

การวิเคราะห์เชิงตัวเลขของการถ่ายโอนมวลสารภายในฟลูอิไดซ์เบดแบบสองมิติ ด้วยแบบจำลองซีเอฟดี-ดีอีเอ็ม

Numerical Analysis of Mass Transfer in a Two-Dimensional Fluidized Bed using CFD-DEM Model

<u>สุมล แซ่เฮง</u>¹* และ ธนิต สวัสดิ์เสวี²

¹ วิทยาลัยเทคโนโลยีอุตสาหกรรม มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ, 1518 ถนนพิบูลสงคราม วงศ์สว่าง บางชื่อ กรุงเทพมหานคร 10800 ² คณะพลังงาน สิ่งแวดล้อมและวัสดุ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี, 126 ถนนประชาอุทิศ บางมด ทุ่งครุ กรุงเทพฯ 10140 *ติดต่อ: sumols@kmutnb.ac.th, เบอร์โทรศัพท์ 0-2913-2500–24 ต่อ 6442, เบอร์โทรสาร 0-2913-2500-24 ต่อ 6427

บทคัดย่อ

ฟลูอิไดซ์เบดนำมาใช้อย่างกว้างขวางในวงการอุตสาหกรรมเนื่องจากมีประสิทธิภาพในการผสมและการอบแห้ง วิธีดิสตินอิลิเมนต์ (Distinct Element Method, DEM) ได้รับการยอมรับและเป็นที่สนใจอย่างยิ่งในการศึกษาพฤติกรรม ของการไหลแบบหลายสถานะ เนื่องจากเทคนิคนี้สามารถเก็บรายละเอียดข้อมูลของการไหลที่ซับซ้อนได้โดยไม่รบกวน ลักษณะทางกายภาพของการไหล ในงานวิจัยนี้ได้พัฒนาแบบจำลองการคำนวณพลศาสตร์ของไหลร่วมกับวิธีดิสตินอิลิเมนต์ (CFD-DEM) เพื่อใช้ทำนายความเข้มข้นของไอน้ำในแก๊สเฟสและรอบผิวอนุภาค โดยใช้เงื่อนไขในการจำลองที่ความเร็วลม ตลอดหน้าตัด 2.04 m/s, 2.22 m/s และ 2.41 m/s และอุณหภูมิทางเข้า 343 K ผลการจำลองพบว่า แบบจำลองที่ พัฒนาขึ้นมานี้สามารถทำนายความเข้มข้นได้ทั้งในแก๊สเฟสและรอบผิวอนุภาค ยิ่งไปกว่านั้น แบบจำลองนี้ยังสามารถใช้ คำนวนการถ่ายโอนมวลสารและการถ่ายโอนความร้อนภายในฟลูอิไดซ์เบดได้อีกด้วย

คำหลัก: วิธีดิสตินอิลิเมนต์/ฟลูอิไดซ์เบด/ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสาร

Abstract

Fluidized beds are widely used in many industries since they are effective in both mixing and drying. The distinct element method (DEM) has recently received more attention for investigating the phenomena of multiphase flow because the technique is effective in gathering detailed information on the complex phenomena without physically disturbing the flows. In this study, a combined CFD-DEM model was developed for predicting the concentration of water vapor in gas and particle phase. The conditions used in this simulation are following: the superficial gas velocity of 2.04, 2.22 and 2.41 m/s and inlet temperature of 343 K. The simulation results showed that the developed model could predict the concentration profiles both in gas and particle phase. Furthermore, the developed model could extend for calculating the mass and heat transfer in a fluidized bed.

Keywords: Distinct Element Method/Fluidized Bed /Mass Transfer Coefficient



1. บทนำ

ฟลูอิไดเซชันเป็นอีกเทคโนโลยีหนึ่งที่ถูกนำมา แก้ปัญหาทางด้านพลังงานความร้อนและการถ่ายโอน มวลสาร เช่น นำไปใช้ในระบบความร้อนร่วมในโรงไฟฟ้า และโรงงงานอุตสาหกรรม นอกจากนี้งานของฟลูอิไดเซชัน ยังมีประโยชน์อย่างมากต่อวงการอุตสาหกรรม เช่น อุตสาหกรรมการอบแห้ง (Drying) การผสม (Mixing) การเคลือบเม็ดยา (Tablet coating) การทำสารให้ เป็นเม็ด (Granulation) และการทำปุ๋ยให้เย็น (Cooling of fertilizers) เป็นต้น การศึกษาพฤติกรรมการเคลื่อนที่ ของอนุภาคตลอดจนการถ่ายโอนมวลสารภายในฟลูอิไดซ์เบด จึงมีความสำคัญเป็นอย่างมาก เพราะทำให้ทราบถึง พฤติกรรมต่าง ๆ ที่เกิดขึ้นภายในฟลูอิไดซ์เบดซึ่งสามารถ นำไปประยุกต์ใช้ในงานอุตสาหกรรมได้ [1] ปัจจุบันนี้การ นำคอมพิวเตอร์มาประยุกต์ใช้ในการจำลองการไหล แบบหลายสถานะทำได้อย่างมีประสิทธิภาพ วิธีดีสติน-อิลิเมนต์ (Distinct Element Method, DEM) [2] เป็น ้วิธีหนึ่งที่สามารถทำนายพฤติกรรมของอนุภาคใน ฟลูอิไดซ์เบดได้แม่นยำ [3-9] ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึง ประยุกต์การคำนวณทางพลศาสตร์ของไหลร่วมกับ DEM [10] เพื่อใช้ทำนายความเข้มข้นของน้ำในสภาวะไอทั้งที่ ้อยู่ในอากาศและอยู่รอบๆ อนุภาค

2. วิธีการดำเนินงานวิจัย 2.1 การพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์

สมการทางคณิตศาสตร์ที่นำมาใช้ในการคำนวณของไหล ประกอบด้วย สมการความต่อเนื่อง (Continuity Equation) สมการโมเมนตัม (Momentum Equation) สมการความเข้มข้นของน้ำในสภาวะไอ ระเบียบวิธีเชิง ตัวเลขที่นำมาใช้ในการคำนวณการไหลของของไหลคือ Semi-Implicit Method for Pressure-Linked Equation (SIMPLE) [11] สำหรับการถ่ายโอนมวลสารที่เกิดขึ้นใน ฟลูอิไดซ์เบดจะใช้ความสัมพันธ์ของ Fogler [12] สมการ ที่ใช้ในส่วนของอนุภาค คือ สมการการเคลื่อนที่ของนิวตัน สมการความเข้มข้นของน้ำในสภาวะไอที่อยู่รอบอนุภาค ขนาดของฟลูอิไดซ์เบดที่ใช้จำลองมีขนาด ยาว 0.15 m กว้าง 0.022 m สูง 1 m อนุภาคที่ใช้คือลูกแก้วมีขนาด เส้นผ่านศูนย์กลาง 0.004 m จำนวน 12,000 ลูก

2.2 สมการการเคลื่อนที่ของของไหล

ในการคำนวณการเคลื่อนที่ของของไหล (Fluid motion) [13-14] สำหรับงานวิจัยนี้ใช้วิธีไฟไนต์วอลุ่ม (Finite volume) โดยพิจารณาถึงแรงกระทำระหว่าง อนุภาคและของไหล (Interaction force, *F_µ*) ร่วมด้วย สมการหลักที่นำมาใช้ในการคำนวณของไหล คือ สมการความต่อเนื่อง (Continuity Equation)

$$\frac{\partial(\varepsilon\rho_{g})}{\partial t} + \nabla \cdot \left(\varepsilon\rho_{g}u\right) = 0 \tag{1}$$

สมการโมเมนตัม (Momentum Equation)

$$\frac{\partial(\varepsilon\rho_{g}u)}{\partial t} + \nabla \cdot \left(\varepsilon\rho_{g}uu\right) = -\varepsilon\nabla\rho + F_{\rho_{i}} \quad (2)$$

เนื่องจากความเร็วของของไหลที่กระจายผ่านเบดนิ่ง (Fixed bed) เป็นการไหลแบบราบเรียบ ดังนั้นจึง พิจารณาให้ของไหลไม่มีความหนืด (Inviscid) และเบดมี ความลึกเพียง 22 mm เพื่อให้สะดวกในการคำนวณจึง พิจารณาการคำนวณของไหลเป็นแบบสองมิติ โดย

$$F_{pi} = \beta \left(\overline{v}_{p} - u \right) \tag{3}$$

ค่าสัมประสิทธิ์ β จะหาได้จากความสัมพันธ์ของ Ergun (Ergun's correlation) [15] และ Wen and Yu (Wen and Yu's correlation) [16-17] ดังสมการที่ 4 และ 5 ตามลำดับ

ค่าสัดส่วนช่องว่าง
$$\varepsilon$$
≤0.8

$$\beta = \frac{(1-\varepsilon)\mu}{\varepsilon d_{\rho}^{2}} \left[150(1-\varepsilon) + 1.75\varepsilon \rho_{g} d_{\rho} \frac{\left|\overline{V}_{\rho} - u\right|}{\mu} \right]$$
(4)

ค่าสัดส่วนช่องว่าง $arepsilon\!>\!0.8$

$$\beta = \frac{3}{4} C_{p} \frac{\varepsilon(1-\varepsilon)}{d_{p}} \rho_{g} \left| \overline{V}_{p} - u \right| \varepsilon^{-2.7}$$
(5)

$$C_{_D} = 24(1+0.15Re^{0.687})/Re$$

for $Re \le 1000$ (6)

$$C_D = 0.43$$

for $Re > 1000$ (7)

ค่า Reynolds number หาได้จาก

$$Re = \frac{\left|\overline{\nabla_{p}} - u\right| \rho_{s} \mathcal{E}d_{p}}{\mu}$$
(8)



2.3 สมการการเคลื่อนที่ของอนุภาค

สมการข้อที่สองของนิวตันถูกนำมาประยุกต์ใช้เพื่อ คำนวณการเคลื่อนที่ของแต่ละอนุภาคซึ่งพิจารณาแรง เนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก (F_s) แรงต้านระหว่างของไหล และอนุภาค (F_D) และแรงสัมผัสระหว่างอนุภาค (F_C) โดย ที่แรงสัมผัสนี้หาได้จากวิธีดีสตินอิลิเมนต์ (DEM) ดัง แบบจำลองวัสดุทรงกลมแบบอ่อน (Soft sphere model) และแรงสัมผัสที่เกิดขึ้นระหว่างอนุภาคทรงกลมเหล่านี้ จำลองได้ด้วยแรงสปริง (Spring) ตัวหน่วง (Dash-pot) และสไลเดอร์ (Friction slider) ตามลำดับ ดังนั้นสมการ การเคลื่อนที่ของอนุภาคแสดงได้ดังนี้

$$\boldsymbol{F}_{c} + \boldsymbol{F}_{p} + \boldsymbol{F}_{e} = m\boldsymbol{a} \tag{9}$$

การเคลื่อนที่แบบหมุนของอนุภาคเกิดขึ้นจากแรงในแนว เฉือน (Tangential force) คำนวณได้จาก

$$\alpha = \frac{T}{I} \tag{10}$$

2.4 สมการความเข้มข้นของน้ำในสภาวะไอ

การถ่ายโอนมวลสารจะเกิดขึ้นเมื่อของผสมภายในเบด มีการเคลื่อนที่ทั้งแบบเฟสเดียวกันหรือต่างเฟส เนื่องจาก ความแตกต่างของความเข้มข้น สมการการถ่ายโอนมวลสาร สำหรับของไหลที่เป็นก๊าซแสดงดังสมการที่ 11

$$\frac{\partial \left(\varepsilon C_{A}\right)}{\partial t} + \frac{\partial \left(\varepsilon u_{i}\right)}{\partial x_{i}} = D_{AB}\left(\frac{\partial^{2}\left(\varepsilon C_{A}\right)}{\partial^{2} x_{i}}\right) + \frac{6\left(1-\varepsilon\right)}{d_{p}}k_{g}\left(C_{A,g}-C_{A}\right)$$
(11)

สมการสำหรับการถ่ายโอนมวลสารรอบผิวของอนุภาค เขียนได้ดังสมการที่ 12

$$\frac{\partial C_{A,S}}{\partial t} \left(1 - \varepsilon \right) = -\frac{6\left(1 - \varepsilon\right)}{d_{p}} k_{g} \left(C_{A,S} - C_{A} \right)$$
(12)

โดยที่

 $C_{A,S} =$ ค่าความเข้มข้นของไอน้ำรอบอนุภาค, mol/m³ $C_A =$ ค่าความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศ, mol/m³ $k_g =$ สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสาร, m/s สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารระหว่างก๊าซและอนุภาค ภายในฟลูอิดเซล (k_g) คำนวณได้จากความสัมพันธ์ของ Foglor [12]

$$k_{g} = 0.4548 Re^{-0.4069} \left[\frac{D_{AB}}{\varepsilon d_{p}} \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}} \right)^{1/3} Re \right]$$

for $Re < 10$ (13)

$$k_{g} = \left(\frac{0.765}{Re^{0.82}} + \frac{0.365}{Re^{0.368}}\right) \left[\frac{D_{AB}}{\varepsilon d_{p}} \left(\frac{\mu}{\rho D_{AB}}\right)^{1/3} Re\right]$$

for $Re \ge 10$ (14)

2.5 เงื่อนไขการจำลอง (Simulation Conditions)

ตารางที่ 1 แสดงสมบัติของอนุภาคและขนาดของ เบดที่ใช้ในการจำลอง

ตารางที่ 1	สมบัติของอนุภาคและขนาดของเบดที่ใช้ใน
การจำลอง	

Туре	Parameter	Simulation
Glass bead	Number	12,000
	Diameter (m)	0.004
	Density (kg/m ³)	2,500
	Initial temperature	303
	(K)	
Air	Initial temperature	303
	(K)	
	Inlet temperature (K)	343
	Superficial velocity	1.0 - 3.8
	(m/s)	
Vessel	Width (m)	0.150
	Depth (m)	0.022
	Height (m)	1
	Dimension of a	0.01×0.022
	nozzle (m ²)	
Calculation	Time step (s)	0.0002
	Dimension of fluid	0.01 × 0.02
	Cell (m ²)	

เงื่อนไขเริ่มต้น (Initial conditions) และเงื่อนไขขอบเขต (Boundary Conditions) ของฟลูอิไดซ์เบดที่มีตัวกระจายลม แบบสามช่องที่ผนังด้านล่าง แสดงดังรูปที่ 1 การประชุมวิชาการเครือข่ายวิศวกรรมเครื่องกลแห่งประเทศไทย ครั้งที่ 26 ตุลาคม 2555 จังหวัดเชียงราย





รูปที่ 1 เงื่อนไขในการคำนวณของฟลูอิไดซ์เบดที่มีตัว กระจายลมแบบสามช่องที่ผนังด้านล่าง

3. ผลการจำลองและการวิเคราะห์ผล

สำหรับงานวิจัยนี้ได้ศึกษาการถ่ายโอนมวลสารภายใน ฟลูอิไดซ์เบดแบบสองมิติด้วยแบบจำลองซีเอฟดี - ดีอีเอ็ม โดยแบ่งผลการวิเคราะห์แบบจำลองออกเป็นสามส่วน คือ การกระจายความเข้มข้นในสถานะก๊าซ (Concentration profiles in gas phase) ความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิว ของอนุภาค (Concentration profiles in particle phase) และค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารระหว่าง ก๊าซและอนุภาค (Mass transfer coefficient between gas and particles) ผลการวิเคราะห์สรุปได้ดังนี้

3.1 การกระจายความเข้มข้นในก๊าซเฟส

สำหรับงานวิจัยนี้ การกระจายความเข้มข้นในก๊าซเฟส จะวิเคราะห์ในรูปแบบของความเข้มข้นของไอน้ำในเทอม ไร้หน่วย (*C_A/C_{A,sat}*) เพื่อให้ง่ายต่อการคำนวนจึงกำหนดให้ ที่สภาวะเริ่มต้นมีไอน้ำอิ่มตัวทั้งในอากาศและรอบผิว ของอนุภาค (*C_{A,s}/C_{A,sat}* = 1) โดยที่ทางเข้าของฟลูอิไดซ์เบด มีการฉีดอากาศแห้งที่ปราศจากไอน้ำ (*C_{A,et}/C_{A,sat}* = 0)

ความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศในเทอมไร้หน่วยภายใน ฟลูอิไดซ์เบดที่ไม่มีตัวกระจายลม ณ เวลาต่าง ๆ (A) 1.1 *u_{mf}* (2.04 m/s), (B) 1.2 *u_{mf}* (2.22 m/s) และ (C) 1.3 *u_{mf}* (2.41 m/s) รายละเอียดแสดงในรูปที่ 2 จาก การคำนวนพบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศ ภายในเบดมีค่าลดลงเป็นสัดส่วนกับความสูงของเบด ที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศที่ ทางเข้ามีค่าเท่ากับศูนย์ จึงทำให้เกิดการถ่ายโอนมวลสาร ระหว่างไอน้ำรอบ ๆ อนุภาคและอากาศที่เข้ามาแทนที่ภายใน เบด ผลการคำนวนทำให้ทราบว่า ความเข้มข้นของไอน้้ำที่ คำนวนได้มีค่าค่อนข้างสม่ำเสมอตลอดหน้าตัดที่ระดับ ความสูงเดียวกัน อย่างไรก็ตามจากผลการวิเคราะห์พบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำที่บริเวณใกล้ผนังด้านข้างของเบดมีค่า ค่อนข้างต่ำเมื่อเปรียบเทียบกับบริเวณอื่นที่ระดับความสูง เดียวกัน ทั้งนี้เนื่องจากผลของ channeling effect ที่มักจะ เกิดขึ้นบริเวณใกล้กับผนังด้านข้างของเบด ยิ่งไปกว่านั้นยัง พบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำที่ระดับความสูงต่าง ๆ จะลดลง แปรผันตามความเร็วลมตลอดหน้าตัดที่เพิ่มขึ้น



รูปที่ 2 การกระจายความเข้มข้นของไอน้ำใน อากาศในเทอมไร้หน่วยภายในฟลูอิไดซ์เบดที่ไม่มีตัวกระจายลม ณ เวลาต่าง ๆ (A) 1.1 *u_{mf}* (2.04 m/s), (B) 1.2 *u_{mf}* (2.22 m/s) และ (C) 1.3 *u_{mf}* (2.41 m/s).

สำหรับรูปแบบของการกระจายความเข้มข้นของไอน้ำ ในอากาศในเทอมไร้หน่วยภายในฟลูอิไดซ์เบดที่มีตัวกระจายลม



แบบหนึ่งช่องที่ผนังด้านล่าง ณ เวลาต่าง ๆ (A) 1.1 *u_{mf}* (2.04 m/s), (B) 1.2 *u_{mf}* (2.22 m/s) และ (C) 1.3 *u_{mf}* (2.41 m/s) รายละเอียดแสดงดังรูปที่ 3 จากผล การคำนวณพบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศที่ บริเวณทางเข้าจะมีค่าน้อยกว่าบริเวณอื่น ๆ ภายในเบด สาเหตุเนื่องจากอากาศที่ทางเข้าเป็นอากาศแห้ง และ นอกจากนี้ยังพบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศที่ ระดับความสูงต่าง ๆ ของเบดจะมีค่าแปรผันตามการเพิ่ม ความเร็วลมที่ทางเข้าสู่เบด





รูปที่ 4 แสดงรูปแบบของการกระจายความเข้มข้นของ ไอน้ำในอากาศในเทอมไร้หน่วยภายในฟลูอิไดซ์เบดที่มี ตัวกระจายลมแบบสามช่องที่ผนังด้านล่างที่ความเร็วลมค่า ต่าง ๆ จากการคำนวณพบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำใน อากาศที่ใกล้บริเวณทางเข้าสู่เบดมีค่าน้อยกว่าบริเวณ อื่น ๆ ทั้งนี้เพราะอากาศที่ทางเข้าเป็นอากาศแห้งที่ ปราศจากไอน้ำ



รูปที่ 4 การกระจายความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศ ในเทอมไร้หน่วยภายในฟลูอิไดซ์เบดที่มีตัวกระจายลม แบบสามช่องที่ผนังด้านล่าง ณ เวลาต่าง ๆ (A) 1.1 umf (2.04 m/s), (B) 1.2 umf (2.22 m/s) และ (C) 1.3 umf (2.41 m/s)

สำหรับฟลูอิไดซ์เบดที่มีการติดตั้งตัวกระจายลมแบบ สามช่องนี้จะส่งผลให้ความเข้มข้นของไอน้ำในอากาศมีค่า ค่อนข้างสม่ำเสมอที่ความสูงระดับต่าง ๆ กันทั่วทั้งเบดเมื่อ พิจารณาจากเวลาที่เพิ่มขึ้นทุก ๆ 0.04 วินาที โดยที่ ค่าความเข้มข้นข้นของไอน้ำในอากาศที่ระดับความสูง ต่าง ๆ ของเบดจะลดลงเมื่อความเร็วลมตลอดหน้าตัด เพิ่มขึ้น



3.2. ความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิวของอนุภาค

สำหรับงานวิจัยนี้ ค่าความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิว ของอนุภาคในเทอมไร้หน่วย (C_{A.s}/C_{A.sat}) คือ สัดส่วนของ ความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิวของอนุภาคและความเข้มข้น ของไอน้ำอิ่มตัวในก๊าซเฟส (C_{A,e}/C_{A,sat}) รูปที่ 5. แสดง รูปแบบของการกระจายความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิว ของอนุภาคสำหรับกรณีที่ฟลูอิไดซ์เบดไม่มีการติดตั้ง ้ตัวกระจายลม จากผลการคำนวนพบว่า ค่าความเข้มข้น ของไอน้ำรอบผิวของอนภาคในเทอมไร้หน่วยจะลดลง ตามอากาศที่เข้ามาจากทางด้านล่าง และเป็นที่สังเกตว่า ความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิวของอนุภาคนี้จะมีค่า ้ค่อนข้างสม่ำเสมอที่ระดับความสูงเบดเดียวกัน อย่างไรก็ ตาม ความเข้มข้นของไอน้ำที่บริเวณใกล้กับผนัง ด้านข้างของเบดจะมีค่าค่อนข้างต่ำกว่าบริเวณอื่น ๆ ทั้งนี้เนื่องจากผลของ channeling effect ที่เกิดขึ้น ้นอกจากนี้ยังพบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิวของ อนุภาคจะมีค่าลดลงเมื่อเวลาเพิ่มขึ้น นั่นแสดงให้เห็นว่า มีการถ่ายโอนมวลสารเกิดขึ้นระหว่างอนุภาคและ แก๊สเฟสภายในฟลูอิไดซ์เบด



รูปที่ 5 การกระจายความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิว ของอนุภาคในเทอมไร้หน่วยภายในฟลูอิไดซ์เบดที่ไม่มีตัว กระจายลมที่ผนังด้านล่าง ณ เวลาต่างๆ (A) 1.1 umf (2.04 m/s), (B) 1.2 umf (2.22 m/s) และ (C) 1.3 umf (2.41 m/s)

รูปที่ 6 แสดงรูปแบบของการกระจายความเข้มข้น ของไอน้ำรอบผิวของอนุภาคสำหรับกรณีที่ฟลูอิไดซ์เบดมี การติดตั้งตัวกระจายลมแบบหนึ่งช่องที่ความเร็วลมต่าง ๆ ้จากการวิเคราะห์พบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำในรอบผิว ของอนภาคในเทอมไร้หน่วยที่บริเวณใกล้ทางเข้าส่เบดมีค่า น้อยกว่าบริเวณอื่น ๆ และเห็นได้ชัดเจนว่า การติดตั้ง ตัวกระจายลมแบบหนึ่งช่องนี้ทำให้อนุภาคบางส่วนยังคง หยุดนิ่ง (dead zone) ที่บริเวณใกล้ผนังด้านข้าง ณ เวลา 0.04 วินาที อย่างไรก็ตามอนุภาคบริเวณดังกล่าวจะค่อย ๆ เคลื่อนที่เมื่อความเร็วลมตลอดหน้าตัดเพิ่มมากชึ้น จาก การสังเกตยังพบอีกว่า ความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิวของ อนุภาคที่บริเวณผนังด้านข้างที่ความเร็วลม 1.2 และ 1.3 umf จะมีค่าค่อนข้างมากกว่าความเข้มเข้มข้นของไอน้ำ รอบผิวของอนุภาคที่ความเร็วลม 1.1 umf ทั้งนี้สาเหตุ น่าจะมาจากฟองอากาศที่เกิดขึ้นเฉพาะตรงบริเวณแกนกลาง เบดซึ่งส่งผลโดยตรงทำให้อากาศไหลผ่านในบริเวณนี้ก่อน ้ดังนั้นการที่อากาศไหลผ่านบริเวณใกล้ผนังเบดค่อนข้าง น้อยย่อมส่งผลให้การถ่ายโอนมวลสารในบริเวณนี้ลดน้อยลง ตามไปด้วย



รูปที่ 6 การกระจายความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิว ของอนุภาคในเทอมไร้หน่วยภายในฟลูอิไดซ์เบดที่มี ตัวกระจายลมแบบหนึ่งช่องที่ผนังด้านล่าง ณ เวลาต่าง ๆ (A) 1.1 umf (2.04 m/s), (B) 1.2 umf (2.22 m/s) และ (C) 1.3 umf (2.41 m/s)



ฟองอากาศ(bubble) ที่เกิดขึ้นในเบดเมื่อความเร็วสูงขึ้น ทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารลดลง ใน การจำลองนี้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารที่นำมาใช้ คือความสัมพันธ์ของ Foglor [14] ซึ่งเป็นความสัมพันธ์ใน กรณีเบดนิ่ง (Fixed bed)

จากรูปที่ 8 แสดงให้เห็นว่า ค่าสัมประสิทธิ์ การถ่ายโอนมวลสารเฉลี่ยของฟลูอิไดซ์เบดที่ไม่มี การติดตั้งตัวกระจายลมมีค่าใกล้เคียงกับฟลูอิไดซ์เบดที่มี การติดตั้งตัวกระจายลมแบบสามช่อง ขณะที่ค่า สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารเฉลี่ยของฟลูอิไดซ์เบดที่ มีการติดตั้งตัวกระจายลมแบบหนึ่งช่องมีค่าน้อยกว่าสอง กรณีแรก



รูปที่ 8 ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารเฉลี่ยระหว่าง ก๊าซและอนุภาคภายในฟลูอิไดซ์เบด

4. สรุปผลการจำลอง

การวิเคราะห์เซิงตั่วเลขของการถ่ายโอนมวลสารภายใน ฟลูอิไดซ์เบดแบบสองมิติด้วยแบบจำลองซีเอฟดี-ดีอีเอ็ม สามารถใช้ทำนายการกระจายความเข้มข้นของน้ำใน สภาวะไอทั้งที่อยู่ในอากาศและอยู่รอบๆ อนุภาคได้เป็น อย่างดี โดยค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารเฉลี่ยของ ฟลูอิไดซ์เบดลดลงเมื่อความเร็วตลอดหน้าตัดเพิ่มขึ้น เนื่องจากความแตกต่างของความเข้มข้นระหว่างก๊าซและ อนุภาคลดลงเมื่อความเร็วลมตลอดหน้าตัดมีค่าสูง ค่า สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารเฉลี่ยของฟลูอิไดซ์เบดที่ ไม่มีการติดตั้งตัวกระจายลมมีค่าใกล้เคียงกับฟลูอิไดซ์เบด ที่มีการติดตั้งตัวกระจายลมแบบสามช่อง และค่า สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารเฉลี่ยของฟลูอิไดซ์เบดที่ มีการติดตั้งตัวกระจายลมแบบหนึ่งช่องมีค่าน้อยกว่าสอง กรณีแรก

รูปที่ 7 รูปแบบของการกระจายความเข้มข้นของ ไอน้ำรอบผิวของอนุภาคในเทอมไร้หน่วยสำหรับกรณีที่ ฟลูอิไดซ์เบดมีการติดตั้งตัวกระจายลมแบบสามช่องที่ ความเร็วลมต่างๆ จากการคำนวนพบว่า ความเข้มข้น ไร้หน่วยรอบผิวของอนุภาคของฟลูอิไดซ์เบดมีการติดตั้ง ตัวกระจายลมแบบสามช่องมีค่าค่อนข้างสม่ำเสมอที่ ระดับความสูงเดียวกัน เมื่อเพิ่มความเร็วลมตลอดหน้าตัด พบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำที่ระดับความสูงต่าง ๆ ของ เบดมีค่าใกล้เคียงกัน ทั้งนี้น่าจะเป็นเพราะอนุภาคเกิด การผสมกันเป็นอย่างดีเมื่อมีการเพิ่มความเร็วลมตลอด หน้าตัด แต่อย่างไรก็ตามที่เวลา 0.04 วินาที พบว่า ความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิวของอนุภาคที่คำนวนได้ใน บริเวณใกล้ผนังด้านข้างยังคงมีค่าต่ำกว่าบริเวณอื่น ๆ



รูปที่ 7 การกระจายความเข้มข้นของไอน้ำรอบผิว ของอนุภาคในเทอมไร้หน่วยภายในฟลูอิไดซ์เบดที่มี ตัวกระจายลมแบบสามช่องที่ผนังด้านล่าง ณ เวลาต่าง ๆ (A) 1.1 umf (2.04 m/s), (B) 1.2 umf (2.22 m/s) และ (C) 1.3 umf (2.41 m/s)

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารระหว่างก๊าซ และอนุภาค

จากผลจากวิเคราะห์พบว่า ค่าสัมประสิทธิ์การ ถ่ายโอนมวลสารเฉลี่ยภายในเบดจะลดลงเมื่อความเร็วลม ตลอดหน้าตัดมีค่าเพิ่มมากขึ้น ทั้งนี้อาจเนื่องมาจาก



5. กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนขอขอบคุณ สำนักงานนโยบายและแผน พลังงาน (สนพ.) ที่ให้ทุนสนับสนุนการทำวิจัยในครั้งนี้

6. เอกสารอ้างอิง

[1] Mourad, M., Hemati, M., Steinmetz, D. and Laguerie, C. (1997). How to Use Fluidization to Obtain Drying Kinetics Coupled with Quality Evolution, *Drying Technology*, Vol. 15, pp. 2195-2209.

[2] Cundall, P.A. and Strack, O.D.L. (1979). ADiscrete Numerical Model for GranularAssemblies, *Geotechnique*, Vol. 29, pp. 47 – 65.

[3] Tsuji, Y., Tanaka, T. and Ishida, T. (1992). Lagrangian Numerical Simulation of Plug Flow of Cohesionless Particles in a Horizontal Pipe, *Powder Technology*, Vol. 71, pp. 239-250.

[4] Xu, B.H. and Yu, A.B. (1997). Numerical Simulation of the Gas-Particle Flow in a Fluidized Bed by Discrete Particle Method with Computational Fluid Dynamics, *Chemical Engineering Science*, Vol. 52, p. 2785.

[5] Kawaguchi, T., Tanaka, T. and Tsuji, Y. (1998). Numerical Simulation of Two-Dimensional Fluidized Beds using the Discrete Element Method (Comparison between the Two-and Three-Dimensional Models), *Powder Technology*, Vol. 96, pp. 129-138.

[6] Kaneko, Y., Shiojima, T. and Horio, M. (1999). DEM Simulation of Fluidized Beds for Gas-Phase Olefin Polymerization, *Chemical Engineering Science*, Vol. 54, pp. 5809-5821.

[7] Limtrakul, S., Boonsrirat, A. and Vatanatham, T. (2004). DEM Modeling Simulation of a Catalytic Gas-Solid Fluidized Bed Reactor: a Spouted Bed as a Case Study, *Chemical Engineering Science*, Vol. 59, pp. 5225-5231.

[8] Swasdisevi, T., Tanthapanichakoon, W., Charinpanitkul, T., Kawaguchi, T., Tanaka T. and Tsuji, Y. (2004). Investigation of Fluid and Coarse-Particle Dynamics in a Two - Dimensional Spouted Bed, *Chemical Engineering Technology*, Vol. 27, pp. 971-981.

[9] Swasdisevi, T., Tanthapanichakoon, W., Charinpanitkul, T., Kawaguchi, T., Tanaka, T. and Tsuji, Y. (2005). Prediction of Gas-Particle Dynamics and Heat Transfer in a Two-Dimensional Spouted Bed, *Advanced Powder Technology*, Vol. 16, pp. 275-293.

[10] Tsuji, Y., Kawaguchi, T. and Tanaka, T. (1993). Discrete Particle Simulation of Two-Dimensional Fluidized Bed, *Powder Technology*, Vol. 77, pp. 79-87.

[11] Patankar, S.V. (1980). Numerical Heat Transfer and Fluid Flow, Hemisphere, New York.
[12] Fogler, H.C. (1998). Elements of Chemical Reaction Engineering, 2nd edition, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ.

[13] Anderson, J.D. (1995). *COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS: The Basics with Applications*, McGraw-Hill, Singapore, pp. 37-94.

[14] Versteeg, H.K. and Malalasekera, W. (1995).An introduction to Computational FluidDynamics: The Finite Volume Method, LongmanScientific & Technical, Malaysia,

рр. 10-39.

[15] Ergun, S. (1952). Fluid Flow through Packed Columns, *Chemical Engineering Progress*, Vol. 48, pp. 89-94.

[16] Wen, C.Y. and Yu, Y.H. (1996a). A Generalized Method for Predicting the Minimum Fluidization Velocity, *AIChE Journal*, Vol. 12, pp. 610-612.

[17] Wen, C.Y. and Yu, Y.H. (1996b). *Mechanics* of *Fluidization*, In Chemical Engineering Symposium Series, Vol. 62, pp. 100-111.