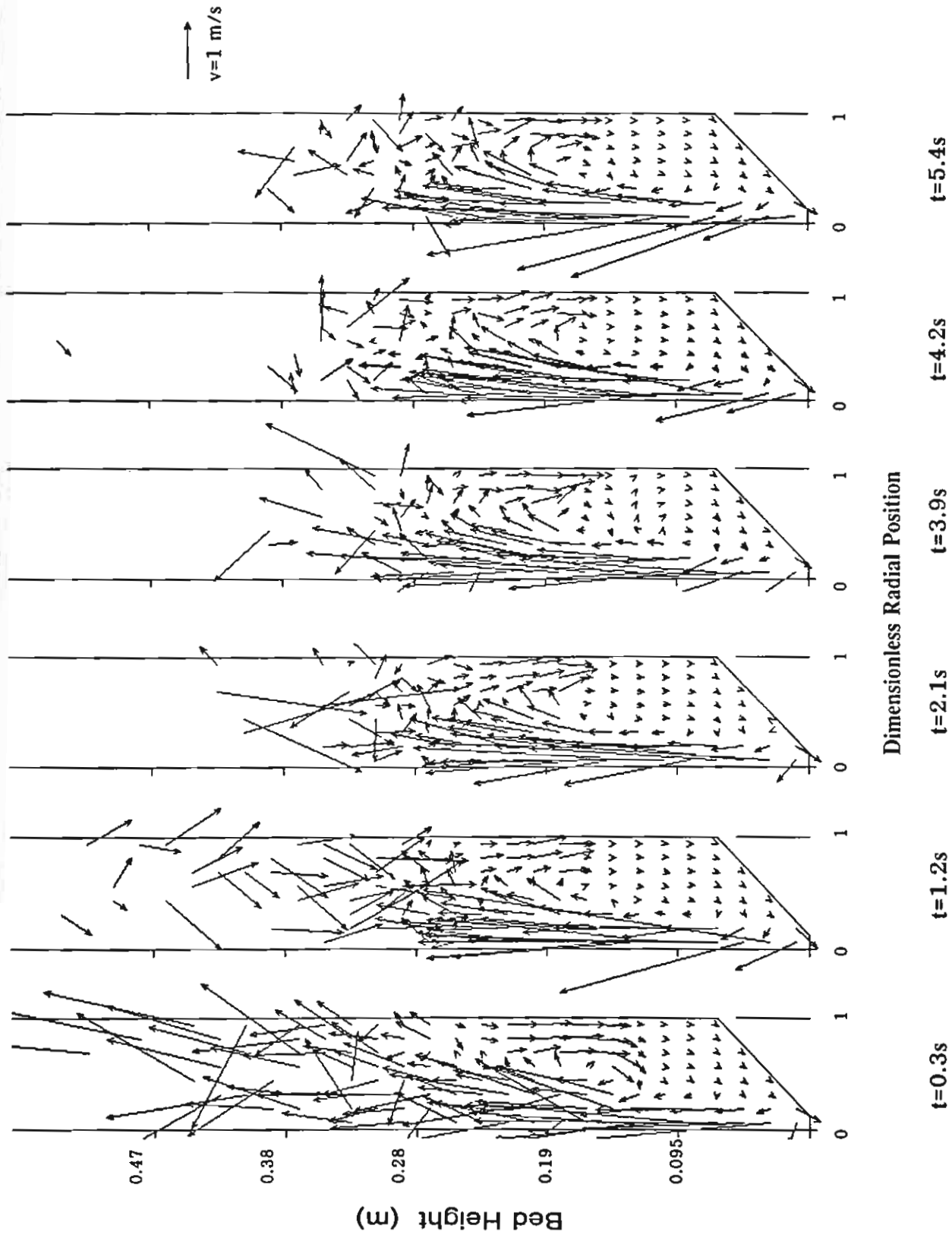


Figure 22. Solids vector plot at the axially sliced two-dimensional center region, fluidized bed with cone distributor

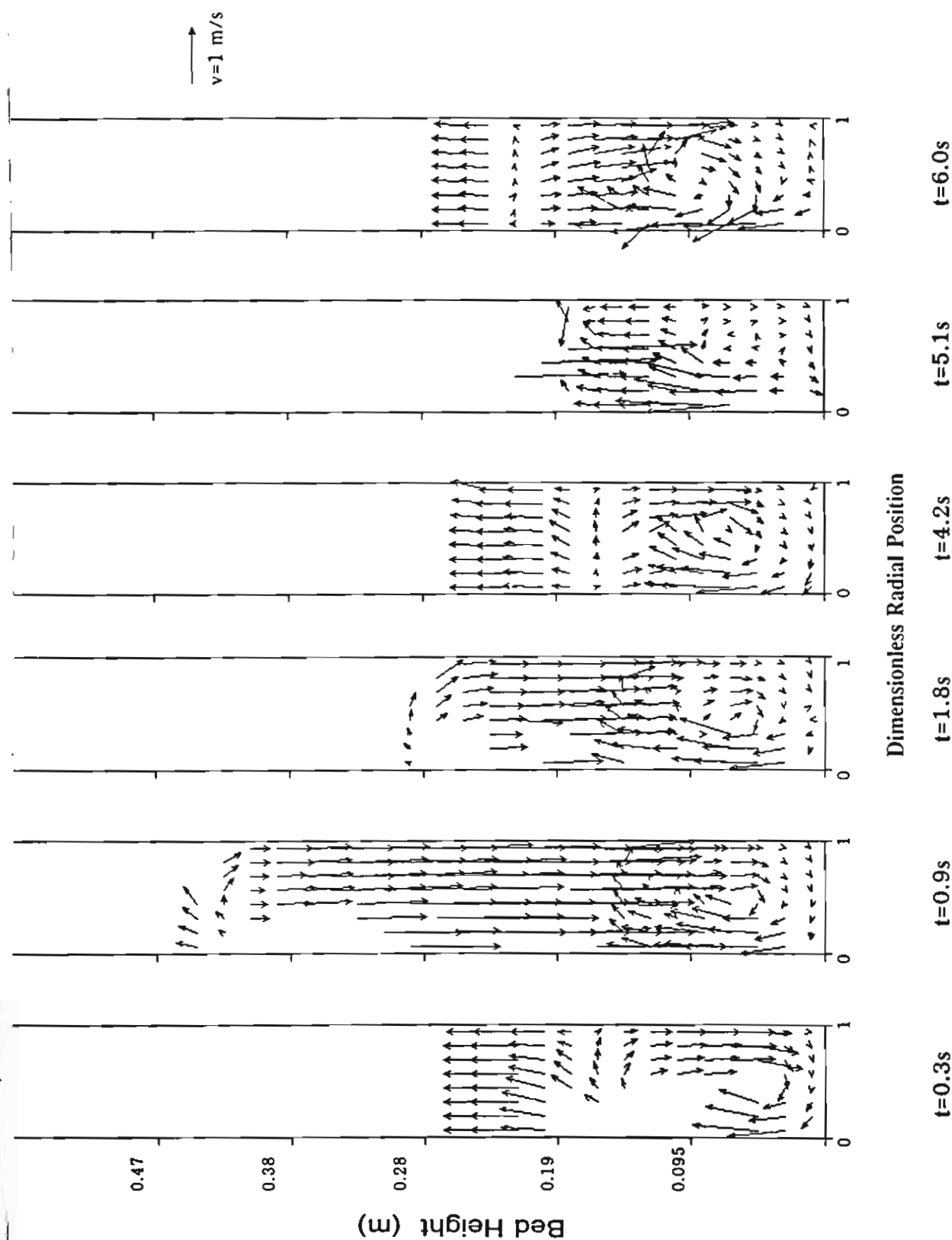


Figure 23. Solids vector plot at the axially sliced two-dimensional center region, fluidized bed with perforated plate

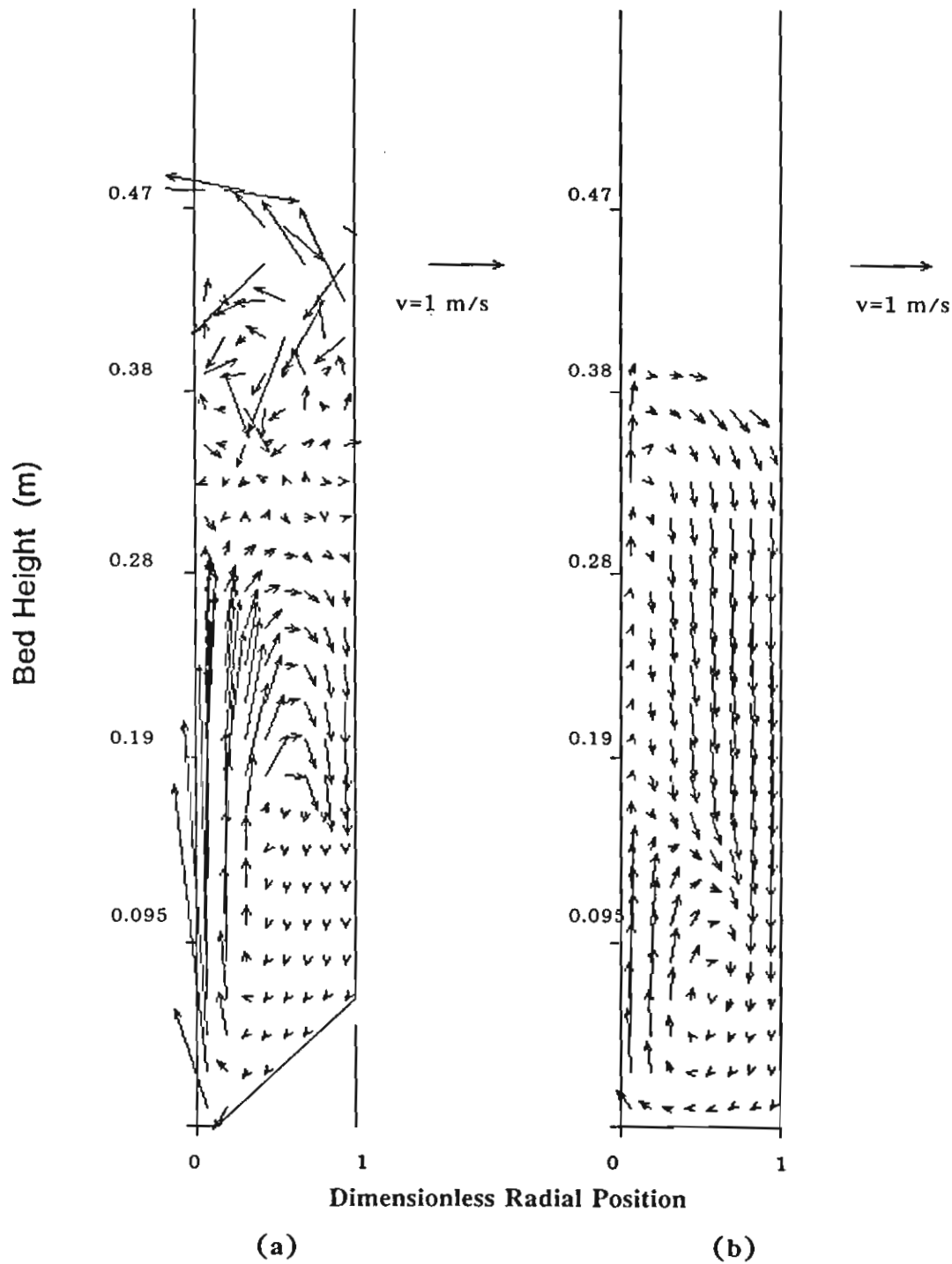


Figure 24 Effect of gas distributor on the time-averaged solids velocity plot

(a) cone distributor (b) perforated plate

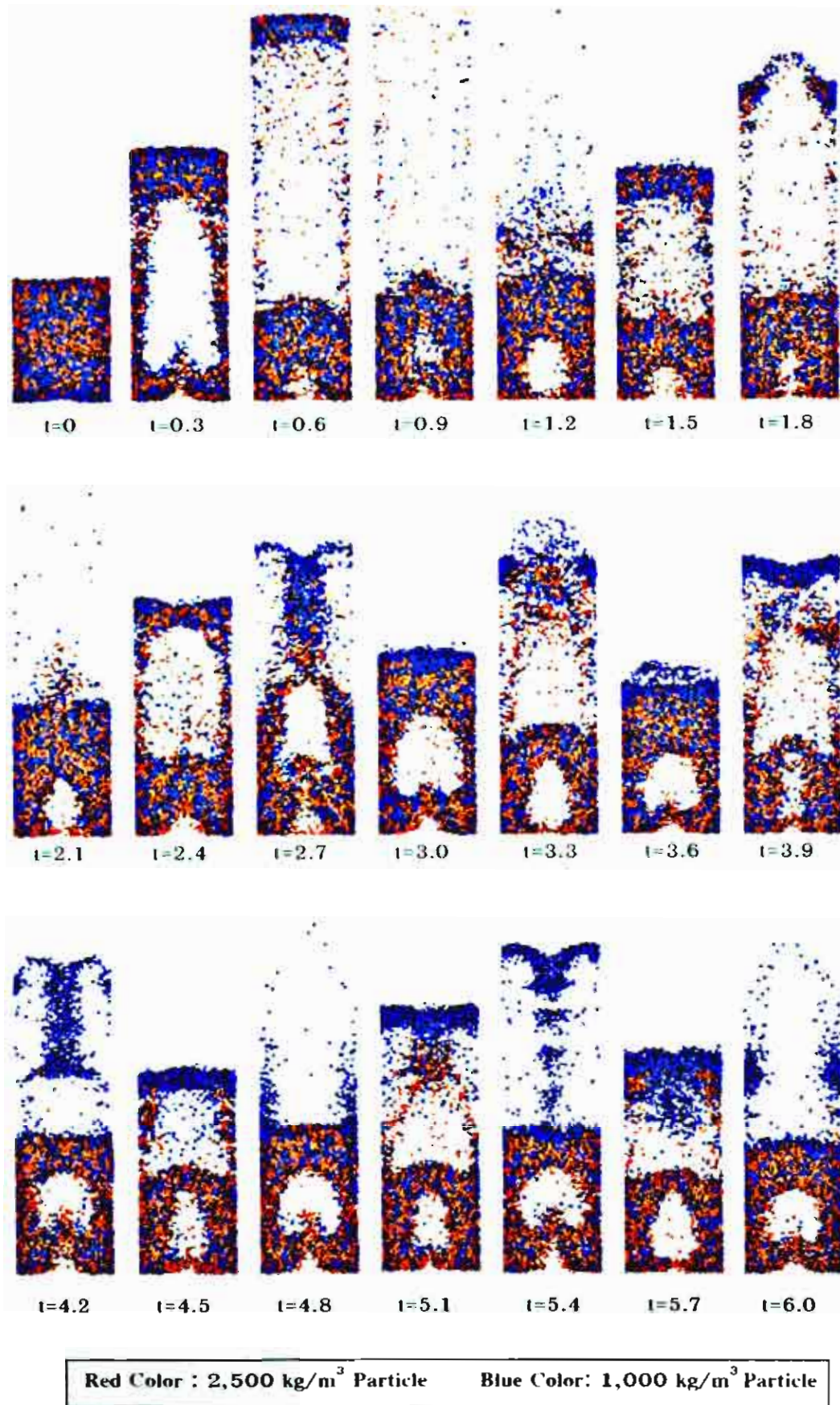


Figure 25. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.0 m/s , particle density $2,500 \text{ kg/m}^3 / 1,000 \text{ kg/m}^3$

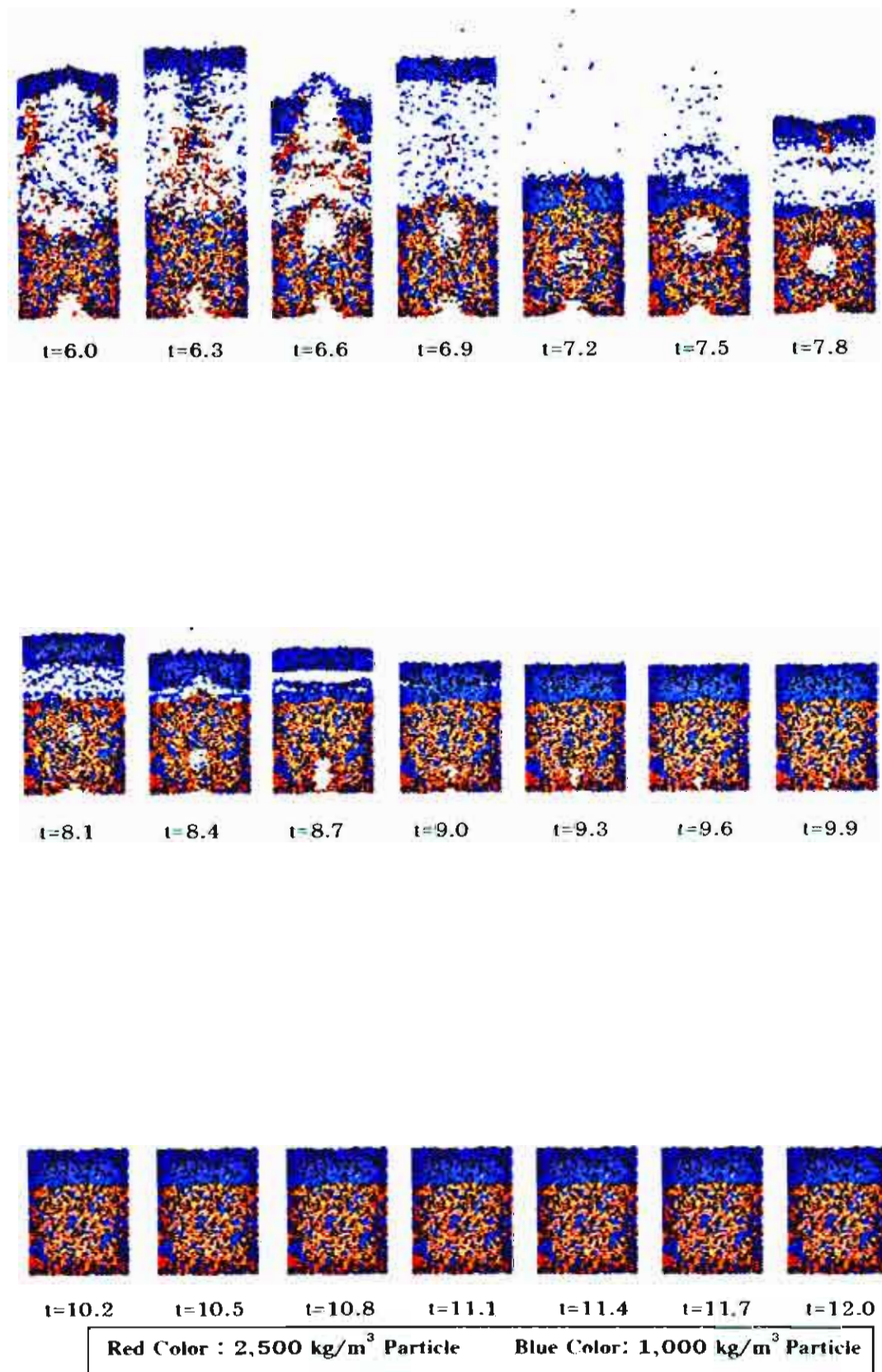


Figure 26. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region,
 gradually reducing of superficial gas velocity from 3.0 to 1.5 m/s, particle density
 2,500kg/m³/1,000 kg/m³ ($\rho_h / \rho_l = 2.5$)

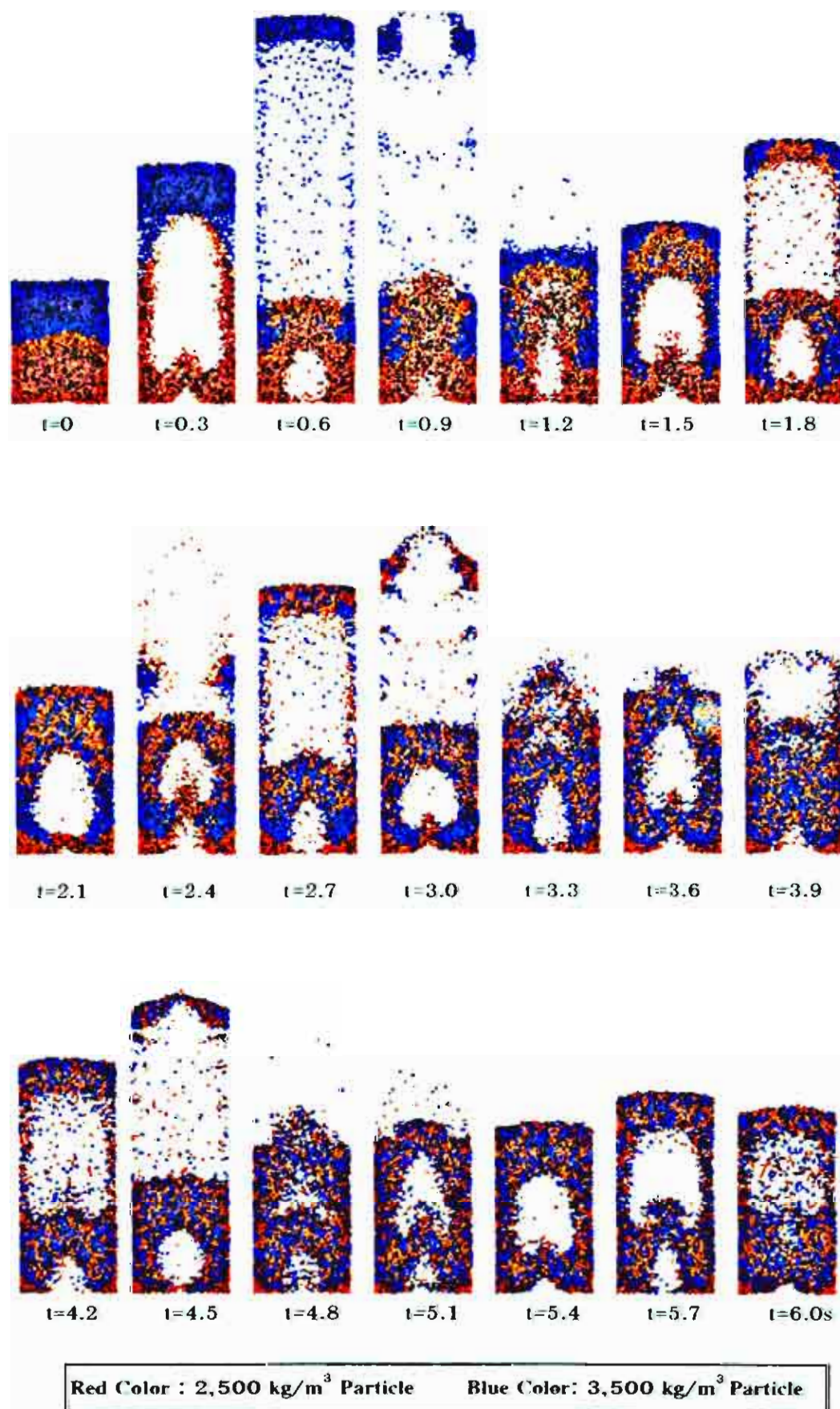


Figure 27. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.0 m/s, particle density 3,500kg/m³/2,500 kg/m³ ($\rho_h / \rho_l = 1.4$)

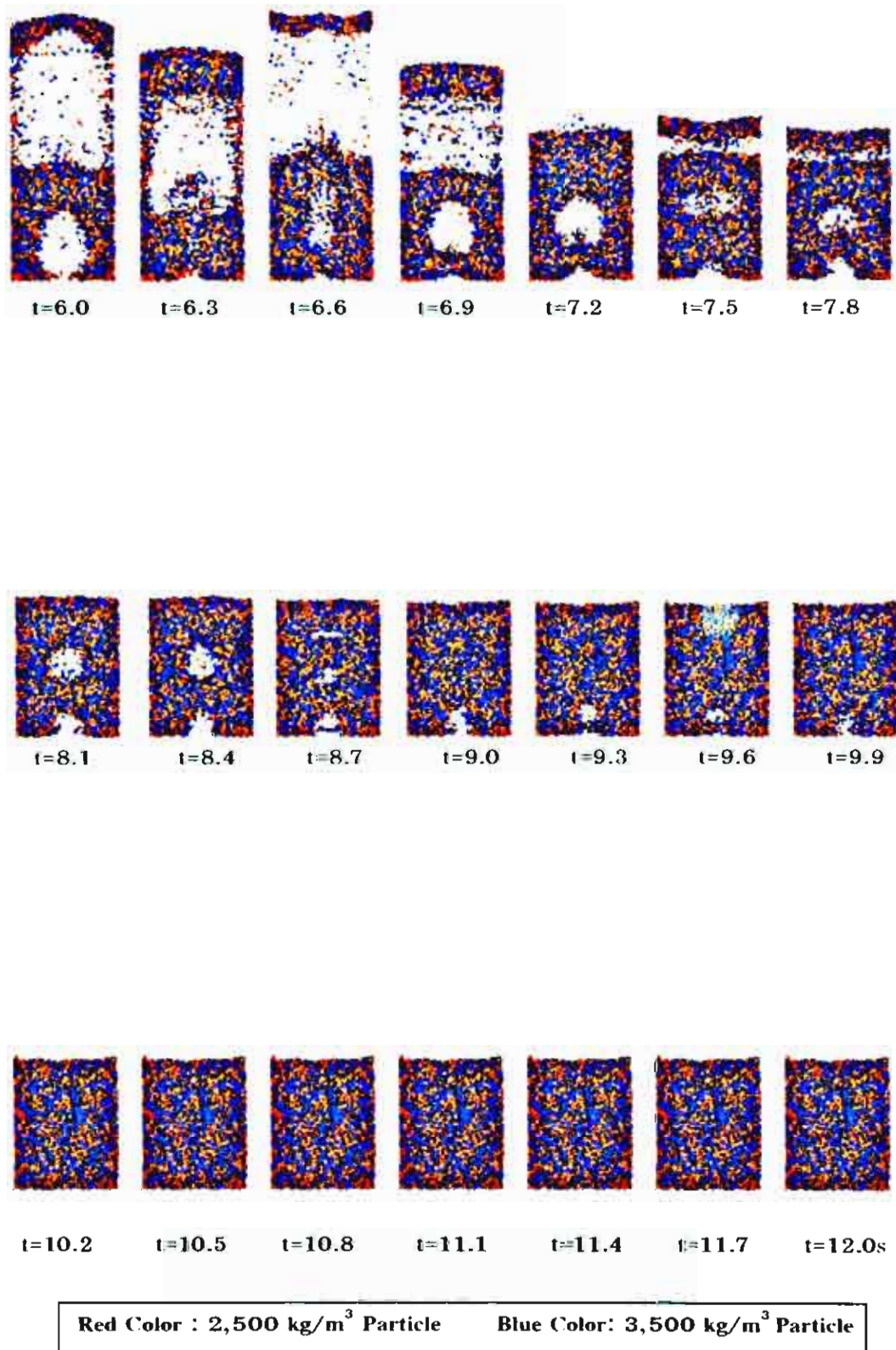


Figure 28. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, gradually reducing of superficial gas velocity from 3.0 to 2.5 m/s, particle density 3,500kg/m³/2,500 kg/m³ ($\rho_h/\rho_l=1.4$)

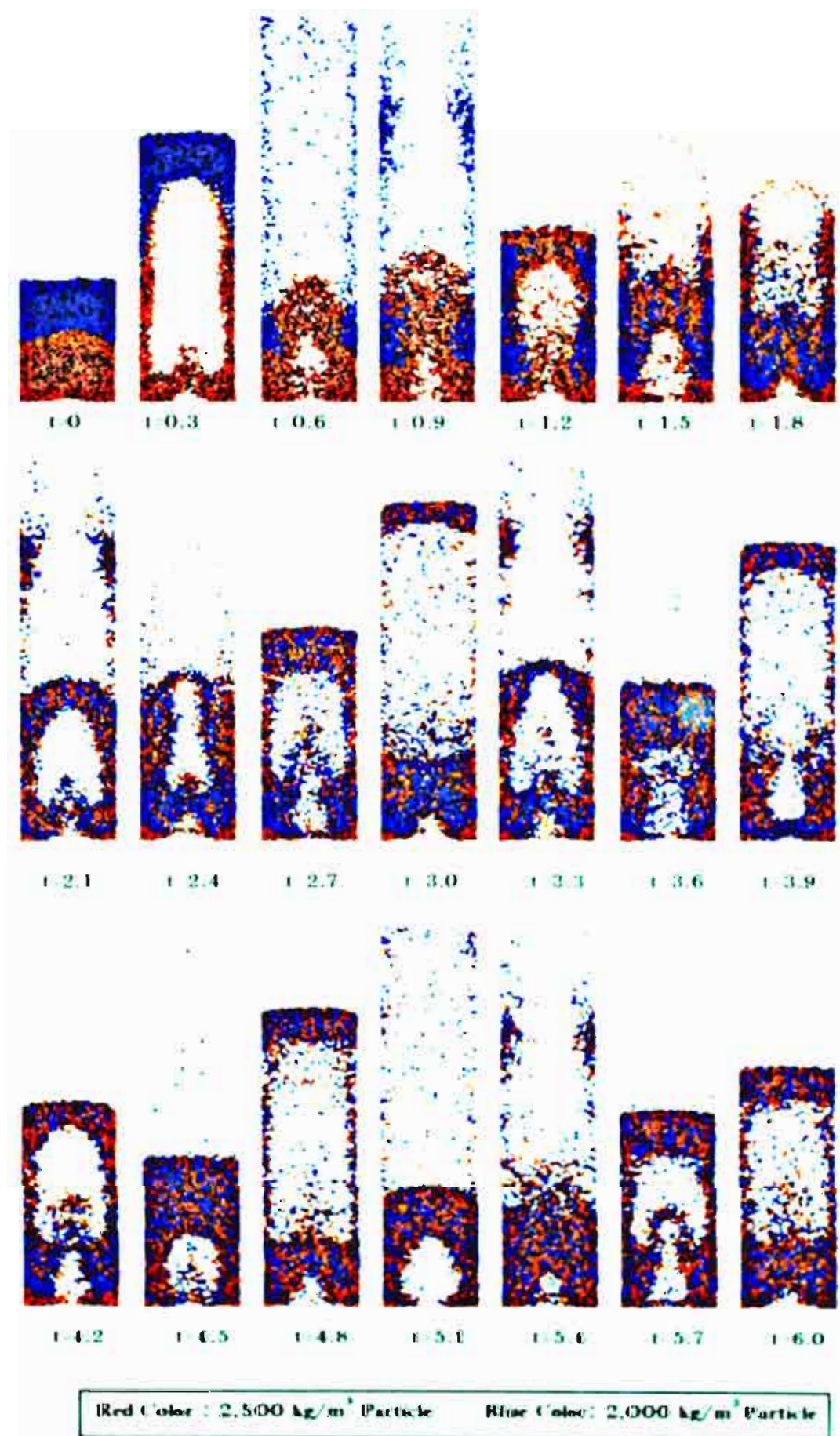


Figure 2.9. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.0 m/s, particle density 2,500kg/m³/2,000 kg/m³ ($\rho_s/\rho_f = 1.25$)

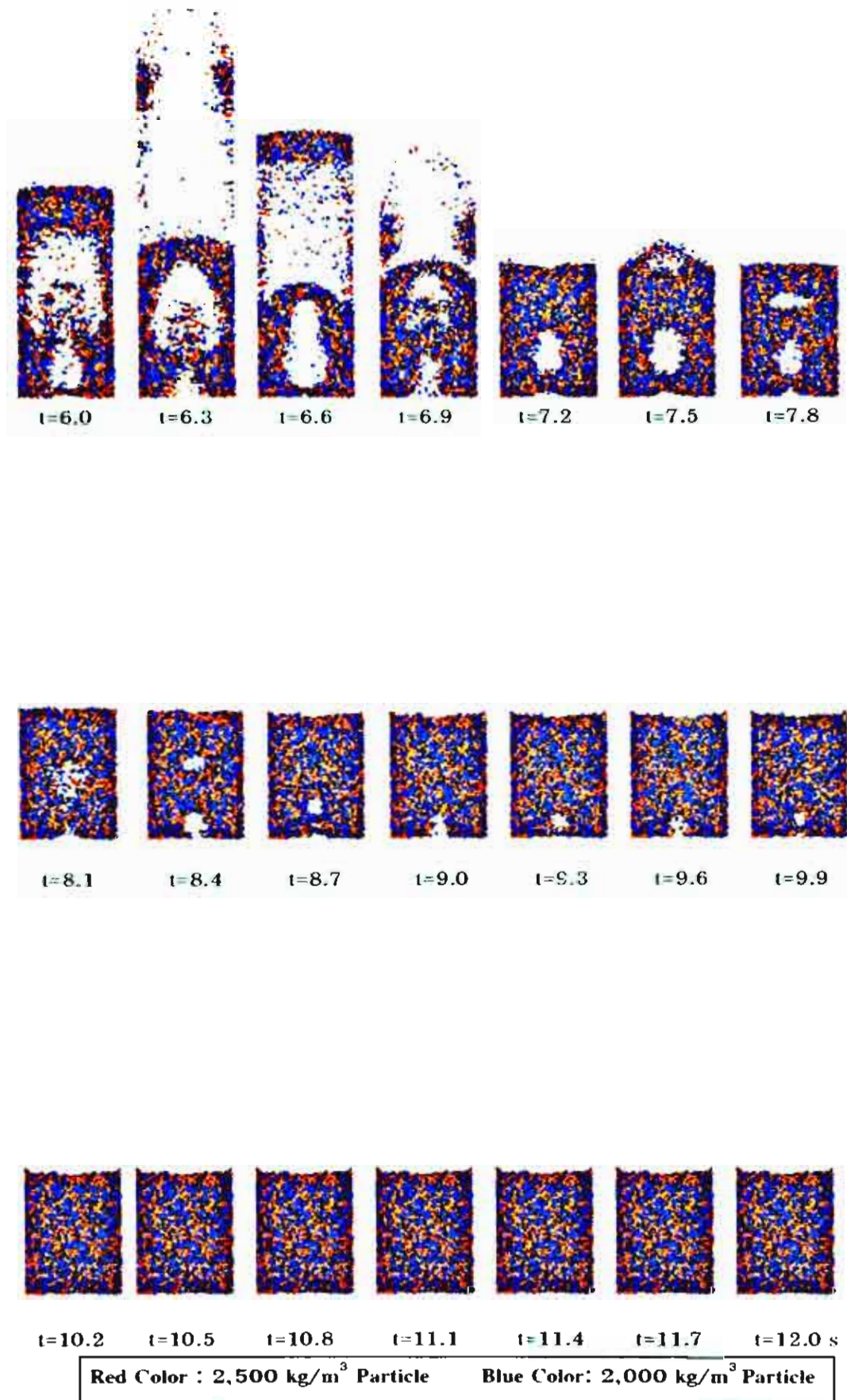


Figure 30. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, gradually reducing of superficial gas velocity from 3.0 to 2.2 m/s, particle density $2,500 \text{ kg/m}^3 / 2,000 \text{ kg/m}^3$ ($\rho_h / \rho_l = 1.25$)

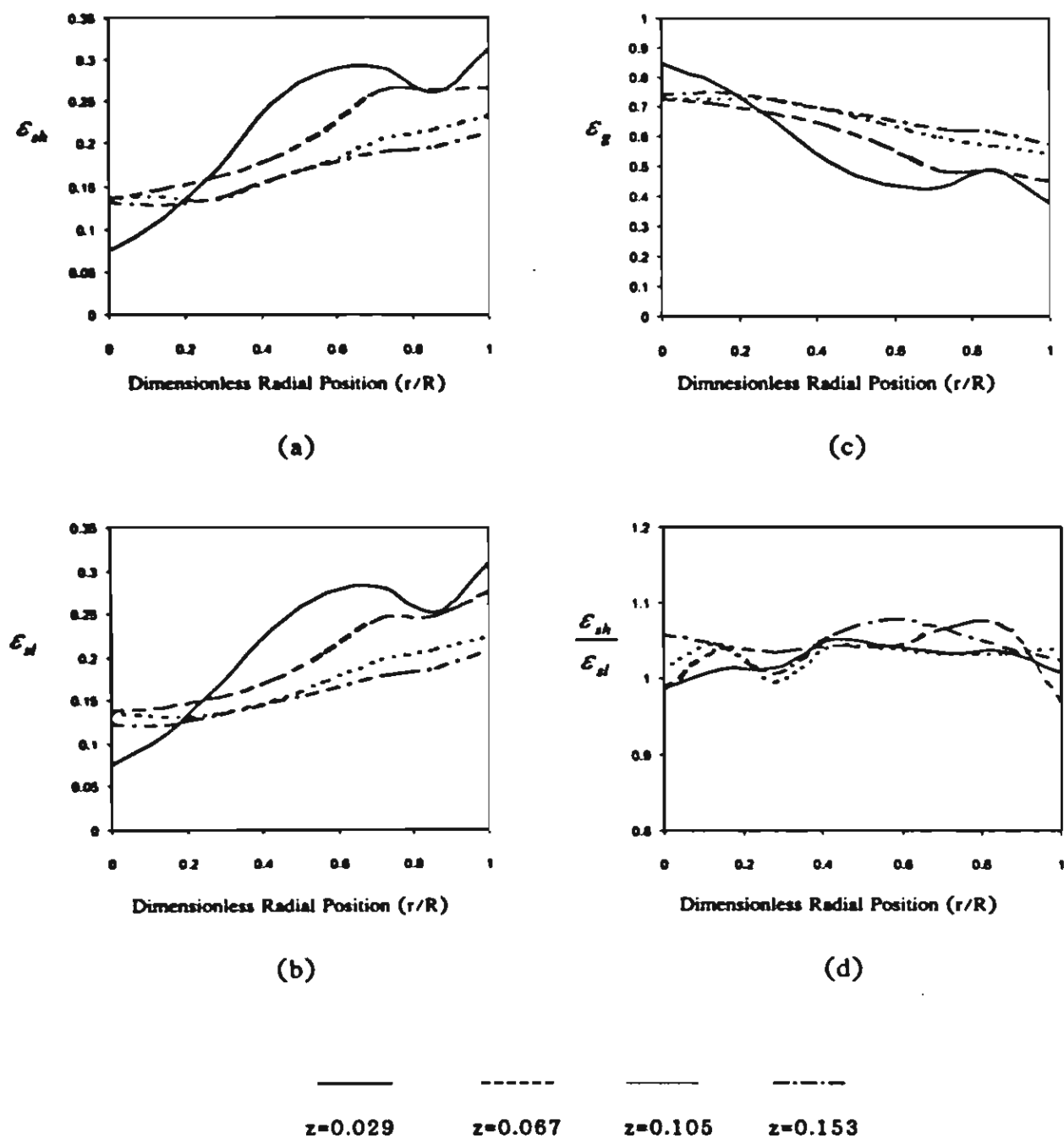


Figure 33 Holdup Distribution of System with $3,500 \text{ kg/m}^3/2,500 \text{ kg/m}^3$ particle ($\rho_h / \rho_l = 1.25$) (a) Heavy Solids Phase (b) Light Solids Phase (c) Gas Phase (d) Heavy Solids Phase Holdup/Light Solids Phase Holdup



Figure 34. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.9 m/s, particle size 10mm/5mm ($d_p/d_c = 2.0$)



Figure 35. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, gradually reducing of superficial gas velocity from 3.9 to 2.0 m/s, particle size 10mm/5mm ($d_p/d_s = 2.0$)

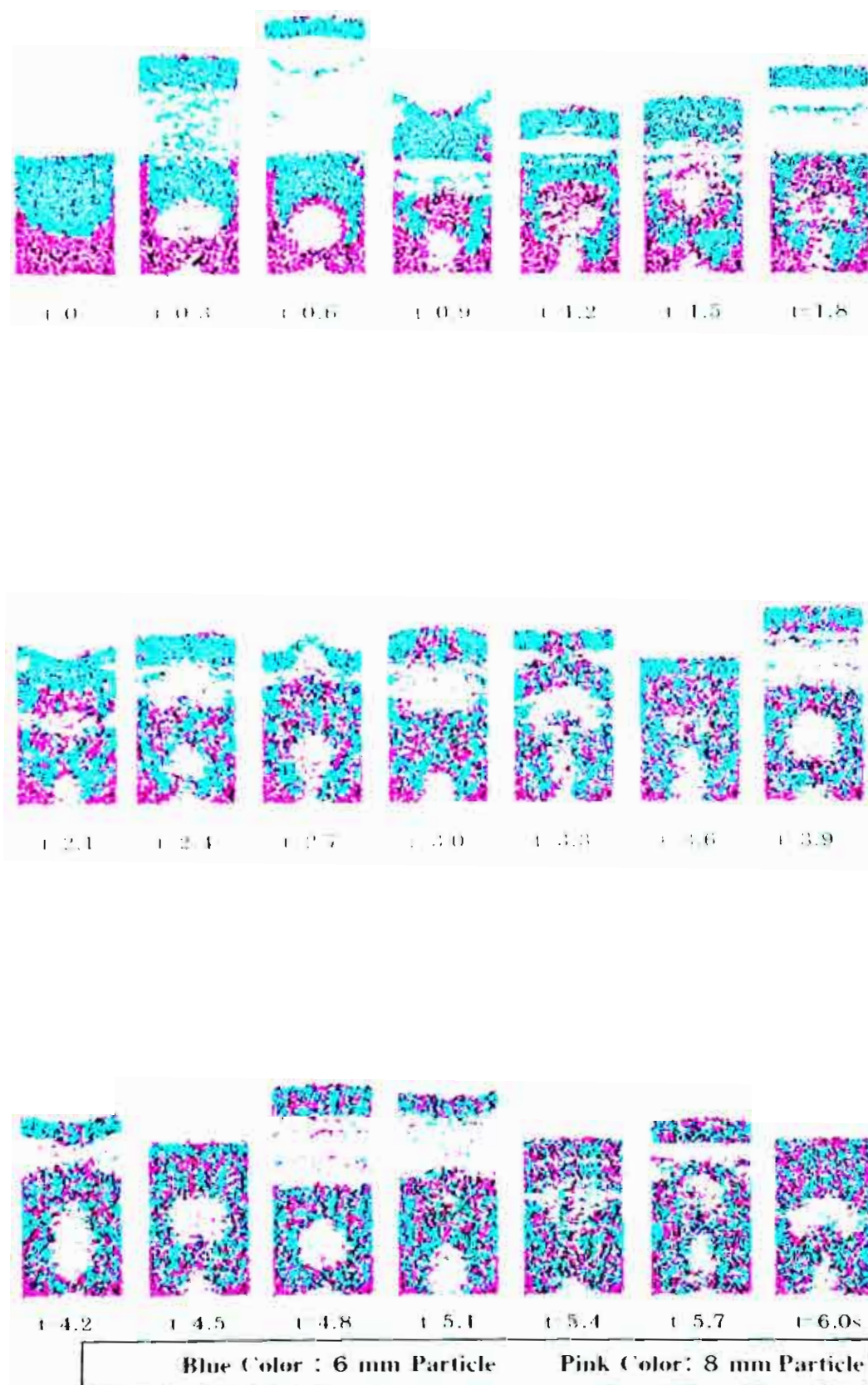


Figure 36. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.5 m/s, particle size 8mm/6mm ($d_p/d_c = 1.33$)

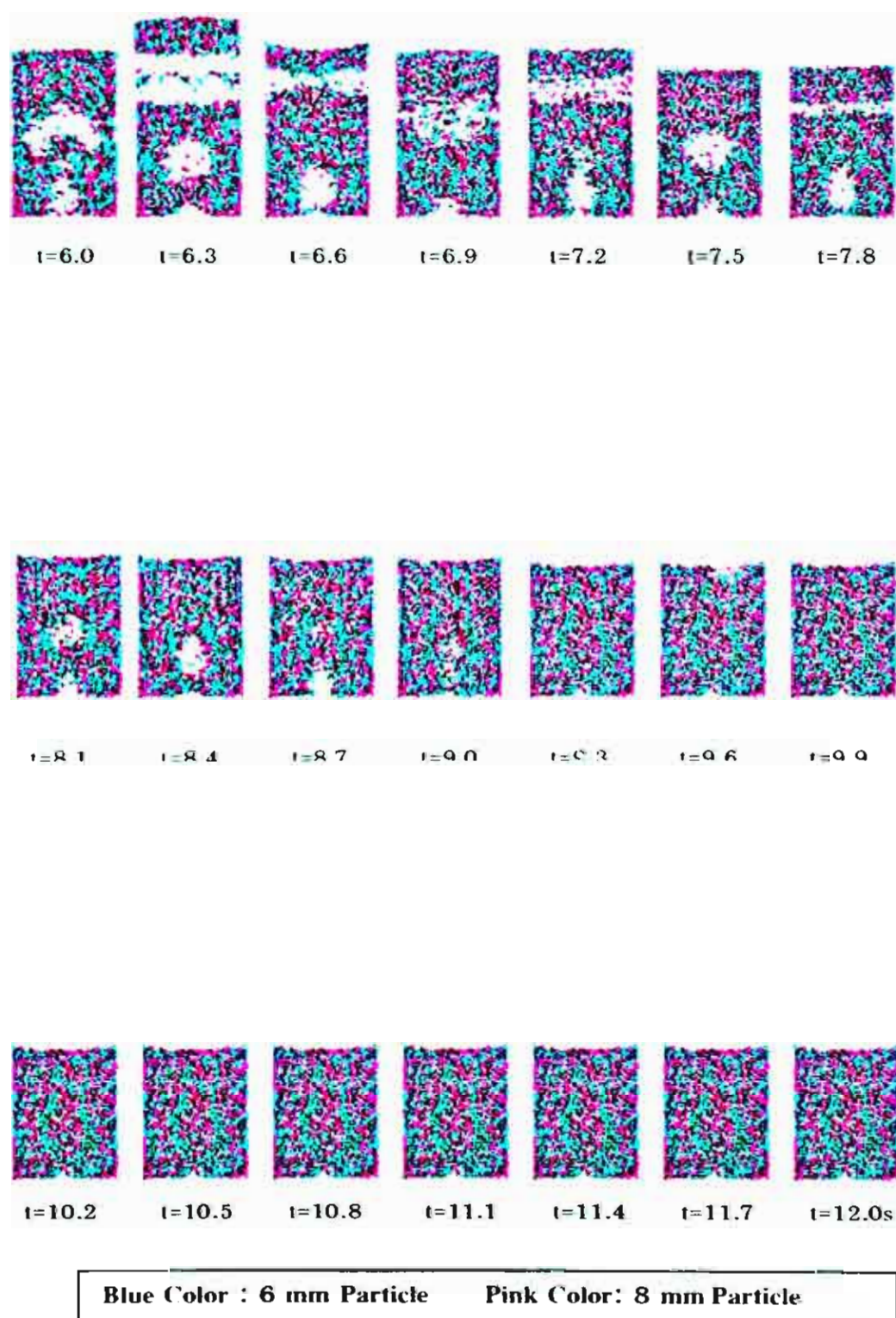


Figure 37. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, gradually reducing of superficial gas velocity from 3.5 to 2.5 m/s, particle size 8mm/6mm ($d_o/d_i = 1.33$)

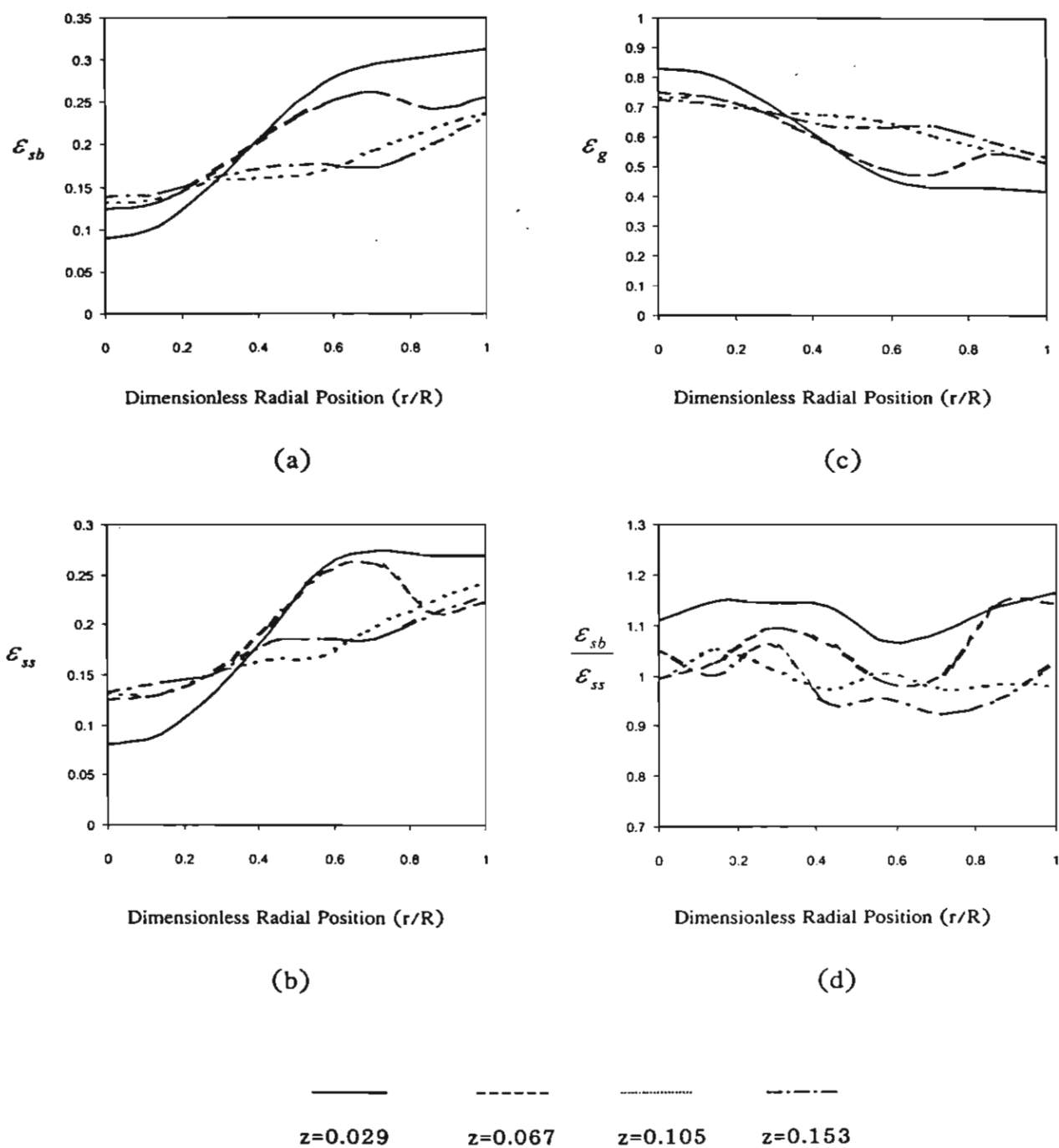


Figure 38 Holdup Distribution of System with 10 mm/5 mm particle ($d_b/d_s = 2$) (a) Big Solids Phase (b) Small Solids Phase (c) Gas Phase (d) Big Solids Phase Holdup/Small Solids Phase Holdup

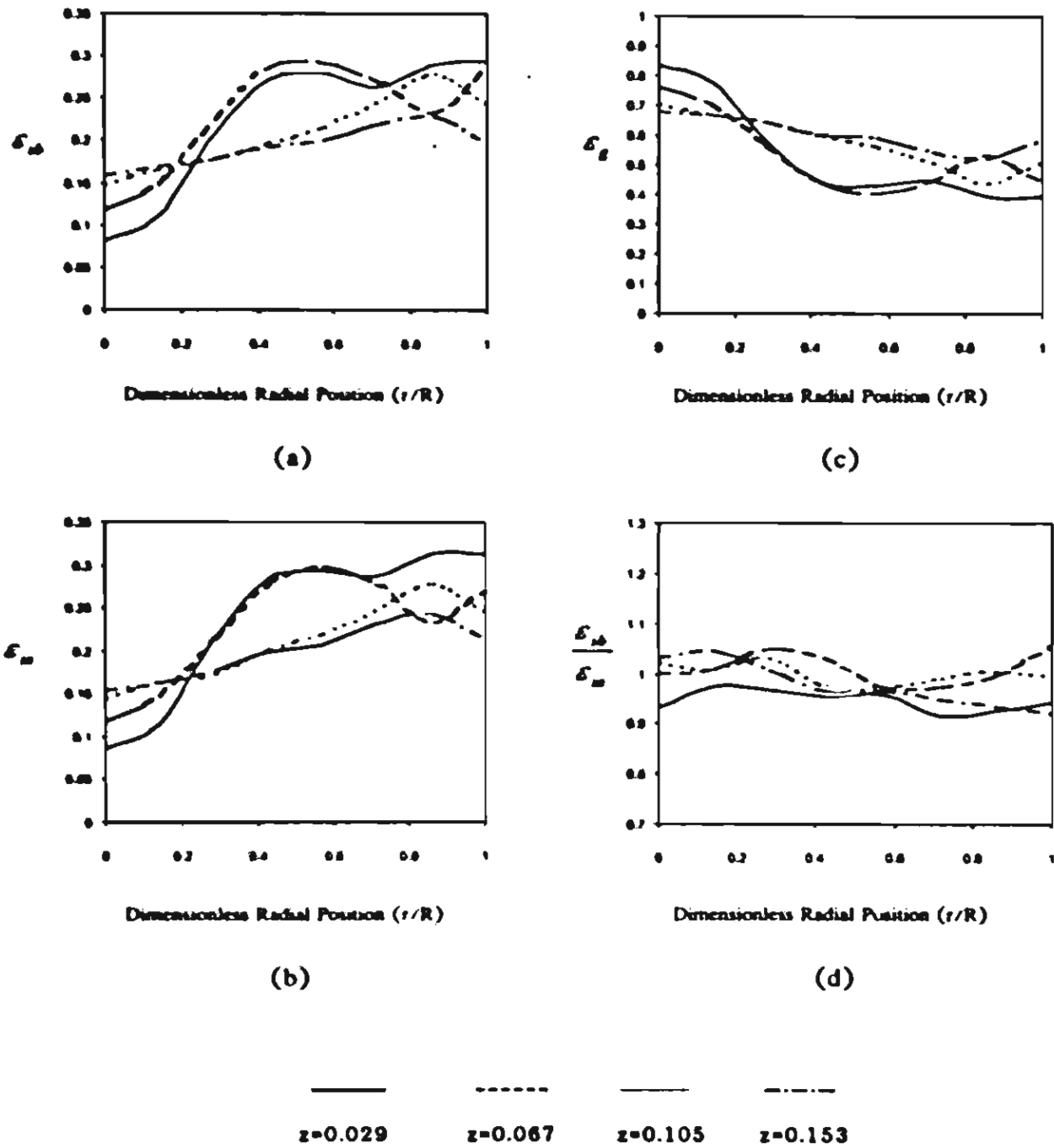


Figure 39. Holdup Distribution of System with 8 mm/6 mm particle ($d_b/d_s = 1.33$) (a) Big Solids Phase (b) Small Solids Phase (c) Gas Phase (d) Big Solids Phase Holdup/Small Solids Phase Holdup

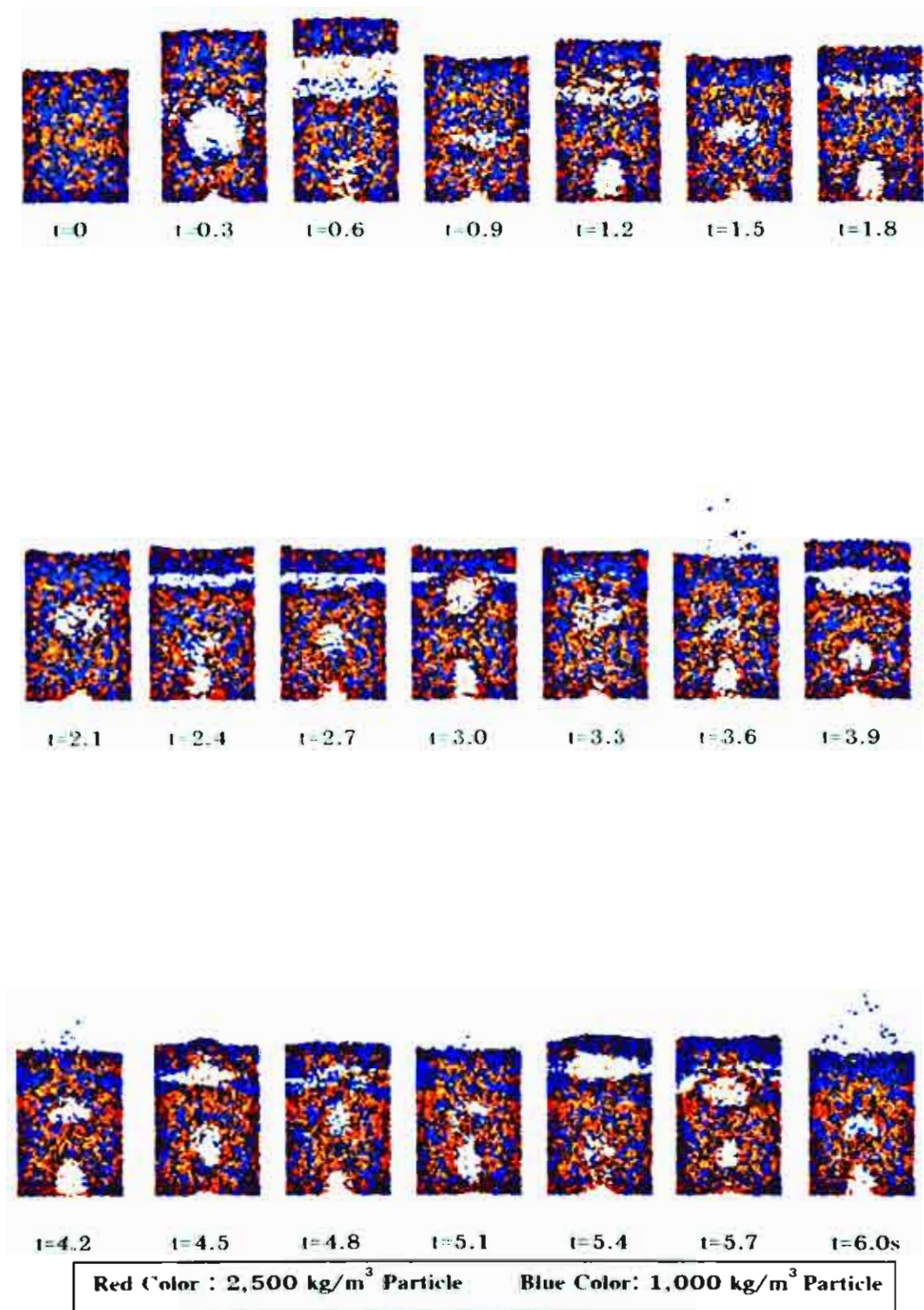


Figure 40. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 2.1 m/s, particle density $2,500 \text{ kg/m}^3 / 1,000 \text{ kg/m}^3$ ($\rho_h / \rho_l = 2.5$)

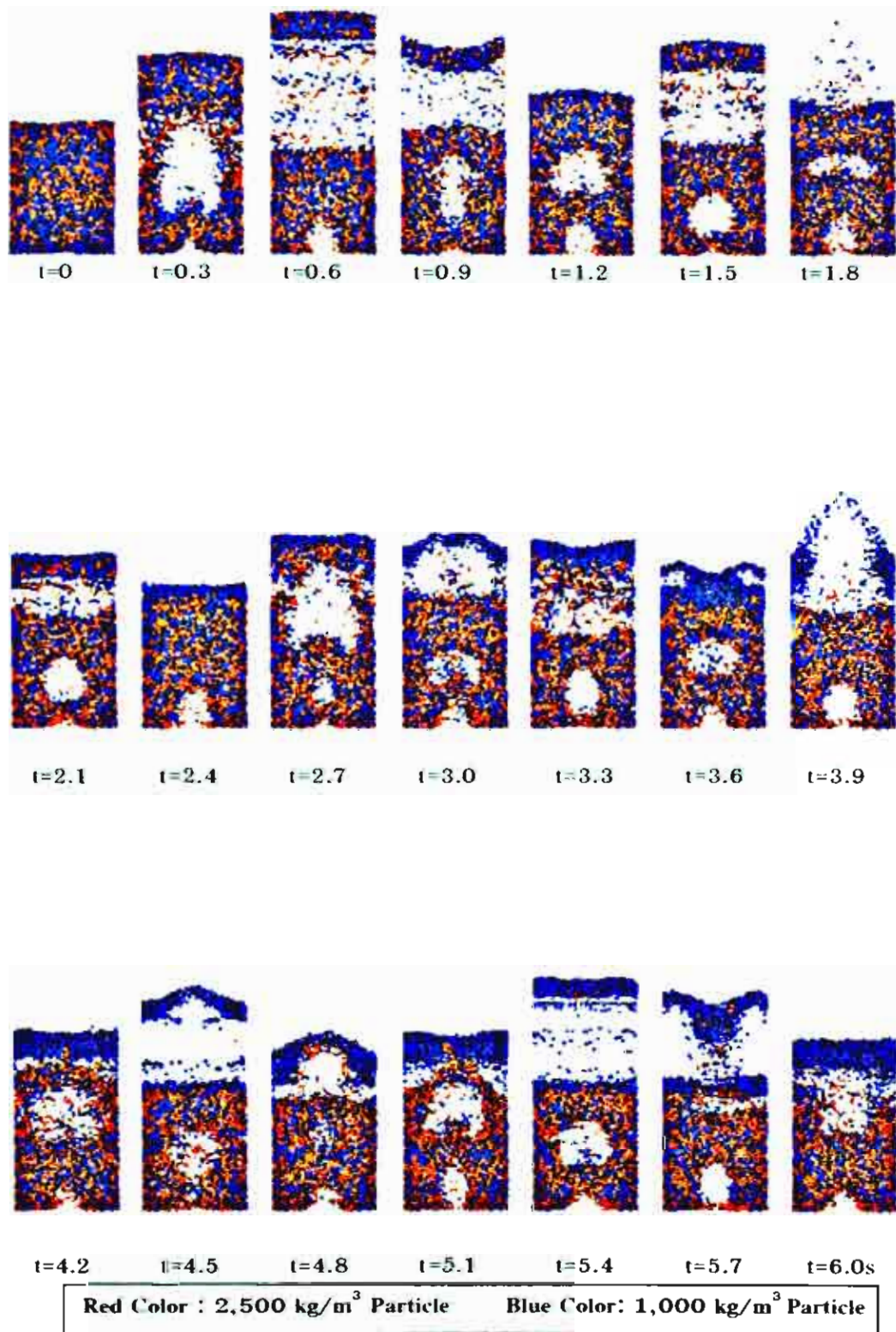


Figure 41. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 2.5 m/s, particle density $2,500 \text{ kg/m}^3 / 1,000 \text{ kg/m}^3$ ($\rho_h / \rho_l = 2.5$)

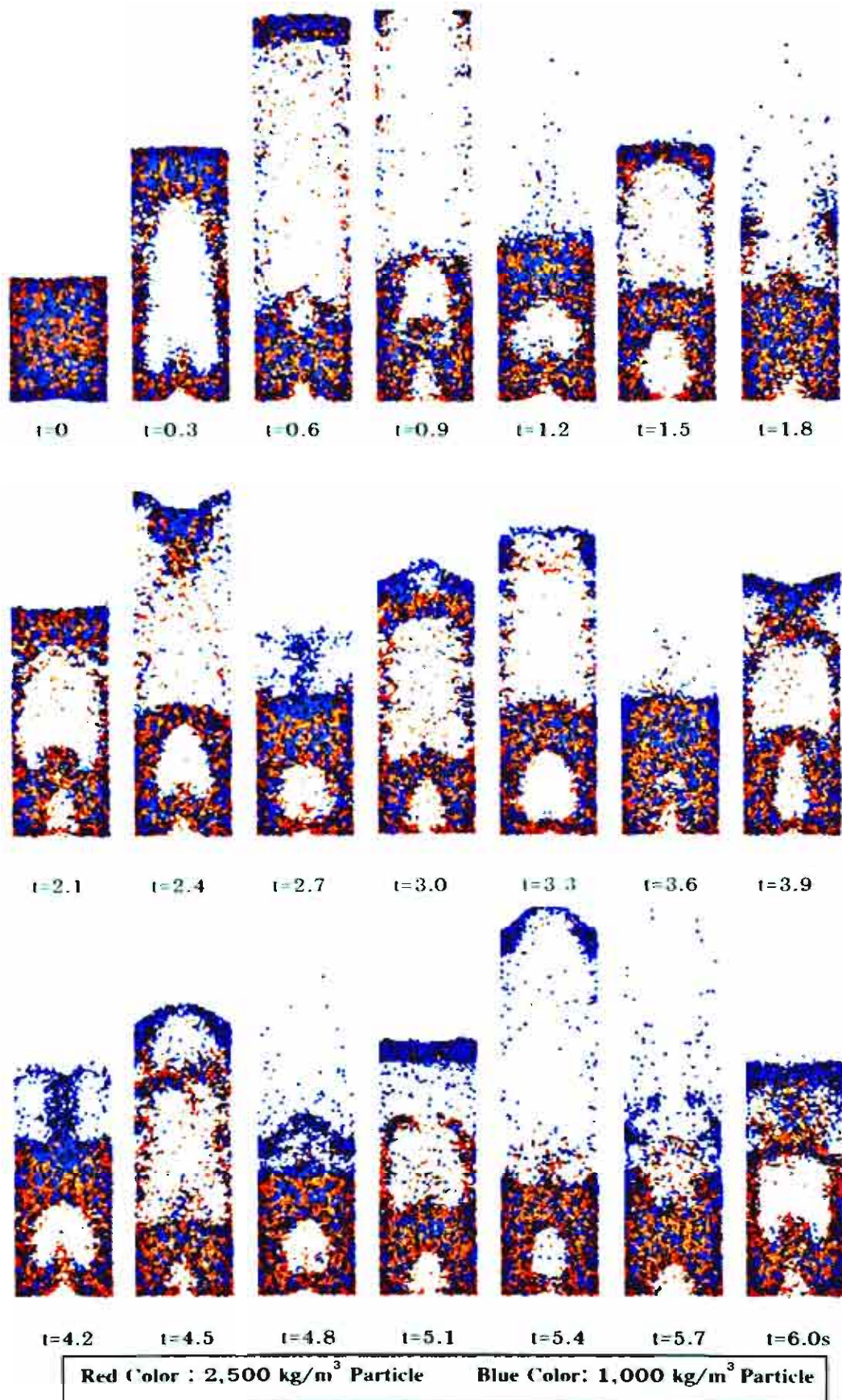


Figure 42. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.0 m/s, particle density $2,500 \text{ kg/m}^3 / 1,000 \text{ kg/m}^3$ ($\rho_h / \rho_l = 2.5$)

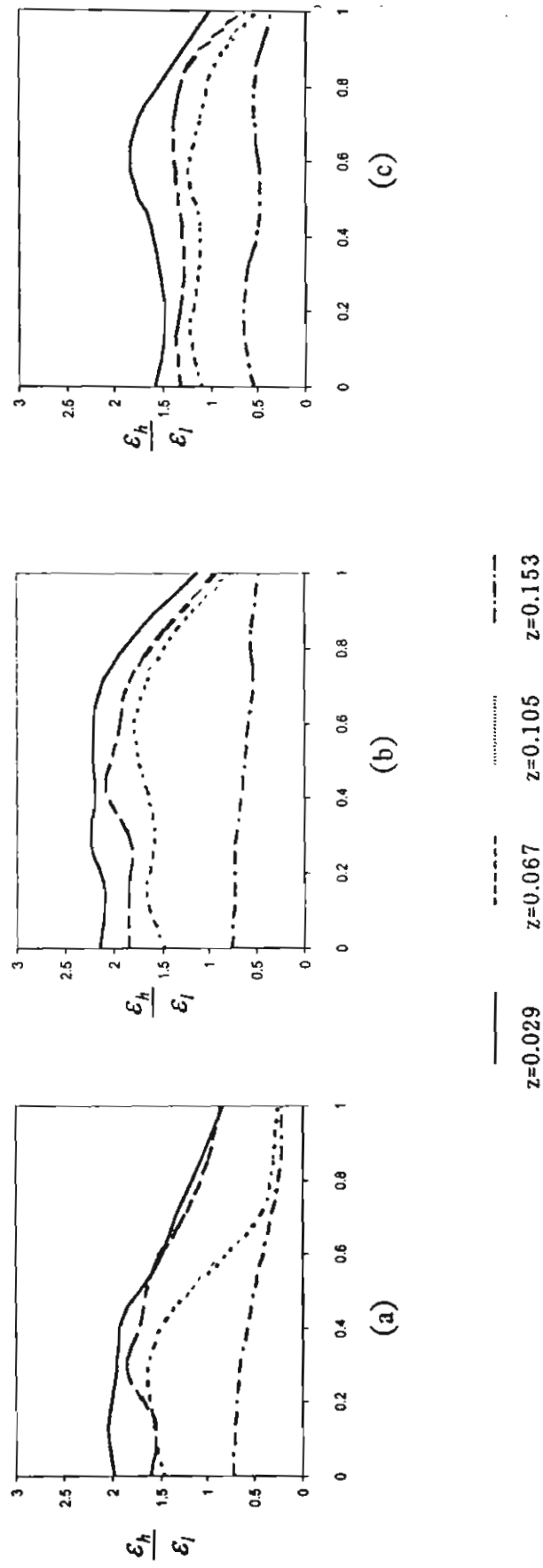


Figure 43. Effect of superficial gas velocity on the solids holdup ratio (ϵ_h/ϵ_l) of binary mixture ($\rho_h/\rho_l = 2.5$)

(a) $v = 2.2$ m/s (b) $v = 2.5$ m/s (c) $v = 3.0$ m/s



Figure 44. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.0 m/s, particle size 10mm/5 mm ($d_p/d_c = 2.0$)



Figure 45. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.5 m/s, particle size 10mm/5mm ($d_b/d_s = 2.0$)



Figure 46. Solids movements at the axially sliced two-dimensional center region, superficial gas velocity = 3.75 m/s, particle size 10mm/5mm ($d_p/d_s = 2.0$)

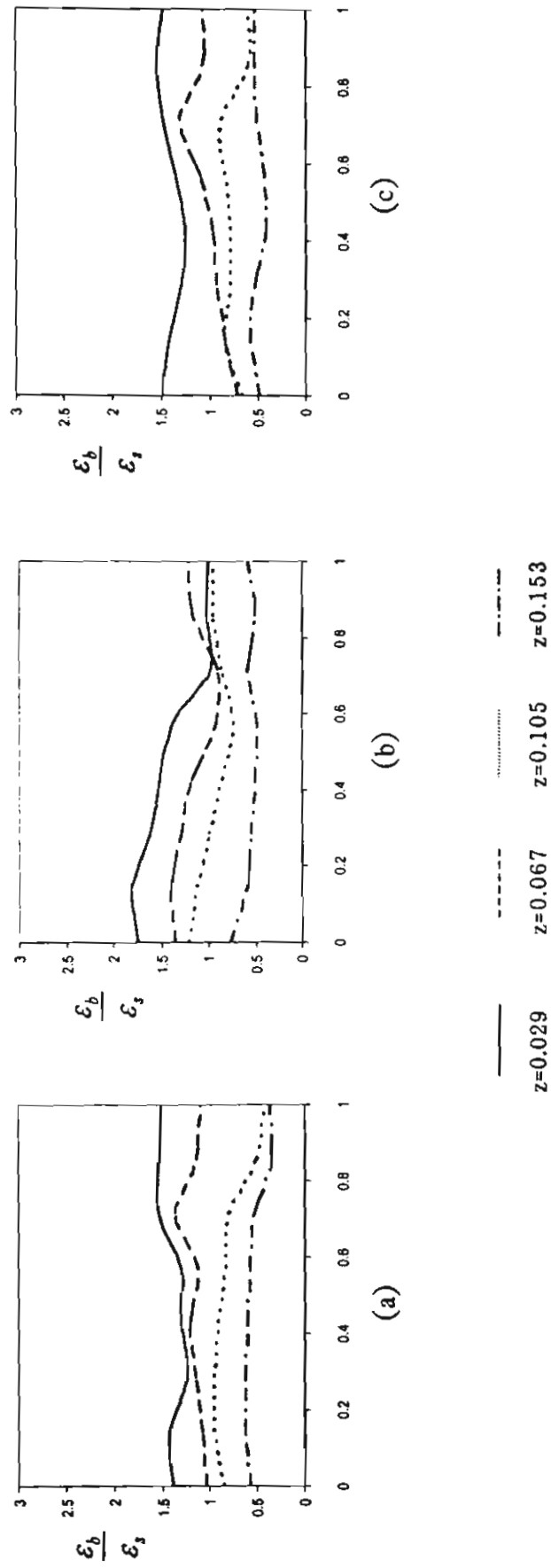


Figure 47. Effect of superficial gas velocity on the solids holdup ratio (ϵ_b/ϵ_s) of binary mixture ($d_b/d_s = 2.0$)

(a) $v = 3.0$ m/s (b) $v = 3.5$ m/s (c) $v = 3.75$ m/s

Appendix

การประชุมวิชาการ
วิศวกรรมเคมีและเคมีประยุกต์
แห่งประเทศไทย-
ครั้งที่ ๘
วันที่ ๑๗ - ๑๘ ธันวาคม พ.ศ. ๒๕๔๑

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี
คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล

การจำลองการเคลื่อนที่ของอนุภาคในฟลูอิดซ์เบด

สุนันท์ ลิ้มตระกูล¹, อติวุฒิ เชลิมวัฒน์ไตร¹, โกศล อังกรวิโรจน์¹
 วิวัฒน์ ตัณฑะพานิชกุล², Y. TSUJI³, และ T. KAWAGUCHI³

¹ภาควิชาวิศวกรรมเคมี, มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

²ภาควิชาวิศวกรรมเคมี, จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

³ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล, มหาวิทยาลัยโอซากา

บทคัดย่อ

รูปแบบการไหลของอนุภาคในฟลูอิดซ์เบดมีความสำคัญสำหรับการออกแบบ และการปฏิบัติงาน อย่างไรก็ตามพฤติกรรมของอนุภาคในแต่ละเบดยากที่จะเข้าใจถึงความซับซ้อนที่เกิดขึ้น ดังนั้นงานวิจัยนี้ได้ค้นพบการเคลื่อนที่ของอนุภาคในฟลูอิดซ์เบดแบบสองวัฏภาค โดยอาศัยการจำลองอนุภาคลักษณะเป็นเม็ด การเคลื่อนที่ของแต่ละอนุภาคขึ้นอยู่กับแรงกระทำเนื่องจากของไหลบนอนุภาค และแรงกระทำระหว่างอนุภาค แรงกระทำนี้สามารถแสดงอยู่ในรูปแบบง่ายๆ ในหลักการเหมือนกับ ความยืดหยุ่น ความหน่วง และความเสียดทาน ดังนั้นการเคลื่อนที่ของอนุภาคสามารถแสดงอยู่ในรูปแบบการกระจายของอนุภาคในฟลูอิดซ์เบด การกระจายของอนุภาคมีการกระจายอย่างเจือจางมากบริเวณศูนย์กลางของเบด แต่มีการกระจายสูงบริเวณใกล้ผนัง

SIMULATION OF SOLIDS MOTION IN A FLUIDIZED BED

SUNUN LIMTRAKUL¹, ATIVUTH CHALERMWATTANATAI¹, KOSOL UNGGURAWIROTE¹
WIWUT TANTAPANICHAGOOL², Y. TSUJI³, AND T. KAWAGUCHI³

¹DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING, KASETSART UNIVERSITY

²DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING, CHULALONGKORN UNIVERSITY

³DEPARTMENT OF MECHANICAL ENGINEERING, OSAKA UNIVERSITY

ABSTRACT

The solids flow pattern in a fluidized bed is important for the design and operation of the bed. However, the solids behavior in such bed is difficult to access due to the complex interaction of particles in the bed. Therefore, this research work aims to investigate the solids motion in a two-phase fluidized bed via a discrete particle simulation. The motion of individual particle is based on the fluid force acting on the particle and the contact force between particles. This contact force is modeled by using the same concepts of spring, dash pot and friction slider. The solids movement in term of solids distribution in a gas fluidized bed is obtained. The solids distribution is very diluted near the center but high near the wall.

1. INTRODUCTION

A fluidized bed is widely used in petroleum, petrochemical and biochemical processes. The solids flow patterns in a fluidized bed are important for design and operation. However, the solids behavior in such bed is difficult to access due to the complex interaction of the particles in the bed. In spite of the complex flow behavior, some researchers^{1,2} tried to perform the simulation in a two-phase fluidized bed based on the two fluid model which regards the solids phase as a continuum. The great number of large particles in a fluidized bed requires the modeled based on realistic assumptions such as DEM (Distinct Element Method)³. In this discrete particle model, the contact forces between particles are calculated by using the same concept of spring, dash-pot and friction slider. This research work aims to investigate the solids movement in a three dimensional two-phase fluidized bed via a discrete particle modeling and simulation.

2. MATHEMATICS MODELING

2.1 Particle Motion

The particle motion can be tracked by the transitional and rotational motion as below:

$$\vec{a}_S = \frac{\vec{F}}{m} + \vec{g} \quad (1)$$

$$\vec{\alpha}_S = \frac{\vec{T}}{I} \quad (2)$$

where the acceleration of particles ($\vec{a}_S$) is a function of the sum of force acting on the particles ($\vec{F}$). The angular velocity of the particles ($\vec{\alpha}_S$) depends on the torque ($\vec{T}$) caused by the contact force and the moment of inertia of the particles (I).

The force acting on the particles consists of the particle contact forces ($\vec{f}_C$) and the force exerted by fluid ($\vec{f}_D$).

$$\vec{F} = \vec{f}_C + \vec{f}_D \quad (3)$$

The contact force between two spherical particles can be predicted by the simple model as shown in Figure 1 which was first proposed by Cundall and Stack (1979)³. The model estimates the contact forces using the same concepts of spring, dash-pot and friction slider. Thus the model depends on the parameters of stiffness, dissipation and friction coefficients which can be obtained from the physical properties of the particles. The stiffness can be calculated by Hertzian theory⁴ as empirical function of young's modulus and Poisson ratio. The dissipation and friction coefficients can be obtained from the coefficients of restitution.

The normal and tangential contact forces as shown in Figure 1 are given as:

$$\vec{f}_{Cn} = -k\vec{x}_n - \mu\dot{\vec{x}}_n \quad (4)$$

$$\vec{f}_{Ct} = -k\vec{x}_t - \mu\dot{\vec{x}}_t \quad (5)$$

where $\bar{x}_n$ and $\bar{x}_t$ are the particle displacements in the normal and tangential directions, respectively; k is the stiffness of the spring and μ is the coefficient of viscous dissipation.

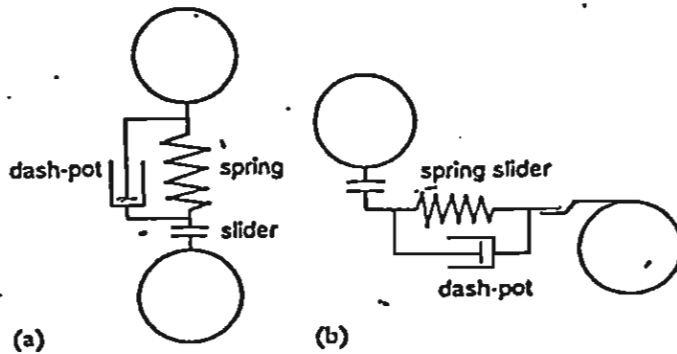


Figure 1. Models of Contact Forces
(a) Normal Force (b) Tangential Force

2.2 Fluid Flow

The flow field of fluid can be calculated from the following equations:

The equation of continuity:

$$\frac{\partial \epsilon}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon \mathbf{u}) = 0 \quad (6)$$

The equation of motion :

$$\frac{\partial (\epsilon \bar{\mathbf{u}})}{\partial t} + \nabla \cdot (\epsilon \bar{\mathbf{u}} \bar{\mathbf{u}}) = -\frac{\epsilon}{\rho} \nabla p + \bar{\mathbf{f}}_s + \bar{\mathbf{g}} \quad (7)$$

where $\bar{\mathbf{u}}$ is the fluid velocity; ϵ is the void fraction (porosity); ρ is the fluid density; p is

the pressure; $\bar{\mathbf{f}}_s$ is the fluid drag force exerted to the particles; $\bar{\mathbf{g}}$ is the gravity acceleration.

3. SIMULATON ALGORITHM

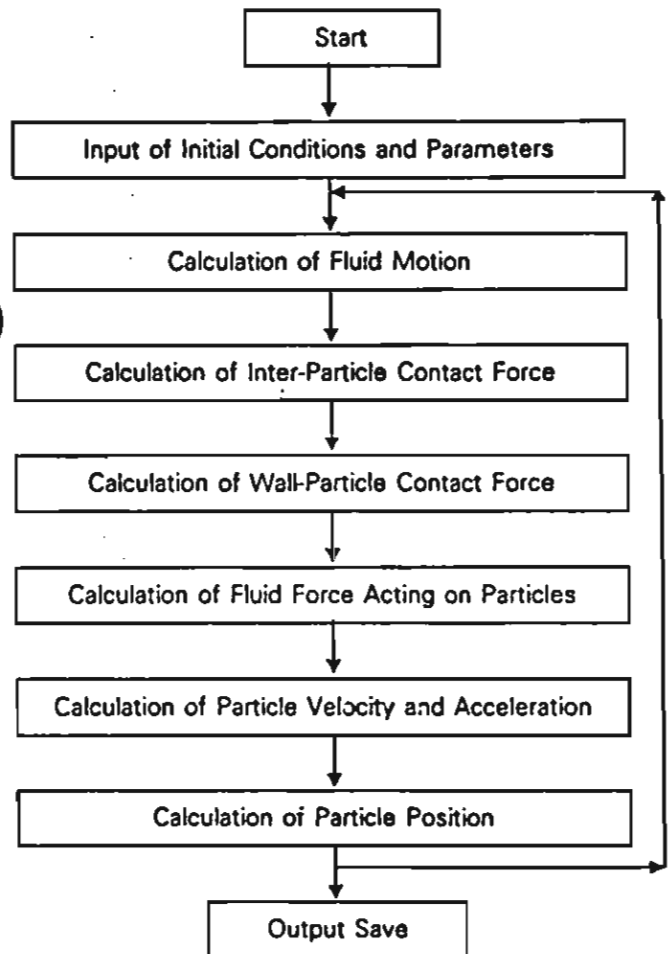


Figure 2. Calculation steps of the solids movement

The solids movement and the fluid flow field are simultaneously calculated by the equations (1), (2), (3), (6) and (7). The calculation steps are shown as a flow chart in Figure 2.

4. FLUIDIZED BED AND SIMULATION CONDITIONS

Table 1. Physical Properties of Particles

Physical Properties of Particle	
Particle Diameter, mm	6
Particle Number	20000
Particle Density, kg m^{-3}	2500
Coefficient of restitution	0.9
Coefficient of friction	0.3
Stiffness, N m^{-1}	800

The investigating fluidized bed is the gas fluidized bed (spouted bed) with the column diameter of 0.152 m in which the gas phase is upwards injected through the cone with the superficial gas velocity of 3.0 m/s. The solids particle density is 2500 kg/m^3 . Large solids particle with the sizes of 6 mm are used to investigate the particle movement. With the existing computer, the flow movement of smaller size particles is currently not studied due to the requirement of enormous computer time and memory. The physical properties of the particles used in the simulation are shown in Table 1.

5. SIMULATION RESULTS AND DISCUSSIONS

The solids movement on the fluidized bed calculated from the developed model can be shown in the form of solids distribution as a function of time as shown in Figure 3.

Figure 4 shows the axially sliced two-dimensional solids distribution in the bed at various positions. Figure 5 shows the sliced solids distribution in the center area of bed at various times. The bed expands notably when the bed is injected with gas phase. At the initial time of 0.2 second, slugs or bubbles are generated particularly, at the center of the bed where the strong stream of gas is upwards introduced and the solids holdup is very low in this area. In the area near the wall where the gas injection affects the solids movement less, the solids holdup is high with low velocity. The dead zone occurs in this area.

6. CONCLUSIONS

This research work investigates the solids movement in a gas fluidized bed via a discrete particle modeling and simulation. The solids distributions as functions of positions and times were obtained. The bed expands notably when the bed is injected with gas phase. The solids distribution is very low at the center of the bed but high near the wall.

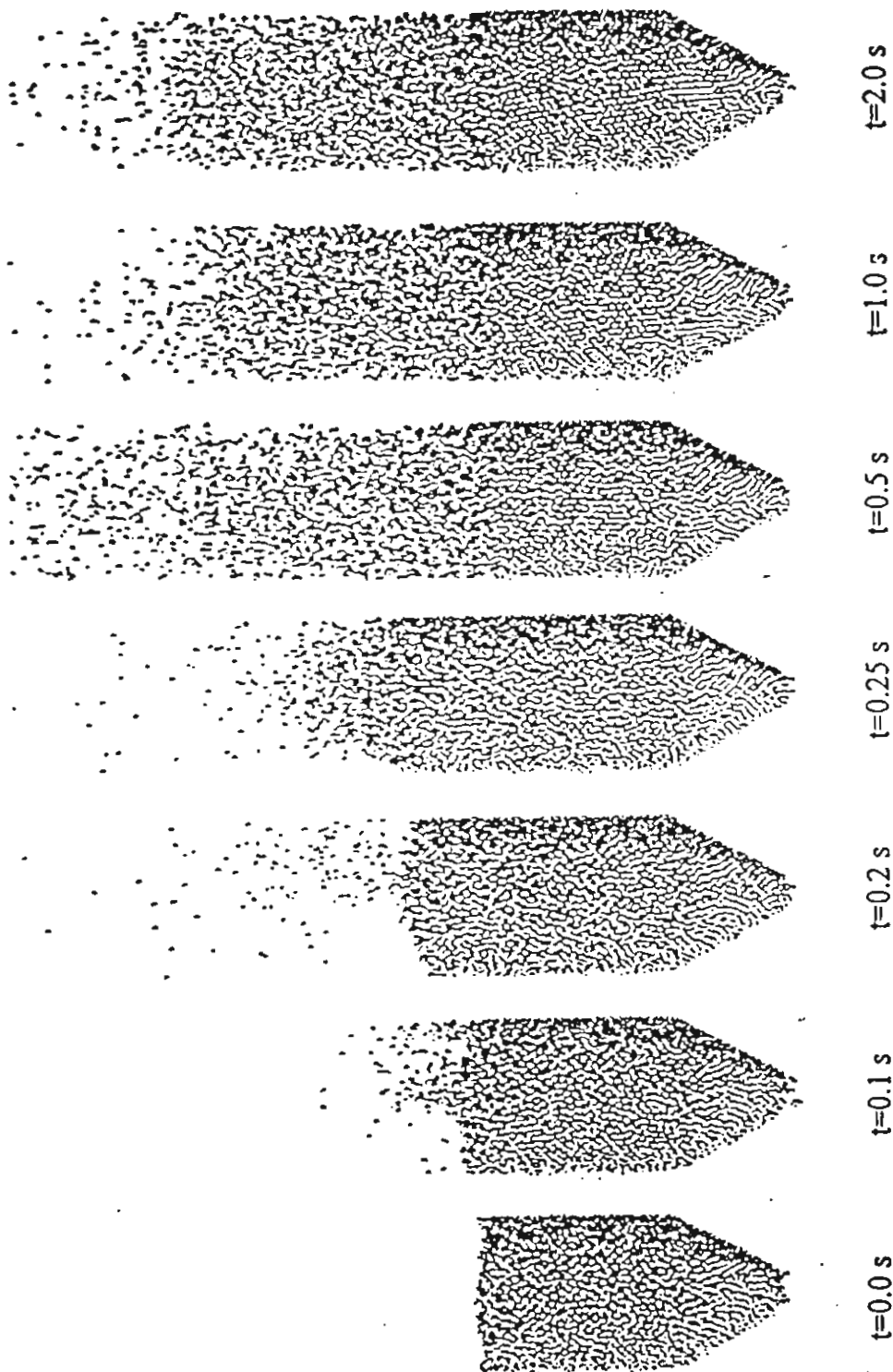


Figure 3. Solids Movement in a Gas Fluidized Bed 0.152 m Diameter Column, 0.006 m Diameter Particles, Superficial Gas Velocity = 3.0 m/s, Particle Number = 20000

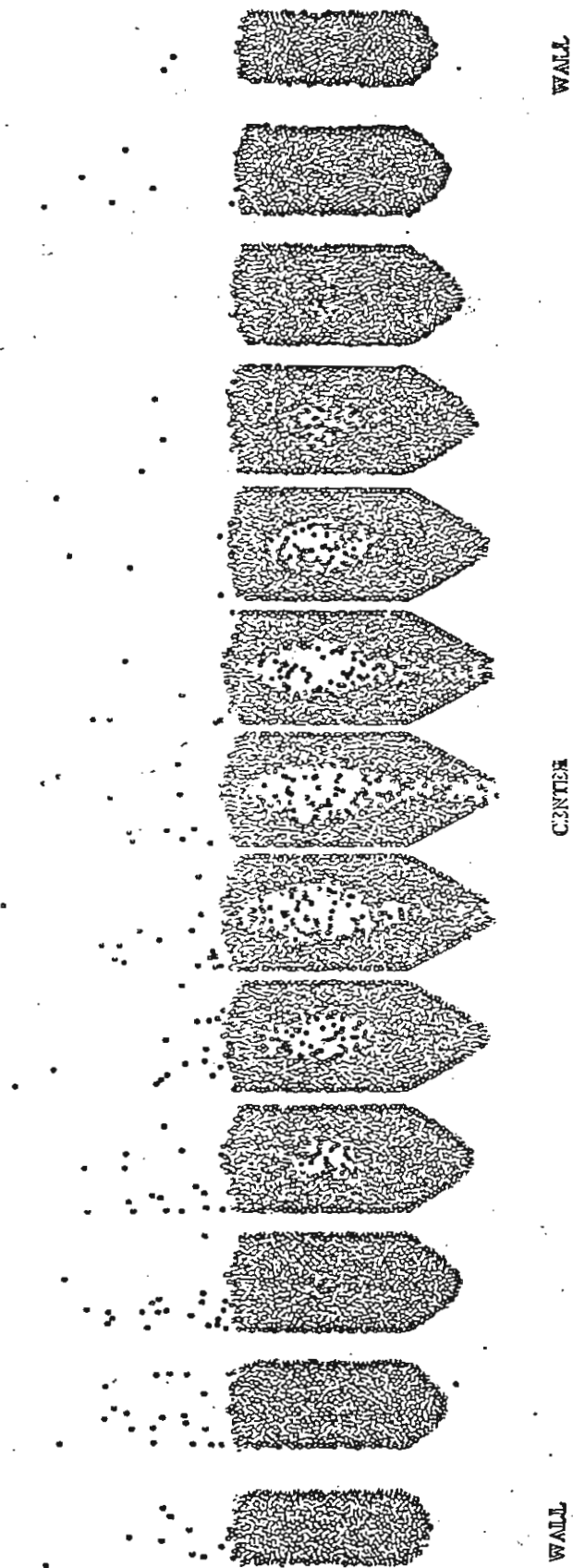


Figure 4. Two-Dimensional Solids Distribution at Various Positions at Time = 0.2 s for 0.152 m Diameter Column, 0.006 m Particles, Superficial Gas Velocity = 3.0 m/s, Particle Number = 20,000

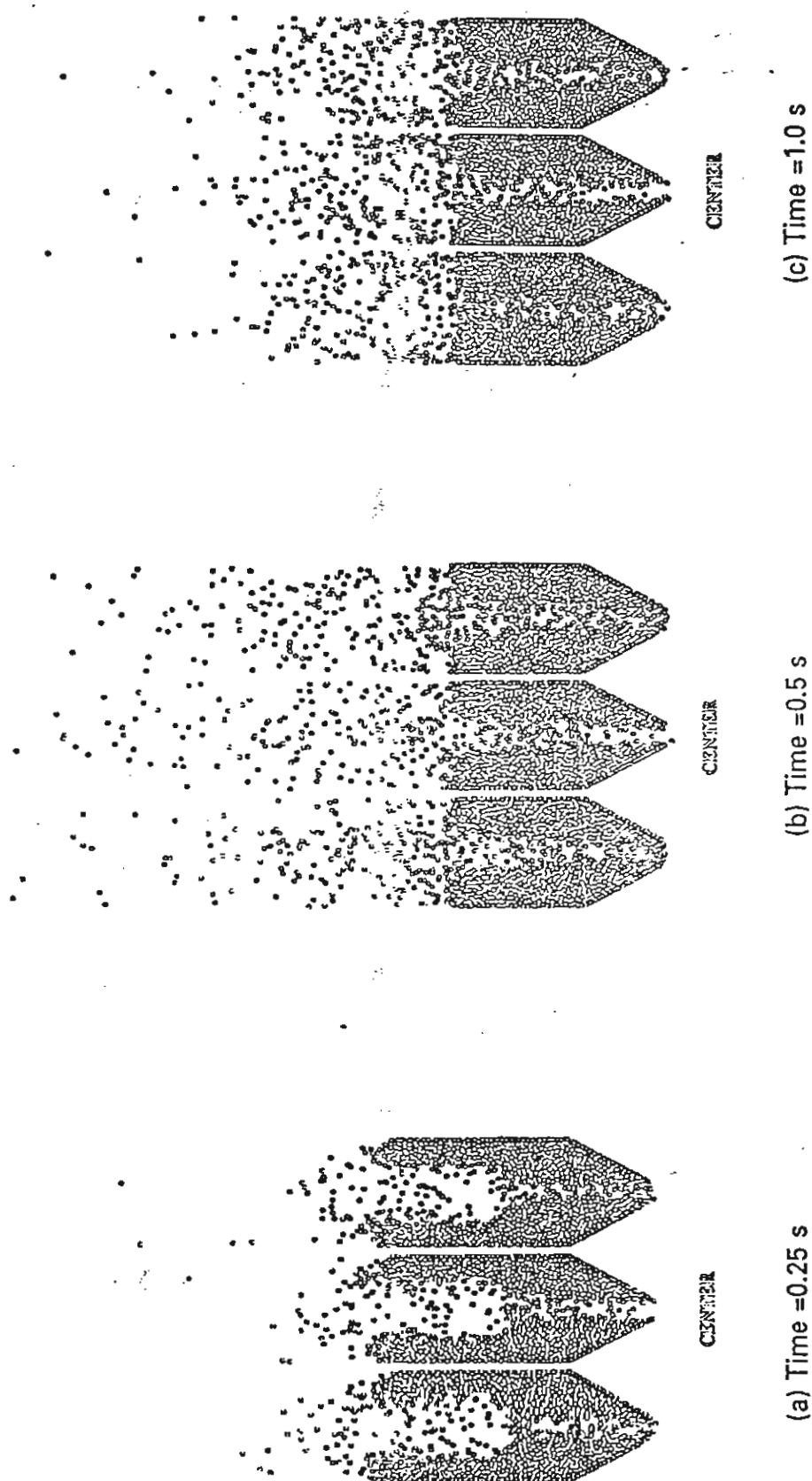


Figure 5. Two-Dimensional Solids Distribution at Center of Bed for 0.152 m Diameter Column, 0.006 m Particles, Superficial Gas Velocity = 3.0 m/s, Particle Number = 20,000 at (a) Time = 0.25 s (b) Time = 0.5 s (c) Time = 1.0 s

7. NOMENCLATURE

$\vec{a}_S$	acceleration of particle
$\vec{F}$	sum of forces acting on particle
m	particle mass
$\vec{g}$	gravity acceleration of particle
$\vec{\omega}_S$	angular velocity of particle
$\vec{T}$	torque
I	inertial moment of particle
$\vec{f}_C$	contact force
$\vec{f}_D$	fluid drag force
k	stiffness
$\vec{x}$	displacement of particle
$\vec{u}$	gas velocity
ϵ	void fraction (porosity)
ρ	gas density

Subscripts

n	normal direction
t	tangential direction

8. ACKNOWLEDGMENTS

The financial support from the Thailand Research Fund is acknowledged. The computer facility and graphic software were provided by the Consyl Laboratory, Kasetsart Research and Development Institute and NECTEC, and are acknowledged here.

9. REFERENCES

1. Prichett, J. W., Blake, T. R. and Garg, S. K., AIChE Symp. Ser., v. 176, p 134, 1978.
2. Bouillard, J. X., Lyczkowski, R. W., and Gidaspow, D., AIChE J., v. 35, p 908, 1989.

3. Cundall P.A. and Strack, O.D.L., Geotechnique, v. 29, p 47, 1979.

4. Tsuji Y., Tanaka, T., and Ishida, T., Powder Technology, v.71, p 239, 1992.

การสร้างและจำลองแบบการขนย้ายวัสดุอนุภาคแข็งแบบลำก้อนในท่อ
ประทีป ชัยเสริมเทวัญ¹ สุนันท์ ลิ้มตระกูล²

วิวัฒน์ ตัณฑะพานิชกุล³ Y. TSUJI⁴ และ T. KAWAGUCHI⁴

¹ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

²ภาควิชาวิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์

³ภาควิชาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

⁴ภาควิชาวิศวกรรมเครื่องกล มหาวิทยาลัยโอซากา

บทคัดย่อ

การขนย้ายวัสดุอนุภาคแข็งแบบเกาะกลุ่มเป็นก้อน (Plug Flow) ในท่อในงานอุตสาหกรรมต่างๆ จะมีข้อได้เปรียบในแง่การประหยัดพลังงาน การสึกหรอและการแตกหักของอนุภาค งานวิจัยนี้จะเป็นการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการเคลื่อนที่แบบลำก้อนของอนุภาคในท่อโดยวิธี DEM (Distinct Element Method) ในแบบจำลองนี้แรงกระทบกันระหว่างอนุภาคจะจำลองว่าเกิดในลักษณะเดียวกันกับสปริง ตัวหน่วง และความเสียดทาน ร่วมกับแรงที่เกิดขึ้นเนื่องจากของไหล โดยพิจารณาจากสมการเชิงอนุพันธ์ของการอนุรักษ์มวลและโมเมนตัม เป้าหมายของการวิจัยคือ การติดตามรูปแบบของการขนย้ายเม็ดอนุภาคในท่อ ซึ่งแบบจำลองจะใช้อธิบายถึงพฤติกรรมของการเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในท่อแนวนอนและในท่อแนวตั้ง การเคลื่อนที่ของอนุภาคในท่อนอนและท่อตั้งจะมีลักษณะเกาะกลุ่มเป็นก้อน โดยกลุ่มของอนุภาคจะรวมตัวกับอนุภาคที่มีความเร็วต่ำที่ลอยอยู่บริเวณด้านหน้า ส่วนบริเวณด้านล่างของกลุ่มอนุภาคจะมีอนุภาคที่เคลื่อนที่ช้าและหลุดออกจากกลุ่ม แต่พฤติกรรมการเคลื่อนที่ของอนุภาคในแนวนอนจะมีลักษณะเป็นแบบลูกคลื่นมากกว่า

1. บทนำ

ในงานอุตสาหกรรมต่างๆ ไป ที่เกี่ยวกับการขนส่งวัสดุทั้งในลักษณะของผง เมล็ด หรือแบบของเหลว จะมีวิธีการขนส่งในลักษณะต่างๆ กันเช่น การขนส่งโดยปั๊มสำหรับของเหลว การส่งโดยสายพานสำหรับของแข็ง ซึ่งการขนส่งโดยลมสำหรับเมล็ดอนุภาคก็เป็นวิธีการขนส่งวิธีหนึ่งที่ใช้ในงานอุตสาหกรรมเหล่านั้น การขนย้ายอนุภาคแข็งแบบเกาะกลุ่มเป็นก้อนในท่อจะมีข้อได้เปรียบในแง่การประหยัดพลังงาน การสึกหรอ และการแตกหักของอนุภาค การศึกษาพฤติกรรมการเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในท่อมีความสำคัญสามารถช่วยอธิบายถึงรูปแบบการเคลื่อนที่ของอนุภาคที่สอดคล้องกับคุณสมบัติของ

อนุภาคและคุณสมบัติของท่อเพื่อลดพลังงานที่ใช้ในการขนส่ง ในการทำวิจัยเกี่ยวกับพฤติกรรมเคลื่อนที่ของอนุภาคที่เกิดขึ้นนี้ จะทำการจำลองแบบทางคณิตศาสตร์ เพื่อประมวลผลพฤติกรรมเคลื่อนที่ของอนุภาคแบบเกาะกลุ่มเป็นก้อน (Plug Flow) ในการไหล 2 ชนิด (ของแข็ง-ก๊าซ) ภายในท่อ โดยวิธี DEM (Distinct Element Method)¹ ในการคำนวณจะทำการติดตามพฤติกรรมเคลื่อนที่ของอนุภาคแต่ละอนุภาค แรงที่กระทำกับอนุภาคจะเป็นแรงเนื่องจากการกระทบกันของอนุภาค แรงเนื่องจากการกระทบกับผนัง และแรงดูด (Drag Force) จากของไหล สำหรับแรงเนื่องจากการกระทบกันของอนุภาคจะจำลองให้อยู่ในรูปแบบง่ายของสปริง ตัวหน่วง และแรงเสียดทาน ซึ่งงานวิจัยนี้จะทำการพิจารณาและติดตามพฤติกรรมเคลื่อนที่ของอนุภาคที่เปลี่ยนแปลงในท่อแนวนอนและแนวตั้ง

2. แบบจำลองทางคณิตศาสตร์

2.1 สมการการเคลื่อนที่ของอนุภาค

สมการการเคลื่อนที่ของอนุภาคหาได้จาก

$$\vec{a} = \frac{\vec{F}}{m} + \vec{g} \quad (1)$$

$$\vec{\alpha} = \frac{\vec{T}}{I} \quad (2)$$

เมื่อ $\vec{a}$ คือความเร่งเชิงเส้นของอนุภาค $\vec{F}$ คือผลรวมของแรงทั้งหมดที่กระทำกับอนุภาค m คือมวลของอนุภาค $\vec{g}$ คือความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง $\vec{\alpha}$ คือความเร่งเชิงมุม $\vec{T}$ คือทอร์กที่เกิดกับอนุภาค และ I คือ โมเมนต์ความเฉื่อยของอนุภาค

แรงกระทำทั้งหมดที่กระทำกับอนุภาคจะเป็นแรงเนื่องจากการกระทบกันของอนุภาคและแรงเนื่องจากของไหลตามสมการ

$$\vec{F} = \vec{f}_c + \vec{f}_d \quad (3)$$

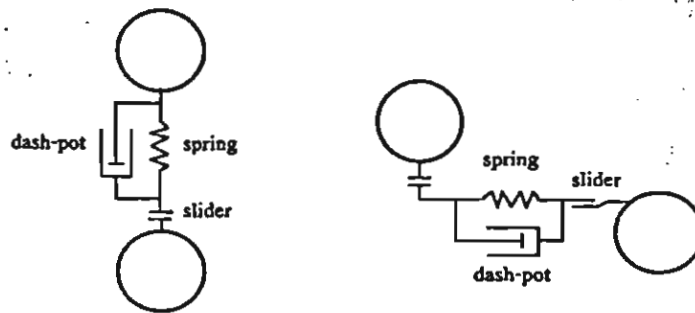
2.2 แรงกระทำระหว่างอนุภาค

แรงกระทำที่เกิดขึ้นเนื่องจากการชนกันระหว่างอนุภาคกับอนุภาคและระหว่างอนุภาคกับผนัง แรงที่เกิดขึ้นแบ่งออกเป็นแรงในแนวตั้งฉาก และแรงในแนวสัมผัส ดังรูปที่ 1 การคำนวณแรงที่เกิดขึ้นเนื่องจากการกระทบกันของอนุภาคจะใช้วิธี Distinct Element Method (DEM) (Cundall and Strack 1979)¹ ซึ่งเป็นการคำนวณแรงเนื่องจากการชนกันของอนุภาคในขณะที่มีการกระทบกัน แรงนี้สามารถแสดงได้ในรูปแบบอย่างง่ายของสปริง ตัวหน่วง และแรงเสียดทาน โดยใช้ทฤษฎี Hertzian Contact Theory² ซึ่งขึ้นกับคุณสมบัติของอนุภาคนั้นๆ ได้แก่ ขนาด ความหนาแน่น Young's modulus และ Poisson Ratio

แรงในแนวตั้งจากและแรงในแนวสัมผัสหาได้จากสมการ

$$\bar{f}_m = -k_s \bar{x}_s - c_s \dot{\bar{x}}_s \quad (4)$$

$$\bar{f}_n = -k_t \bar{x}_t - c_t \dot{\bar{x}}_t \quad (5)$$



รูปที่ 1 แบบจำลองการกระทบกันของอนุภาค

เมื่อ $\bar{x}$ เป็นระยะการยุบตัวของอนุภาคหลังจากการกระทบกัน k คือค่าคงที่ของสปริง และ c คือสัมประสิทธิ์ความหนืดของสปริง โดยที่ตัวระบุ n และ s คือทิศทางในแนวตั้งจากและแนวสัมผัสตามลำดับ

2.3 สมการการไหลของของไหล

การคำนวณการไหลโดยทั่วไป จะต้องแก้สมการเชิงอนุพันธ์ให้สอดคล้องกับการอนุรักษ์มวล (Conservation of Mass) และการอนุรักษ์โมเมนตัม (Conservation of Momentum)

สมการเชิงอนุพันธ์ของการอนุรักษ์มวล คือ

$$\frac{\partial}{\partial t} \epsilon + \frac{\partial}{\partial x_j} (\epsilon v_j) = 0 \quad (6)$$

สมการเชิงอนุพันธ์ของการอนุรักษ์โมเมนตัม คือ

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon v_i) + \frac{\partial}{\partial x_j} (\epsilon v_i v_j) = -\frac{\epsilon}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x_i} + f_{si} \quad (7)$$

เมื่อ ϵ คือ สัดส่วนช่องว่าง v_i คือ ความเร็วของของไหลในทิศ i ρ คือ ความหนาแน่นของของไหล p คือ ความดัน และ f_{si} คือ แรงเสียดทานเนื่องจากของไหลไหลผ่านอนุภาค ซึ่งจะหาได้จาก

$$f_{si} = \frac{\beta}{\rho} (\mu u x - u) \quad (8)$$

ค่าสัมประสิทธิ์ β หาได้จาก²

$$\beta = \frac{\mu_s (1 - \epsilon)}{R^2 \epsilon} [150(1 - \epsilon) + 1.75 \text{Re}] \quad \text{เมื่อ } (\epsilon \leq 0.8) \quad (9)$$

$$\beta = \frac{3}{4} C_D \frac{\mu (1 - \epsilon)}{R^2} \epsilon^{-2.7} \text{Re} \quad \text{เมื่อ } (\epsilon > 0.8) \quad (10)$$

เมื่อ R คือเส้นผ่าศูนย์กลางของอนุภาค μ_g คือความหนืดของก๊าซ C_D คือ ค่าสัมประสิทธิ์แรงฉุดหาได้จาก

$$C_D = 24(1 + 0.15 Re^{0.687})/Re \quad \text{เมื่อ} \quad (Re \leq 1,000) \quad (11)$$

$$C_D = 0.43 \quad \text{เมื่อ} \quad (Re > 1,000) \quad (12)$$

หลังจากทำการคำนวณความเร็วของของไหลที่จุดต่างๆ แล้วจะนำความเร็วที่ได้มาคำนวณแรงเนื่องจากของไหลกระทำกับอนุภาค

3. ขั้นตอนการคำนวณ

การคำนวณการเคลื่อนที่ของอนุภาคจะพิจารณาจากตำแหน่งของอนุภาคที่เปลี่ยนแปลงไป เมื่อเพิ่มค่าเวลา ความเร่ง ความเร็ว ตำแหน่งของอนุภาค แรงกระทำที่เกิดกับอนุภาค และความเร็วของของไหลจะคำนวณได้จากสมการ (1) (2) (3) (6) และ (7)

4. คุณสมบัติทางกายภาพที่ใช้ในแบบจำลอง

Pipe Size	Diameter (mm.)	40
	Length (m.)	4
Particle Properties	Diameter (mm.)	4
	Density (kg/m ³)	2,700
	Coefficient of Restitution	0.9
	Coefficient of Friction	0.3
	Stiffness (N/m)	800
	Number Particle	1,000
Fluid Properties	Density (kg/m ³)	1.205
	Coefficient of Viscosity (N/m)	1.81×10^{-5}
	Gas Velocity (m/s)	3

5. ผลการวิเคราะห์และการวิจารณ์ผลการวิเคราะห์

พฤติกรรมของการเคลื่อนที่ของอนุภาคในท่อตามแนวดิ่งแสดงดังรูปที่ 2 ที่สภาวะการเคลื่อนที่อนุภาคขนาด 4 mm. ที่มีความหนาแน่น 2,700 kg/m³ โดยมีจำนวนอนุภาคเท่ากับ 1,000 ขนาดของท่อมีเส้นผ่าศูนย์กลาง 40 mm. ความยาวท่อ 4 m. ความเร็วของอากาศเท่ากับ 3.0 m/s และอัตราการผลิตเท่ากับ 1,000 อนุภาค ต่อ 0.2 s. พฤติกรรมของการเคลื่อนที่ที่ได้จะเห็นว่าเมื่อเวลาผ่านไป การเคลื่อนที่ของอนุภาคจะมีลักษณะเกาะกลุ่มเป็นก้อน เนื่องจากกลุ่มของอนุภาคจะรวมตัวกับอนุภาคที่มีความเร็วต่ำที่ลอยอยู่บริเวณด้านหน้า ส่วนบริเวณด้านล่างของกลุ่มอนุภาคจะมีอนุภาคที่เคลื่อนที่ช้าและหยุด

ออกจากกลุ่ม และจะสังเกตเห็นว่า เมื่อมีการป้อนอนุภาคชุดใหม่สู่ระบบทำให้การเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในระบบเกิดการขังเนื่องจากกลุ่มอนุภาคที่ป้อนใหม่ปิดกั้นทางเดินของของไหลทำให้กลุ่มอนุภาคที่อยู่ด้านบนหยุดการเคลื่อนที่ชั่วคราว และมีอนุภาคบางส่วนตกลงสู่ด้านล่างทำให้เกิดช่องว่างระหว่างอนุภาคทั้งสองชั้น การแก้ไขอาจจะต้องมีการปรับปรุงในเรื่องของการเสริมความเร็วของลมมิให้เกิดการขัง

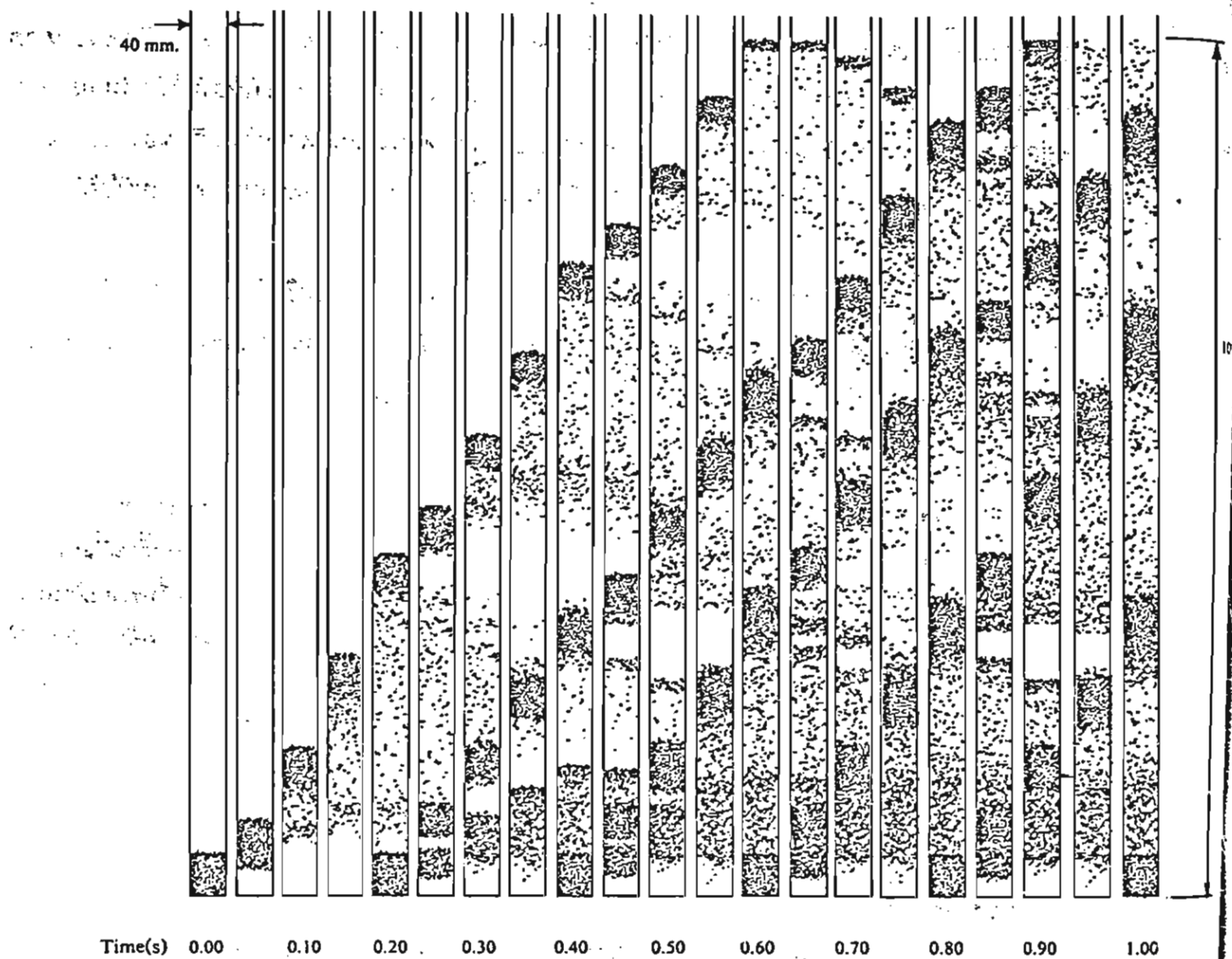
รูปที่ 3 แสดงถึงพฤติกรรมของการเคลื่อนที่ของอนุภาคในแนวนอนซึ่งมีสภาวะการเคลื่อนที่เช่นเดียวกับการเคลื่อนที่ของอนุภาคในแนวตั้ง พฤติกรรมของการเคลื่อนที่ของอนุภาคมีลักษณะเป็นแบบลูกคลื่นไม่เกาะกลุ่มเป็นก้อน ซึ่งอาจจะมีผลมาจากอนุภาคมีจำนวนน้อย

6. ข้อสรุป

งานวิจัยนี้จะเป็นการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของการเคลื่อนที่แบบลำก้อนของอนุภาคในท่อโดยวิธี DEM (Distinct Element Method) เพื่อติดตามรูปแบบของการชนย้ายเม็ดอนุภาคในท่อ การเคลื่อนที่แบบเกาะกลุ่มเป็นก้อนเกิดขึ้นได้เนื่องจากความเร็วเฉลี่ยของกลุ่มอนุภาคมีค่าสูงกว่าความเร็วของอนุภาคที่บริเวณด้านหน้าของกลุ่มก้อน ทำให้อนุภาคที่บริเวณด้านหน้ารวมตัวกับกลุ่มก้อน และกลุ่มของอนุภาคจะผลักดันอนุภาคด้านหน้านั้นให้เกิดการเคลื่อนที่ ความเร็วของของไหลที่ใช้พิจารณาการเคลื่อนที่แบบเกาะกลุ่มเป็นก้อนจะมีค่าต่ำกว่าความเร็วของไหลที่ใช้สำหรับการเคลื่อนที่แบบฟุ้งกระจาย จึงจะมีข้อได้เปรียบในแง่ของการประหยัดพลังงาน ลดการสึกหรอของท่อและลดความเสียหายที่เกิดกับอนุภาค อันเนื่องจากการพิจารณาความเร็วของของไหลให้เหมาะสมกับคุณสมบัติของอนุภาคและคุณสมบัติของท่อจึงมีความสำคัญต่อระบบการขนถ่ายวัสดุ

7. เอกสารอ้างอิง

1. Cundall P.A., and Strack, O.D.L., Geotechnique, v.29, p47, 1979.
2. Tsuji Y., Tanaka, T., and Ishida, T., Powder Technology, v.71, p239, 1992.



รูปที่ 2 แสดงการเคลื่อนที่ของอนุภาคในแนวดิ่ง
จำนวนอนุภาค 1000 (ความหนาประมาณ 40 mm.) ความเร็วก๊าซ 3.0 m/s

Time(s)

0.00

0.10

0.20

0.30

0.40

0.50

0.60

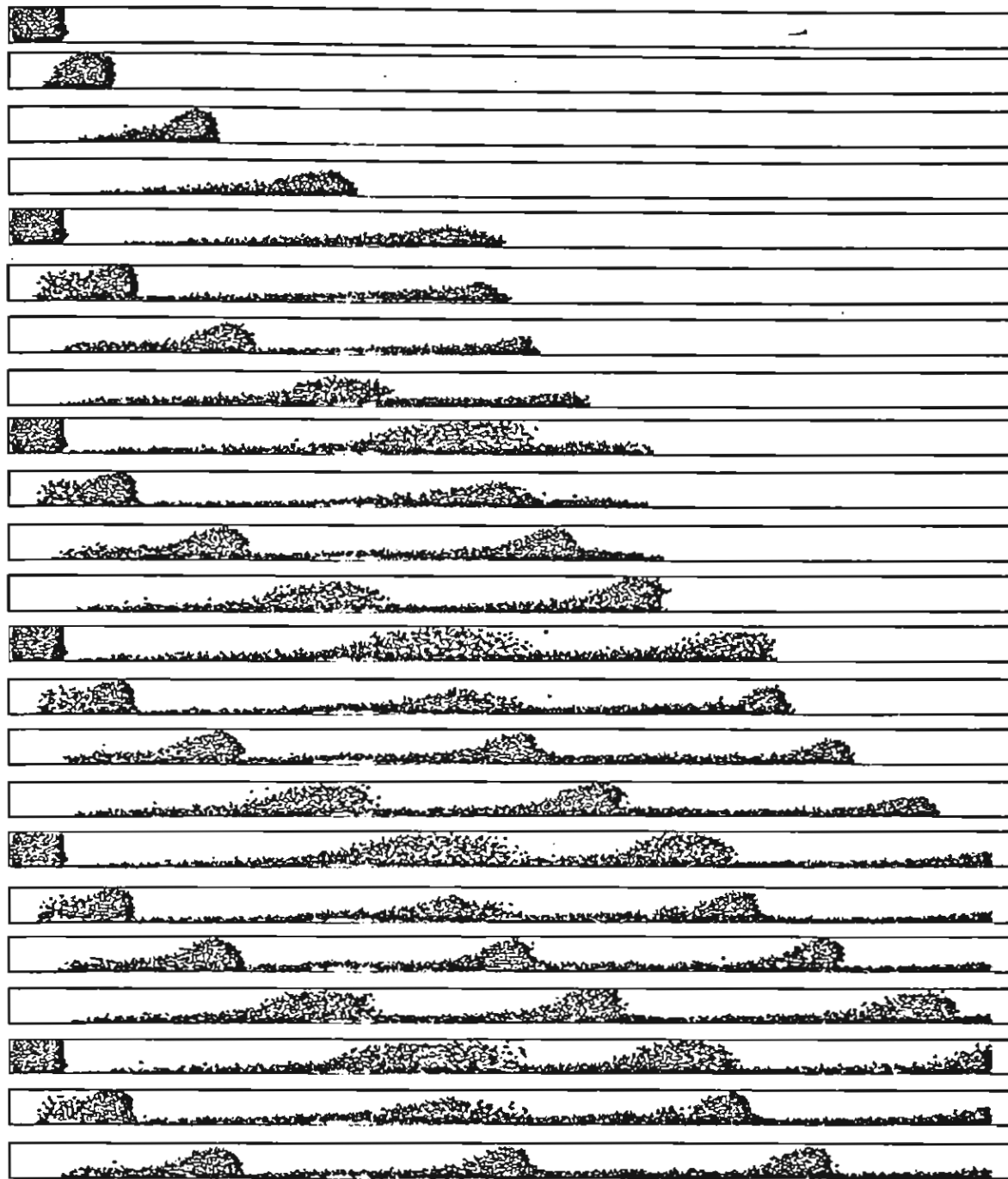
0.70

0.80

0.90

1.00

1.10



← 1000-mm →

รูปที่ 3 แสดงการเคลื่อนที่ของอนุภาคในแนวนอน
จำนวนอนุภาค 1000 (ความหนาประมาณ 40 mm.) ความเร็วก๊าซ 3.0 m/s