



## รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์

โครงการ: การจำลองเชิงการคำนวณของไหลพลศาสตร์ของ  
การถ่ายเทความร้อนและมวลสารในกระบวนการเคลือบแบบ  
ฟลูอิดไดซ์เบดชนิดฉีดพ่นจากด้านบน

โดย นายวสันต์ ตัวงคำจันทร์

มิถุนายน 2558

(ព្រះរាជាណាចក្រកម្ពុជា ជាតិ សាសនា ព្រះមហាក្សត្រ រាជធានីភ្នំពេញ ខណ្ឌដូនពេញ ផ្ទះលេខ ២២ ផ្លូវលេខ ២២២ ភូមិបឹងកេងកង រាជធានីភ្នំពេញ)

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

សម្រាប់ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

២២២

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

លេខ ២២២

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

លេខ ២២២ លេខ ២២២ លេខ ២២២

## บทคัดย่อ

รหัสโครงการ : MRG5680155

ชื่อโครงการ : การจำลองเชิงคำนวณของไหลพลศาสตร์ของการถ่ายเทความร้อนและมวลสารในกระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตชนิดฉีดพ่นจากด้านบน

ชื่อนักวิจัย : นายวสันต์ ดั่งคำจันทร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม

E-mail Address : wasan.d@msu.ac.th

ระยะเวลาโครงการ : มิถุนายน 2556 – มิถุนายน 2558

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อจำลองการกระจายอุณหภูมิและความชื้นของอากาศ และหาความสูงเบตลอยตัวในกระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตชนิดฉีดพ่นจากด้านบน โดยใช้การคำนวณของไหลพลศาสตร์ (CFD) สำหรับการเปรียบเทียบผลของแบบจำลอง ใช้อุณหภูมิอากาศขาออกและความสูงเบตลอยตัวที่ทำนายได้จากแบบจำลอง CFD โดยเปรียบเทียบกับผลการทดลองที่ได้รายงานไว้ในเอกสารปริทัศน์ อุณหภูมิอากาศขาออกที่ได้จากการทำนายจากแบบจำลองที่สภาวะต่างๆ กันมีค่าสูงกว่าประมาณ 3-5 องศาเซลเซียส ในขณะที่ความสูงเบตลอยตัวที่ได้จากการทำนายโดยแบบจำลองและจากการทดลองมีความสอดคล้องกัน นอกจากนี้ แบบจำลองยังแสดงความสอดคล้องเชิงคุณภาพของโซนความร้อนที่เกิดขึ้นในกระบวนการกับผลที่สังเกตได้จากการทดลอง สรุปว่าแบบจำลอง CFD ที่ใช้ในงานวิจัยนี้สามารถนำมาใช้เพื่อหาความสูงเบตลอยตัวและแสดงคุณลักษณะของโซนความร้อนได้ แต่อย่างไรก็ตามแบบจำลองดังกล่าวยังต้องการการพัฒนาเพื่อเพิ่มความถูกต้อง

นอกจากการศึกษาเชิงตัวเลขของกระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตชนิดฉีดพ่นจากด้านบนอย่างละเอียดแล้ว งานวิจัยนี้ยังได้ศึกษาและทดลองเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเคลือบข้าวสารด้วยสารสกัดจากขิงข้าวโพดสีม่วง โดยใช้วิธีการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตชนิดฉีดพ่นจากด้านบนที่อุณหภูมิ 50 60 และ 70 องศาเซลเซียส และเวลาการฉีดพ่นเท่ากับ 5 10 และ 15 นาที จากผลการทดลองพบว่าอุณหภูมิอากาศขาเข้าส่งผลอย่างมีนัยสำคัญต่อการลดลงของความชื้นสุดท้ายเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ข้าวเกิดการแตกร้าวเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิและเวลาการฉีดพ่นสูงขึ้น เปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดไม่เปลี่ยนแปลงต่ออุณหภูมิในขณะที่มีแนวโน้มลดลงเมื่อเวลาการฉีดพ่นเพิ่มขึ้น ยกเว้นที่ 15 นาที นอกจากนี้ การฉีดพ่นที่เวลานานส่งผลให้ค่าสีโครมาสูงขึ้น นั้นหมายความว่าปริมาณของสารเคลือบเพิ่มขึ้น นอกจากนี้ งานวิจัยนี้ยังพบว่า การเพิ่มขึ้นของอุณหภูมิทำให้ค่าพินอลิกทั้งหมด ฟลาโวนอยด์ทั้งหมด และปริมาณแอนโธไซยานินรวมถึงกิจกรรมการต้านอนุมูลอิสระซึ่งหาได้จากวิธี DPPH และ FRAP ลดลง ในทางตรงกันข้าม ค่าต่างๆ เหล่านี้เพิ่มขึ้นเมื่อเวลาการฉีดพ่นเพิ่มขึ้น จากเกณฑ์การหาสภาวะที่เหมาะสมที่ให้ค่า desirability สูงสุดที่ 0.702 สภาวะที่เหมาะสมสำหรับการเคลือบข้าวสารคืออุณหภูมิอากาศเท่ากับ 50 องศาเซลเซียสและเวลาการฉีดพ่นเท่ากับ 14.87 นาที เพื่อให้ข้าวเคลือบที่ได้มีการแตกร้าวต่ำสุดและได้สารละลายเคลือบมากที่สุด

คำหลัก : ฟลูอิดไดซ์เบต เอนแคปซูเลชัน ออยเลอร์ ลากรานจ์ การไหลหลายเฟส การคำนวณของไหลพลศาสตร์

## Abstract

---

**Project Code :** MRG5680155

**Project Title :** CFD modeling of heat and mass transfer in a top-spray fluidized bed coating process

**Investigator :** Mr. Wasan DUANGKHAMCHAN, Mahasarakham University

**E-mail Address :** wasan.d@msu.ac.th

**Project Period :** June 2013 – June 2015

The objectives of this study were to model the air temperature and humidity distribution and to determine expanded bed heights in a top-spray fluidised bed coating process by using computational fluid dynamics (CFD). For model validation purposes, the outlet air temperatures and the expanded bed heights predicted from the CFD model were compared to those reported in literature. The model-predicted outlet air temperatures at different conditions were found to be overestimated, approximately 3-5 °C higher, while good agreement was found between measured and predicted expanded bed heights. In addition, the model also showed good qualitative agreement in the existence of different thermal zones in the fluidised bed with those observed in experiments. In conclusion, the CFD model could be employed to determine the expanded bed height and to characterise the thermal zones in the fluidised bed, while model development is still needed to increase the consistency regarding the outlet air temperature.

In addition to numerical study of the detailed top-spray fluidized bed coating process, we also experimentally investigated the optimal conditions for coating rice with the water extract of purple corn cob (PCC) using a top-spray fluidized bed coating method with variations of inlet air temperature of 50, 60 and 70°C and spraying time of 5, 10 and 15 min. The results showed that the inlet air temperature significantly influenced in reducing final MC with higher temperature. Fissured coated rice was higher with increasing temperature and spraying time. Percentage of head rice yield was not affected by inlet temperature, while it tended to decrease with longer spraying time except at 15 min. In addition, longer spraying time resulted in higher values of chroma implying a larger amount of coating solution. In addition, we found that increasing temperature decreased values of total phenolic, total flavonoids and total anthocyanins contents as well as their antioxidant activities as determined by DPPH and FRAP assays. In contrast, those values were increased when the spraying time increased. The same trend was found for anthocyanin composition. Based on the optimization criteria with the highest desirability of 0.702, we recommend the inlet air temperature of 50°C and spraying time of 14.87 min to obtain the minimum fissure and maximum coating material.

**Keywords :** Fluidized bed, encapsulation, Euler, Lagrange, Multiphase flow, Computational Fluid Dynamics

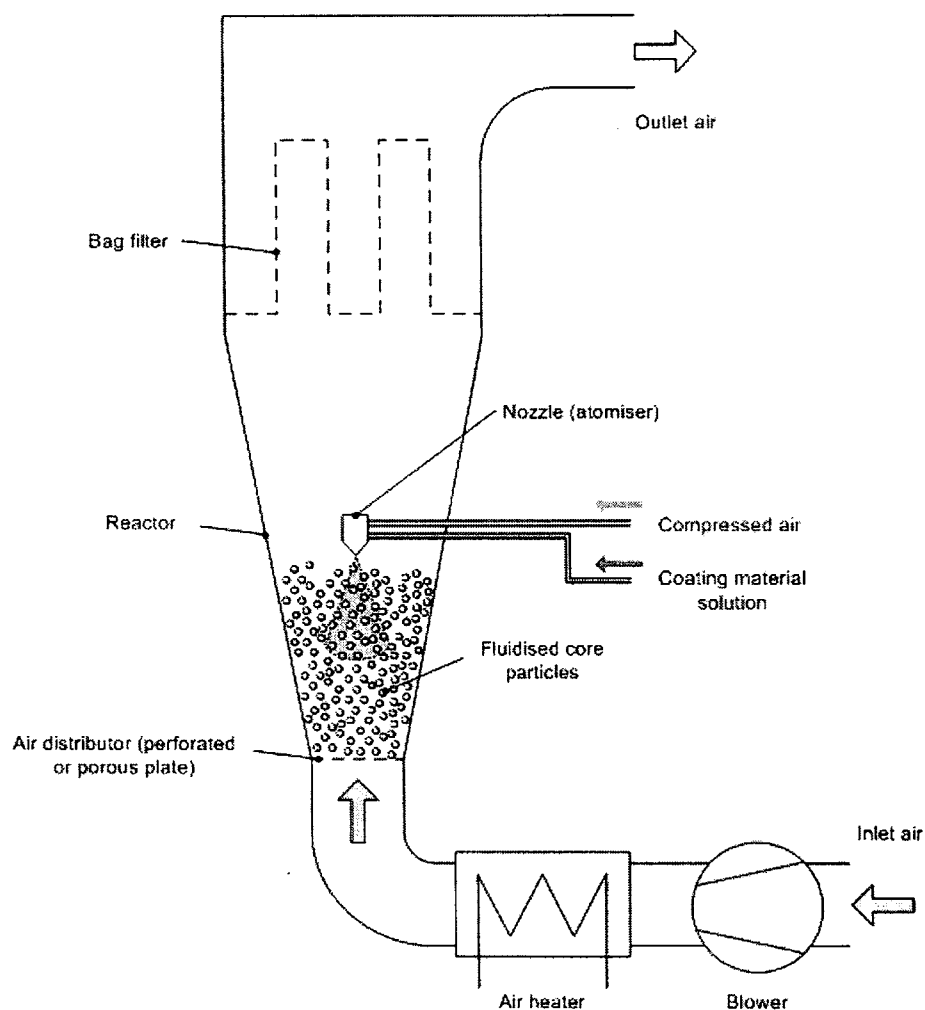
## การจำลองเชิงการคำนวณของไหลพลศาสตร์ของการถ่ายเทความร้อนและมวลสารในกระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์ เบตชนิดฉีดพ่นจากด้านบน

(CFD modeling of heat and mass transfer in a top-spray fluidized bed coating process)

### 1. ความสำคัญและที่มาของงานวิจัย

การเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตเป็นกระบวนการที่ซึ่งอนุภาคของแข็งถูกเคลือบโดยการพ่นฝอยสารละลายเคลือบเข้าไปในเบตของอนุภาค โดยชั้นเคลือบเกิดจากการกระทบกันเข้าไปข้ามระยะห่างของสารละลายเคลือบและอนุภาคของแข็งและการระเหยของสารละลาย (Ronsse et al., 2008, 2009; Turchiuli et al., 2011) เทคนิคนี้ได้ถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมมากมาย เช่น อุตสาหกรรมเคมีและเภสัชภัณฑ์ อุตสาหกรรมอาหารและเกษตร เป็นต้น (Heinrich et al., 2003) สำหรับในอุตสาหกรรมอาหาร Solis-Morales et al. (2009) ประยุกต์ใช้เครื่องเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตสำหรับเคลือบข้าวสาลีพองด้วยซ็อกโกเลตหวาน เพื่อลด attrition ที่เกิดในกระบวนการเคลือบแบบ pan ทั่วไป นอกจากนี้ยังสามารถประยุกต์ใช้ในเทคโนโลยีกระบวนการแปรรูปอาหารอื่นๆ เช่น การควบคุมการปลดปล่อยสาร การป้องกันวัสดุจากปฏิกิริยาที่เกิดจากสิ่งแวดล้อมภายนอก การลดฝุ่น การรักษากลิ่นรส เป็นต้น

ประเภทของการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตสามารถแบ่งได้ตามลักษณะการติดตั้งของหัวฉีด คือ ด้านข้าง (tangential-spray) ด้านบน (top-spray) และด้านล่าง (bottom-spray) เมื่อเปรียบเทียบลักษณะการใช้งานของทั้งสามประเภทพบว่า ในอุตสาหกรรมอาหารนิยมใช้กระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบตที่มีการฉีดสารละลายเคลือบจากด้านบน (top-spray fluidized bed coating) เนื่องจากว่าการเคลือบลักษณะนี้สามารถทำได้ง่ายและปรับเปลี่ยนได้ตามวัตถุประสงค์ของการใช้งาน (Dewettinck and Huyghebaert, 1999) ในกระบวนการเคลือบแบบดังกล่าว สารละลายเคลือบถูกฉีดเป็นละอองผ่านหัวฉีดที่มีการติดตั้งด้านบน โดยมีทิศทางของละอองของสารละลายพ่นลงบนเบตของอนุภาคของแข็งที่กำลังลอยตัวระบบของการเคลือบแบบ top-spray fluidized bed แสดงในรูปที่ 1 ถึงแม้ว่าการเคลือบแบบ top-spray fluidized bed ได้รับความนิยมและประสบความสำเร็จในการประยุกต์ใช้ในอุตสาหกรรมอาหาร แต่ก็ยังมีข้อเสียที่ต้องแก้ไขคือ การระเหยของละอองสารละลายเคลือบหมตกก่อนที่จะสัมผัสกับผิวของอนุภาคของแข็ง (spray-drying effect) ซึ่งปรากฏการณ์ดังกล่าวทำให้เกิดการสูญเสียวัตถุดิบเป็นจำนวนมาก นอกจากนี้แล้วยังเกิดการเกาะติดกันในกรณีที่สารละลายเคลือบที่เกาะอยู่บนผิวของอนุภาคระเหยไม่ทัน เมื่ออนุภาคของแข็งดังกล่าวกระทบกับอนุภาคข้างเคียงทำให้เกิดการเกาะติดกัน (Dewettinck and Huyghebaert, 1999; Werner et al., 2007) ในการแก้ปัญหาดังกล่าวจำเป็นต้องมีความเข้าใจในปรากฏการณ์ทุกอย่างที่เกิดขึ้นในกระบวนการเคลือบ ไม่ว่าจะเป็นการกระจายของอากาศ พลศาสตร์ของอนุภาค การเคลื่อนที่ของละอองสารละลายเคลือบ เป็นต้น เพื่อสามารถเลือกตัวแปรให้เหมาะสม (Teunon and Poncelet, 2002)



รูปที่ 1 ระบบการเคลือบแบบ top-spray fluidized bed

เนื่องจากมีตัวแปรมากมายในกระบวนการเคลือบแบบ top-spray fluidized bed เช่น สภาวะการเคลือบ คุณสมบัติของวัสดุ ซึ่งส่งผลต่อพลศาสตร์ของกระบวนการรวมถึงคุณภาพของการเคลือบ ดังนั้น จึงได้มีการศึกษามากมายเพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมของระบบซึ่งช่วยในการพัฒนาปรับปรุง ออกแบบระบบ ให้ได้ผลิตภัณฑ์เคลือบที่มีคุณภาพและมีประสิทธิภาพ ดังรายงานในบทความสรุปงานวิจัยของ Teunou and Poncelet (2002) ตัวอย่างเช่น Atarés et al. (2012) ได้ศึกษาผลของขนาดอนุภาคและการกระจายขนาดอนุภาคต่อความหนาของชั้นเคลือบและประสิทธิภาพการเคลือบ นอกจากนี้ คุณสมบัติของวัสดุที่ต้องการเคลือบแล้ว Palamanit et al. (2013) ยังได้ศึกษาผลของสภาวะการเคลือบซึ่งประกอบด้วย อุณหภูมิอากาศเข้า อัตราการฉีดพ่นสารละลายต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์ การหาสภาวะที่เหมาะสมไม่เพียงแต่ศึกษาได้โดยวิธีการทดลองเท่านั้น แต่ยังสามารถทำได้โดยใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ การศึกษาโดยวิธีการคำนวณเชิงพลศาสตร์ (Computational Fluid Dynamics, CFD) เป็นการวิเคราะห์เชิงคณิตศาสตร์ที่ถือได้ว่าเป็นเครื่องมือที่มีประสิทธิภาพสำหรับอธิบายการไหลของอนุภาค ไม่ว่าจะเป็นอยู่ในสถานะของแข็งหรือของเหลวในกระบวนการเคลือบแบบ fluidized bed (Duangkhamchan et al., 2011) นอกจากนั้นแล้ว การรวมเอาแบบจำลองสมดุลของจำนวนประชากร (population balance model) ยังสามารถอธิบายการเกิดชั้นเคลือบ การเกาะติด (agglomeration) และระเหยน้ำได้ (Ronsse et al., 2007a, 2007b; Mortier et al., 2011) ในช่วงสิบปีที่ผ่านมา ซึ่งเป็นช่วงที่มีความก้าวหน้าในด้านเทคนิคการคำนวณและมี

คอมพิวเตอร์ที่มีสมรรถนะสูง CFD ได้ถูกนำมาใช้อย่างประสบความสำเร็จเพื่อหาสถานะที่เหมาะสม ควบคุมกระบวนการ รวมถึงการออกแบบระบบ (Hajmohammadi et al., 2013a, 2013b; Hajmohammadi et al., 2014)

ในการไหลแบบหลายเฟส เช่น ฟลูอิดไดซ์เบดแบบก๊าซ-ของแข็ง นั้น นักวิจัยส่วนใหญ่ใช้ทั้งวิธี Euler-Euler และ Euler-Lagrange ในวิธี Euler-Euler ทั้งเฟสของของแข็งและก๊าซกระทำซึ่งกันและกันเหมือน interpenetrating continua ซึ่งหมายความว่าทั้งสองเฟสอยู่ในพื้นที่ที่กำหนดให้ในโดเมนของแบบจำลอง สำหรับในแต่ละเฟส สมการอนุรักษ์มวล พลังงานและโมเมนตัมจะถูกหาผลเฉลยและเสริมด้วยเทอมที่มีอันตรกิริยากัน เช่น drag force เพื่ออธิบายการคัปปลิงระหว่างเฟสก๊าซและอนุภาคของแข็ง (Mortier et al., 2011) ในทางกลับกัน ในวิธี Euler-Lagrange เฟสก๊าซยังคงถูกจำลองเป็นเฟสที่มีความต่อเนื่อง ในขณะที่ของแข็งที่อยู่ในระบบนั้นถูกจำลองเป็นรายอนุภาค โดยการหาผลเฉลยสมการการเคลื่อนที่ซึ่งอธิบายแรงทั้งหมดที่กระทำต่ออนุภาคนั้นๆ แรงต่างๆ ที่เกิดขึ้นประกอบด้วยแรงกระแทกระหว่างอนุภาคหรือระหว่างอนุภาคของแข็งกับผนัง (Taghipour et al., 2005) เนื่องจากจำนวนอนุภาคที่ตรวจพบได้ในระบบฟลูอิดไดซ์เบดมีมาก ดังนั้นการคำนวณเพื่อหาผลเฉลยของสมการในแต่ละอนุภาคจึงมากเช่นเดียวกัน ซึ่งเป็นข้อเสียของวิธี Euler-Lagrange นอกจากความยากในการสร้างแบบจำลองให้มีความถูกต้องของการไหลแบบเฟสก๊าซและของแข็งแล้ว การจำลองการเกิดละอองของเหลวและการระเหย รวมถึงกลไกการเกิดการเกาะตัวและชั้นเคลือบที่ตามมาในกระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบดโดยใช้วิธี Euler-Euler ก็ทำได้ยากมากเช่นเดียวกัน ดังนั้น วิธี Lagrange จึงเป็นวิธีที่สามารถจำลองกระบวนการที่มีความซับซ้อนได้ดีกว่าและเป็นธรรมชาติมากกว่า ในงานวิจัยของ Duangkhamchan et al. (2012) ได้ใช้ทั้งวิธี Euler (ร่วมกับสมการ population balance เพื่อศึกษาขนาดของละอองของเหลว) และวิธี Lagrange เพื่อเปรียบเทียบความสามารถในการจำลองการกระจายและลอยตัวจางลงของเหลวที่เกิดจากหัวฉีดแบบ two-fluid จากงานวิจัยดังกล่าวพบว่าวิธี Lagrange ให้ผลที่ใกล้เคียงกับผลจากการทดลองมากที่สุด นอกจากนั้น วิธี Lagrange ยังถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายสำหรับอธิบายทั้งการถ่ายเทความร้อนและมวลสารที่เกิดขึ้นระดับของเหลวแต่ละหยด รวมถึงใช้ศึกษาการโคจรของละอองของเหลว (Nayak et al., 2005)

ดังนั้น วัตถุประสงค์หลักของงานวิจัยนี้เพื่อสร้างแบบจำลองของกระบวนการเคลือบแบบ top-spray fluidized bed เพื่อศึกษาการถ่ายเทความร้อนและมวลสารโดยเปรียบเทียบการกระจายอนุกรมและความชื้นในห้องเคลือบ

## 2. วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

- 2.1 เพื่อพัฒนาแบบจำลอง CFD สำหรับกระบวนการเคลือบแบบ top-spray fluidized bed
- 2.2 เพื่อศึกษาการกระจายอนุกรมและความชื้นภายในห้องเคลือบแบบ top-spray fluidized bed

## 3. วิธีการดำเนินงานวิจัย

### 3.1 แบบจำลอง CFD

ในงานวิจัยได้จำลองการเคลื่อนที่ของเฟสก๊าซและของแข็งโดยใช้วิธี Euler ซึ่งอนุภาคของแข็งและก๊าซกระทำซึ่งกันและกันแบบ interpenetrating continua การไหลของทั้งก๊าซและอนุภาคของแข็งและอันตรกิริยาของทั้งสองเฟสคำนวณได้จากสมการอนุรักษ์ทั่วไป ในขณะที่แบบจำลองของเฟสของเหลวหรือละอองของเหลว (เฟสไม่ต่อเนื่อง) หาผลเฉลยได้จากวิธี Lagrange เพื่อจำลองรูปแบบการพ่นละอองซึ่งได้จากการคำนวณการโคจรจางลงของเหลวโดยการอินทิเกรตสมการการเคลื่อนที่ การแลกเปลี่ยนโมเมนตัมระหว่างเฟสของเหลวและเฟสที่มีความต่อเนื่องคำนวณโดยใช้สูตรที่เหมาะสมในเทอมของการคัปปลิงเฟสร่วมกัน (interphase coupling term)



### 3.1.1 สมการการถ่ายเทความร้อนระหว่างเฟสก๊าซและของแข็ง

การคำนวณในกรอบของวิธี Euler การอนุรักษ์พลังงานอธิบายได้จากการใช้สมการเอนทาลปีแยกสำหรับแต่ละเฟส โดยสมมติว่าไม่คิดการถ่ายเทความร้อนเนื่องจากการแผ่รังสีเนื่องจากความแตกต่างของอุณหภูมิที่ใช้ในกระบวนการน้อยมาก (Erikson and Golriz, 2005) สมการที่ใช้ของแต่ละเฟสมีดังต่อไปนี้

สำหรับก๊าซ:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g H_g) = -\alpha_g \frac{\partial p_g}{\partial t} + \bar{\tau}_g : \nabla \vec{v}_g - \nabla \cdot \vec{q}_g + \sum_{s=1}^{N_s} Q_{gs} + Q_{gd} + \dot{m}_{gd} H_{gd} \quad (1)$$

สำหรับของแข็ง:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s H_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s H_s) = -\alpha_s \frac{\partial p_s}{\partial t} + \bar{\tau}_s : \nabla \vec{v}_s - \nabla \cdot \vec{q}_s + \sum_{s=1}^{N_s} Q_{sg} + \sum_{s=1, s \neq m}^{N_s} Q_{sm} + \sum_{s=1}^{N_s} Q_{sd} \quad (2)$$

จากสมการข้างต้น ตัวห้อย g อ้างถึงเฟสก๊าซ d เฟสละอองของเหลว และ s เฟสอนุภาคของแข็ง เพื่ออธิบายการกระจายอนุภาคของแข็งแบบ polydisperse จึงใช้จำนวนเฟสของอนุภาคของแข็งมากกว่าหนึ่งเฟสโดยแต่ละเฟสมีขนาดอนุภาคที่ต่างกัน (Duangkhamchan et al., 2010) ดังนั้น จำนวนเฟสทั้งหมดคือ  $N_s$  ( $1 \leq s \leq N_s$ ) ส่วนสมการอนุรักษ์พลังงานของเฟสของเหลวนั้นคำนวณได้จากวิธี Lagrange ซึ่งจะกล่าวในหัวข้อต่อไป

นอกจากนั้น ในสมการที่ (1) และ (2)  $H_i$  คือเอนทาลปีจำเพาะของเฟส  $i$  ( $i$  แทนได้ทั้ง d g และ s)  $Q_{ij}$  คือการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างเฟสที่  $i$  และเฟสที่  $j$  ( $j$  แทนได้ทั้ง d g และ s)  $\dot{m}_{ij}$  คืออัตราการไหลเชิงมวลจากเฟสที่  $i$  ไปยังเฟสที่  $j$   $\vec{q}_i$  คือฟลักซ์ความร้อนซึ่งคำนวณได้จาก

$$\vec{q}_i = -k_i \nabla \cdot T_i \quad (3)$$

โดยที่  $k_i$  คือค่าการนำความร้อน (W/mK) สำหรับเฟสที่  $i$

อัตราการถ่ายเทพลังงานระหว่างเฟส ( $Q_{ij}$ ) สมมติให้เป็นฟังก์ชันกับผลต่างของอุณหภูมิดังนี้

$$Q_{ij} = h_{ij} (T_i - T_j) \quad (4)$$

โดยที่  $h_{ij}$  คือสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน ( $\text{kJ}/\text{sm}^2\text{K}$ ) ระหว่างเฟสที่  $i$  และเฟสที่  $j$  เนื่องจากการถ่ายเทความร้อนและมวลสารระหว่างเฟสของแข็งและระหว่างของแข็ง-ของแข็งและเฟสของเหลวไม่ได้นำมาพิจารณาในงานวิจัยนี้ ดังนั้นสองเทอมสุดท้ายในสมการที่ (2) จึงถูกกำจัดออกไป จากสมการที่ (4) สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนระหว่างเฟสของแข็งและก๊าซ ( $h_{sg}$ ) มีความสัมพันธ์กับกลุ่มตัวเลขไร้มิติ Nusselt ของเฟสของแข็ง ( $Nu_s$ ) ดังสมการต่อไปนี้

$$h_{sg} = \frac{6k_g \alpha_g \alpha_s Nu_s}{d_s^2} \quad (5)$$

โดยที่  $d_s$  คือเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคของแข็งและ  $k_g$  คือค่าการนำความร้อนของเฟสก๊าซ ในขณะที่  $Nu$  หาได้จากสหสัมพันธ์ของ Gunn (1987) ซึ่งใช้สำหรับค่าความพรุน (porosity) อยู่ในช่วงระหว่าง 0.35-1.0 และ  $Re$  ไม่เกิน  $10^5$

$$Nu_s = \left(7 - 10\alpha_g + 5\alpha_g^2\right) \left(1 + 0.7 Re_s^{0.2} Pr^{1/3}\right) + \left(1.33 - 2.4\alpha_g + 1.2\alpha_g^2\right) Re_s^{0.72} Pr^{1/3} \quad (6)$$

โดยที่  $Re_s$  คือเลขเรย์โนลด์สัมพัทธ์ซึ่งได้จากเส้นผ่านศูนย์กลางของเฟสของแข็งและความเร็วสัมพัทธ์  $|\vec{v}_g - \vec{v}_s|$  และ  $Pr$  คือเลข Prandtl ของก๊าซเฟส

$$Pr = \frac{c_{p,g} \mu_g}{k_g} \quad (7)$$

### 3.1.2 แบบจำลองการถ่ายเทความร้อนและมวลสารสำหรับเฟสของเหลว

งานวิจัยนี้ใช้ 2 แบบจำลองซึ่งสอดคล้องกับรูปแบบการถ่ายเทความร้อนและมวลที่แตกต่างกัน (inert heating และ vaporization) ระหว่างเฟสไม่ต่อเนื่อง (ละอองของเหลว) และเฟสต่อเนื่อง (ก๊าซและของแข็ง) การถ่ายเทความร้อนจากเฟสก๊าซไปยังเฟสละอองของเหลวคำนวณได้โดยการตรวจสอบการเปลี่ยนพลังงานความร้อนของละอองของเหลวที่เคลื่อนที่ผ่านแต่ละปริมาตรควบคุม (Ansys Inc., 2009)

#### 3.1.2.1 แบบจำลอง Inert heating

เมื่ออุณหภูมิของละอองของเหลวน้อยกว่าอุณหภูมิระเหย ( $T_{vap}$ ) ซึ่งเป็นพารามิเตอร์ที่กำหนดจุดเริ่มต้นของการระเหย และ/หรือเมื่อมวลสารที่ระเหยได้ทั้งหมดของละอองของเหลวถูกทำให้ระเหย รูปแบบของ inert heating เกิดขึ้นเงื่อนไขเหล่านี้สามารถเขียนได้โดย

$$T_d < T_{vap} \quad (8)$$

และ

$$M_d < (1 - f_{v0}) M_{d0} \quad (9)$$

โดยที่  $T_d$  (K) คืออุณหภูมิของละอองของเหลว  $M_{d0}$  คือมวลเริ่มต้นของละอองของเหลว  $M_d$  คือมวลที่เวลาใดๆ และ  $f_{v0}$  คือสัดส่วนมวลเริ่มต้นขององค์ประกอบที่ระเหยได้ซึ่งในกรณีนี้คือน้ำ เมื่อละอองของเหลวเป็นไปตามเงื่อนไขเหล่านี้แล้ว สามารถใช้สมการสมดุลความร้อนเพื่อหาความสัมพันธ์ของอุณหภูมิ  $T_d$  กับการถ่ายเทความร้อนดังนี้

$$M_d c_{p,d} \frac{dT_d}{dt} = h_{dg} A_d (T_g - T_d) \quad (10)$$

โดยที่  $c_{p,d}$  คือความร้อนจำเพาะของของเหลวในละอองของเหลว (J/Kg K)  $A_d$  คือพื้นที่ผิวของละอองของเหลว ( $m^2$ )  $T_g$  คืออุณหภูมิของก๊าซและ  $h_{dg}$  คือสัมประสิทธิ์การพาความร้อนที่ขอบเขตระหว่างละอองของเหลวและก๊าซ ( $W/m^2K$ ) ในกรณีของการพาแบบบังคับ (forced convection) รอบๆ วัตถุทรงกลม สหสัมพันธ์ของ Ranz และ Marshall (1952) สามารถนำมาใช้เพื่อคำนวณสัมประสิทธิ์การพาความร้อนได้ดังต่อไปนี้

$$Nu_d = \frac{h_{dg} d_d}{k_g} = 2 + 0.6 Re_d^{1/2} Pr^{1/3} \quad (0 \leq Re < 200, 0 \leq Pr < 250) \quad (11)$$

จากสมการที่ (11)  $Nu_d$  คือตัวเลข Nusselt  $d_d$  คือเส้นผ่านศูนย์กลางของละอองของเหลว (m)  $k_g$  คือค่าการนำความร้อนของก๊าซ ( $W/m K$ )  $Re_d$  คือตัวเลขเรย์โนลส์สัมพันธ์ และ  $Pr$  คือตัวเลข Prandtl

### 3.1.2.2 แบบจำลอง droplet vaporization

เมื่อการระเหยของของน้ำเริ่มขึ้น ต้องพิจารณาการถ่ายเทมวลสารและความร้อนที่พื้นผิวของละอองของเหลว รูปแบบของการระเหยของละอองของเหลว (droplet vaporization) นี้เริ่มต้นเมื่อความแตกต่างของความดันไอย่อยเกิดขึ้นที่บริเวณผิวของละอองของเหลว และเกิดต่อเนื่องจนกระทั่งถึงจุดเดือดของละอองของเหลว ( $T_{bp}$ ) หรือจนกระทั่งสัดส่วนของน้ำในละอองของเหลวระเหยหมดอย่างสมบูรณ์

$$T_d \leq T_{bp} \quad (12)$$

$$M_d > (1 - f_{v0}) M_{d0} \quad (13)$$

จำลองอัตราการระเหยโดยใช้ความสัมพันธ์ระหว่างฟลักซ์ของไอของละอองเหลวภายในเฟสก๊าซและผลต่างความเข้มข้นไอระหว่างพื้นผิวของละอองของเหลวและก๊าซทั้งหมด

$$N_{dg} = h'_{dg} (C_d - C_g) \quad (14)$$

โดยที่  $N_{dg}$  คือฟลักซ์โมลาร์ (molar flux) ของไอจากละอองของเหลวไปยังเฟสก๊าซ ( $mol/m^2s$ )  $h'_{dg}$  คือสัมประสิทธิ์ถ่ายเทมวลสารแบบพา (m/s)  $C_d$  คือความเข้มข้นไอที่ผิวของละอองของเหลว ( $mol/m^3$ ) และ  $C_g$  คือความเข้มข้นไอในก๊าซทั้งหมด ( $mol/m^3$ )

ความเข้มข้นไอที่ผิวของละอองของเหลวหาได้โดยสมมติว่าความดันไอย่อยที่ผิวที่ interface มีค่าเท่ากับความดันไออิ่มตัว ( $p_{sat,d}$ ) ที่อุณหภูมิ  $T_d$

$$C_d = \frac{p_{sat,d}}{RT_d} \quad (15)$$

โดยที่  $R$  คือค่าคงที่ของก๊าซ

ความเข้มข้นไอในก๊าซทั้งหมดหาได้จาก

$$C_g = X_g \frac{p}{RT_g} \quad (16)$$

โดยที่  $X_g$  คือสัดส่วนโมลรวมของไอน้ำ ณ ตำแหน่งที่พิจารณาในเฟสก๊าซ  $p$  คือความดันสัมบูรณ์  $T_g$  คืออุณหภูมิของเฟสก๊าซ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสารแบบพาในสมการที่ (14) สามารถคำนวณได้จากสมการสหสัมพันธ์ของ Sherwood (Ranz และ Marshall, 1952)

$$Sh = \frac{h'_{dg} d_d}{D_v} = 2.0 + 0.6 Re_d^{1/2} Sc^{1/3} \quad (0 \leq Re < 200, 0 \leq Sc < 250) \quad (17)$$

โดยที่  $D_v$  คือสัมประสิทธิ์การแพร่ของไอในเฟสก๊าซ ( $m^2/s$ ) และ  $d_d$  คือเส้นผ่านศูนย์กลางของละอองของเหลว  $Sc$  คือตัวเลข Schmidt ซึ่งหาได้จาก

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_v} \quad (18)$$

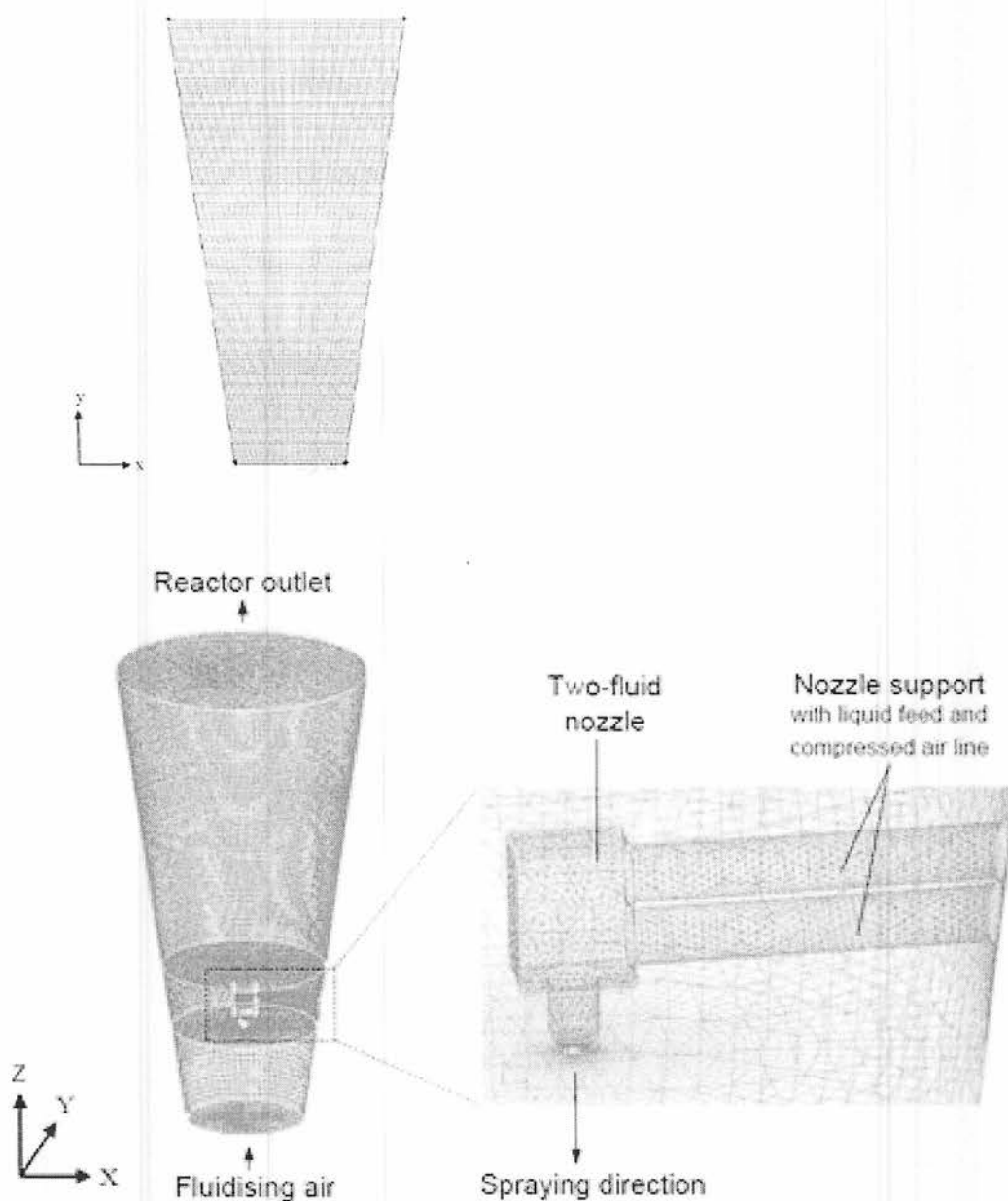
เพื่อจำลองความร้อนที่ถ่ายเทไปยังละอองของเหลว อุณหภูมิของละอองของเหลวเปลี่ยนไปตามสมดุลความร้อนที่แสดงความสัมพันธ์ของการเปลี่ยนความร้อนสัมผัสในละอองของเหลวกับการถ่ายเทความร้อนแบบพาและความร้อนแฝงระหว่างละอองของเหลวกับเฟสต่อเนื่อง โดยสมมติให้ไม่คิดการถ่ายเทความร้อนเนื่องจากการแผ่รังสี

$$M_{dcp,d} \frac{dT_d}{dt} = h_{dg} A_d (T_g - T_d) + \frac{dM_d}{dt} \lambda \quad (19)$$

จากสมการที่ (19)  $\lambda$  คือความร้อนแฝง (J/kg) และ  $dM_d/dt$  คืออัตราการระเหย (kg/s)

### 3.2 วิธีสร้างแบบจำลอง CFD

ก่อนทำการคำนวณด้วยวิธี CFD สร้างรูปทรง 2 มิติ และ 3 มิติของห้องเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบดพร้อมหัวฉีดที่ติดตั้งให้มีการพ่นละอองของเหลวจากด้านบน (top-spray fluidized bed coater) หลังจากนั้นสร้างเมชของรูปทรงดังกล่าว โดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป แบบจำลอง 2 มิติใช้ในการทำนายความสูงเบตและรูปแบบอุณหภูมิของผนังห้องเคลือบโดยไม่ติดตั้งหัวฉีด ส่วนแบบจำลอง 3 มิตินั้นรวมติดตั้งหัวฉีดซึ่งใช้ในการอธิบายการกระจายอุณหภูมิและความชื้นภายในห้องเคลือบ ผลที่ได้จากแบบจำลองดังกล่าวนำมาเปรียบเทียบผลจากการทดลองของ Ronsse (2006) เมื่อสร้างและเมชของรูปทรงดังกล่าวแล้ว อิมพอร์ตเข้าสู่โปรแกรมสำเร็จรูปสำหรับคำนวณ



รูปที่ 2 Meshed 2 and 3 dimensional geometries of the top-spray fluidized bed coater

ก่อนการคำนวณโดยใช้แบบจำลอง CFD กำหนดเงื่อนไขขอบเขต เงื่อนไขเริ่มต้นและคุณสมบัติต่างๆ ของทุกเฟสทางเข้าของอากาศที่ใช้ในการฟลูอิดไดซ์และอะตอมไมซ์เช่นจำลองเป็น velocity inlet ส่วนทางออกเป็น pressure outlet ที่มีการกระจายความดันในแนวรัศมีและมีค่าคงที่เท่ากับ ความดันบรรยากาศ กำหนดเงื่อนไขขอบเขตของผนังเป็นแบบไม่มีการเลื่อนไถลสำหรับสมการโมเมนตัม

ในงานวิจัยนี้ การจำลอง CFD แบ่งออกเป็น 2 ส่วนเพื่อหาความสูงเบดลอยตัว (ไม่มีสเปรย์และอากาศอะตอมไมซ์เช่น) และเพื่อวิเคราะห์การกระจายอุณหภูมิและความชื้นภายในห้องเคลือบ โดยการจำลอง 2 มิติที่ไม่มีหัวฉีดทำได้โดยใช้โปรแกรมคำนวณสำเร็จรูปด้วยวิธี finite volume ความถูกต้องเดียว (single-precision) สภาวะไม่คงตัว (unsteady-state) และตัวหาผลเฉลยอันดับที่หนึ่ง (first order implicit solver) ใช้เพื่อหาความสูงเบดลอยตัวภายในห้องเคลือบ สมการอนุกรมมวล โมเมนตัมและพลังงานของการไหลก๊าซ-ของแข็งหาผลเฉลยโดยใช้แบบจำลองการไหลหลายเฟส Euler (multiphase

flow Eulerian model) ส่วนการจำลอง CFD 3 มิตินั้นใช้เพื่อศึกษาการกระจายอุณหภูมิและความชื้นภายในห้องเคลือบ ซึ่งในกรณีนี้จำเป็นต้องรวมเฟสของละอองของเหลวเข้าไปในกระแสการไหลของก๊าซและของแข็งด้วย ดังนั้น จำนวนเฟสที่ใช้คือ เฟสก๊าซ ของแข็งและละอองของเหลว การจำลอง CFD ที่รวมเฟสไม่ต่อเนื่องหรือเฟสละอองของเหลวนี้ ใช้วิธีผสมผสานระหว่าง Euler และ Lagrange โดยกระแสการไหลของเฟสต่อเนื่อง (ก๊าซและของแข็ง) ถูกคำนวณในกรอบวิธีของ Euler ในขณะที่การโคจรของสเปรย์คำนวณโดยการอินทิเกรตสมการการเคลื่อนที่ของละอองของเหลว ด้วยวิธีการนี้การคัปปลิงระหว่างเฟสทำได้โดยใช้แรงต้าน (drag force) สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนและเทอมของแหล่งมวล (mass source term) ซึ่งเกิดจากการระเหยของละอองของเหลว สัมประสิทธิ์การแลกเปลี่ยนโมเมนตัม (drag coefficient) ที่ใช้สำหรับทุกส่วนคำนวณได้จากการใช้แบบจำลองดัดแปลงของ Gidaspow ซึ่งเป็นแบบจำลองที่แก้ไขความไม่ต่อเนื่องของฟังก์ชันที่เกิดขึ้นเมื่อค่า void เท่ากับ 0.8 โดยแบบจำลองดัดแปลงนี้ได้เพิ่มฟังก์ชันการเปลี่ยน (transition function) ซึ่งทำให้มีการเปลี่ยนรูปแบบของระบบจากระบบเบาบาง (dilute system) เป็นระบบหนาแน่น (dense system) อย่างรวดเร็ว ดังอธิบายต่อไปนี้

แบบจำลองของ Gidaspow (1992) ได้รวมแบบจำลองของ Wen-Yu (1996) และ Ergun (1952) ดังแสดงในสมการที่ 20 และ 22 ตามลำดับ

แบบจำลองของ Wen-Yu: สำหรับระบบเบาบาง (dilute system);  $\alpha_l > 0.8$

$$K_{sl, Wen-Yu} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \rho_l |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{d_s} \alpha_l^{-1.65} \quad (20)$$

$$\text{โดยที่ } C_D = \frac{24}{\alpha_l \text{Re}_s} \left[ 1 + 0.15 (\alpha_l \text{Re}_s)^{0.687} \right] \quad (21)$$

แบบจำลองของ Ergun: สำหรับระบบหนาแน่น (dense system);  $\alpha_l < 0.8$

$$K_{sl, Ergun} = 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_l) \mu_l}{\alpha_l d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_l d_s |\vec{v}_s - \vec{v}_l|}{d_s} \quad (22)$$

จากสมการที่ 20-22 จะเห็นว่าฟังก์ชันไม่มีความต่อเนื่องที่  $\alpha_l = 0.8$  ดังนั้น Gidaspow (1994) จึงได้เพิ่มฟังก์ชันการเปลี่ยนดังนี้

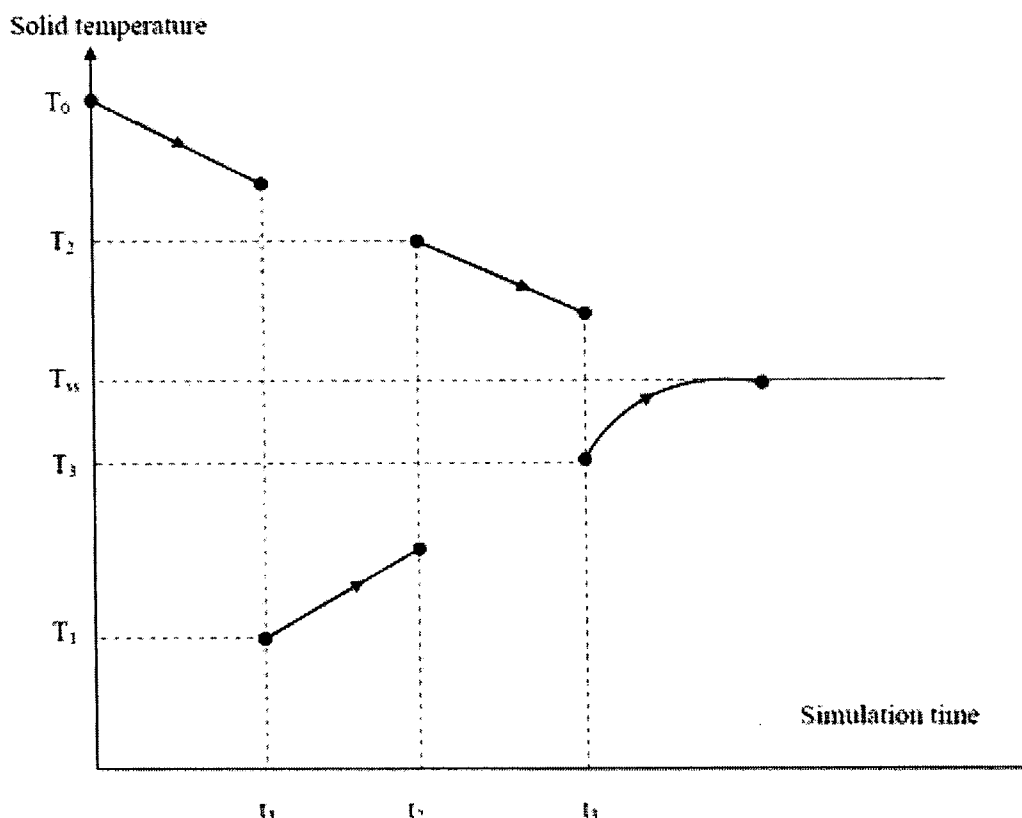
$$\varphi = \frac{\tan^{-1} [150 \times 1.75 (0.2 - \alpha_s)]}{\pi} + 0.5 \quad (23)$$

ดังนั้น ฟังก์ชันของ drag coefficient เขียนใหม่ได้ดังนี้

$$K_{sl} = (1 - \varphi_{sl}) K_{sl, Ergun} + \varphi_{sl} K_{sl, Wen-Yu} \quad (24)$$

สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนใช้เพื่อคำนวณการแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างเฟสก๊าซและของแข็ง โดยงานวิจัยนี้ใช้สมการสหสัมพันธ์ของ Gunn (1978)

เพื่อหลีกเลี่ยงการใช้เวลาในการคำนวณจากสภาวะเริ่มต้นจนถึงสภาวะคงตัว ( $T_{ss}$ ) งานวิจัยนี้ได้นำเสนอเทคนิคในการเร่งการคำนวณอุณหภูมิของอนุภาคของแข็ง เริ่มต้นโดยกำหนดค่าเริ่มต้นของอุณหภูมิของแข็ง ( $T_0$ ) ซึ่งเท่ากับอุณหภูมิของอากาศร้อนขาเข้าแทนที่กำหนดให้เท่ากับอุณหภูมิของอากาศภายนอก จากจุดนี้ อุณหภูมิของแข็งเริ่มลดลงอย่างคงที่ซึ่งเกิดจากการสูญเสียความร้อน นั่นหมายความว่าอุณหภูมิของแข็งที่สภาวะคงตัวต่ำกว่าค่าที่กำหนดไว้ ดังนั้น อุณหภูมิของแข็งเริ่มต้นใหม่โดยให้มีค่าต่ำกว่า ( $T_1$ ) ถ้าอุณหภูมิของแข็งเพิ่มขึ้น หมายความว่าจุดที่สภาวะคงตัวอยู่ระหว่างจุดสูงกว่าและต่ำกว่า วิธีนี้ทำซ้ำจนกระทั่งอุณหภูมิของแข็งคงที่ ดังในรูปที่ 3



รูปที่ 3 วิธีการเร่งการคำนวณอุณหภูมิของเฟสของแข็ง

### 3.3 การจำลองความสูงเบดที่ขยายตัว การกระจายอุณหภูมิและความชื้น และการตรวจสอบแบบจำลอง

เนื่องจากอนุภาคของแข็งที่ใช้ในงานวิจัยนี้มีการกระจายขนาดซึ่งส่งผลต่อพลศาสตร์การไหลของอนุภาค ดังนั้นจึงใช้แบบจำลอง Eulerian CFD โดยใช้ก๊าซเป็นเฟสต่อเนื่องปฐมภูมิ (primary continuous phase) และใช้เฟสของแข็งจำนวน 3 เฟสที่มีขนาดอนุภาคเฉลี่ยแตกต่างกันเพื่อจำลองการกระจายขนาดของอนุภาค

#### 3.3.1 การหาความสูงเบดลอยตัว

จำลองการฟลูอิดไดซ์ของวัสดุผสมระหว่างน้ำตาลทรายและแป้ง (non-pareils) ในห้องเคลือบโดยไม่รวมหัวฉีดเพื่อหาความสูงเบดลอยตัว แบบจำลองที่ใช้มี 2 แบบจำลองซึ่งสอดคล้องกับสภาวะที่แตกต่างกันคือ ใช้ non-pareils 1 กิโลกรัม และ 2 กิโลกรัมสำหรับอัตราการไหลของอากาศ 40.3 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง (low flow) และ 66.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

(high flow) ตามลำดับ ในแบบจำลองกำหนดขนาดของอนุภาคของแข็งแต่ละเฟสเท่ากับ 200 ไมครอน (20%) 335 ไมครอน (60%) และ 510 ไมครอน (20%) โดยสอดคล้องกับการกระจายขนาดของอนุภาคของแข็ง ความสูงเบตเริ่มต้นเท่ากับ 7 เซนติเมตรและ 12.6 เซนติเมตร สำหรับ non-pareils 1 กิโลกรัมและ 2 กิโลกรัม ตามลำดับ อุณหภูมิของอากาศขาเข้าเท่ากับ  $50^{\circ}\text{C}$  ส่วนพารามิเตอร์และคุณสมบัติวัสดุอื่นๆ ที่ใช้ในแบบจำลองแสดงในตารางที่ 1 แสดงผลเป็นอุณหภูมิของอากาศติดผนังห้องเคลือบเฉลี่ย โดยเป็นฟังก์ชันกับความสูงเหนือแผ่นกระจายลม

ตารางที่ 1 พารามิเตอร์และสภาวะการเคลือบ

Boundary conditions and simulation parameters	Values
primary phase	gas
secondary phase	non-pareils
mean solids particle size, $d_{32}$ , $\mu\text{m}$	345 <sup>a</sup>
solids particle density, $\text{kg m}^{-3}$	1459 <sup>a</sup>
solids particle loading, kg	1, 2
gas density, $\text{kg m}^{-3}$	1.225
fluidisation air flow rate, $\text{m}^3\text{hr}^{-1}$	40.3 <sup>b</sup> , 66.2 <sup>b</sup>
atomisation air flow rate, $\text{m}^3\text{hr}^{-1}$ , corresponding to 2 and 4 bar	-
ambient temperature, $^{\circ}\text{C}$	16.5

### 3.3.2 การกระจายอุณหภูมิและความชื้น

เพื่ออธิบายการกระจายอุณหภูมิและความชื้น ต้องรวมการฉีดพ่นของละอองของเหลวและอากาศที่ใช้สำหรับอะตอมไมซ์เซชันผ่านหัวฉีดเข้าไปในกระแสน้ำไหลของก๊าซและของแข็ง รวมถึงการระเหยของละอองของเหลว ดังนั้นแบบจำลอง CFD จึงประกอบด้วยเฟสทั้งหมดและอันตรกิริยาระหว่างเฟส หาผลเฉลยของสมการอนุพันธ์มวลสาร โมเมนตัมและพลังงานโดยใช้วิธีของ Euler ในขณะที่กระแสน้ำไหลของเฟสละอองของเหลวและการระเหยคำนวณโดยใช้วิธี Lagrange

งานวิจัยนี้ใช้เม็ดแก้ว (glass bead) เป็นวัสดุที่ต้องการเคลือบ (core material) ซึ่งมีเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 365 ไมครอน ปริมาณ 0.75 กิโลกรัม ขนาดของอนุภาคแต่ละเฟสของแข็งในแบบจำลองมีค่าเท่ากับ 230 ไมครอน (20%) 330 ไมครอน (60%) และ 430 ไมครอน (20%) ความสูงเบตเริ่มต้นเท่ากับ 5.6 เซนติเมตร ซึ่งได้จากรูปทรงของห้องเคลือบ ความหนาแน่นรวมและมวลทั้งหมดของ glass bead เนื่องจากวัสดุที่ใช้สำหรับห้องเคลือบเป็นเหล็กกล้าไร้สนิม AISI 304 ดังนั้น



สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนที่พื้นผิวประมาณได้จากการคำนวณเลข  $Nu$  สำหรับการพาความร้อน ซึ่งมีค่าเท่ากับ  $3.5 \text{ Wm}^2/\text{K}$  (Incropera และ DeWit, 2002) ตัวแปรอื่นๆ สำหรับสมการการเคลื่อนซึ่งสอดคล้องกับงานวิจัยของ Ronsse (2006) แสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 สมการการเคลื่อนและอุณหภูมิอากาศขาออก

No.	$T_{am}$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	$RH$ (%)	$T_{in}$ ( $^{\circ}\text{C}$ )	$\dot{M}_{sol}$ ( $\text{g min}^{-1}$ )	$P_{at}$ (bar)	$G_{a,in}$ ( $\text{kg s}^{-1}$ )	$T_{out}$ ( $^{\circ}\text{C}$ )
1	20.7	51	50	5.52	2.5	$9.38 \times 10^{-3}$	$30.4 \pm 0.6$
2	19.5	47	70	7.23	2.5	$9.38 \times 10^{-3}$	$39.5 \pm 0.6$
3	18.5	25	80	7.70	2.5	$1.56 \times 10^{-2}$	$58.9 \pm 0.6$

$T_{am}$  denotes ambient temperature;  $RH$  denotes relative humidity;  $T_{in}$  denotes inlet temperature;  $\dot{M}_{sol}$  denotes solution feed rate;  $P_{at}$  denotes atomisation pressure;  $G_{a,in}$  denotes fluidisation air flow rate, and  $T_{out}$  denotes outlet air temperature.

### 3.3.3 การตรวจสอบแบบจำลองจากการทดลอง

ใช้ผลการทดลองของ Depypere et al (2005) เพื่อเปรียบเทียบความสูงเบดลอยตัวที่ได้จากการทำนายจากแบบจำลอง โดยในการทดลองนั้นใช้เครื่องเคลือบระดับห้องปฏิบัติการยี่ห้อ Glatt GPCG-1 ซึ่งวัสดุของห้องเคลือบที่ใช้เป็นโพลิคาร์บอนเนตเพื่อหาความสูงเบดลอยตัวด้วยวิธีแตกต่างกันคือการใช้กล้อง (visual method) การใช้วิธีความดันสถิต (static pressure method) และวิธีอุณหภูมิผนังห้องเคลือบ (temperature method)

นอกจากนั้น อุณหภูมิของอากาศขาออกซึ่งวัดโดย Ronsse (2006) ดังแสดงในตารางที่ 2 ถูกนำมาใช้ในการเปรียบเทียบกับผลที่ได้จากแบบจำลอง

## 3.4 การประยุกต์ใช้เทคนิคการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบด

นอกจากการศึกษาระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบดชนิดฉีดพ่นจากด้านบน โดยวิธีการคำนวณของไหลพลศาสตร์แล้ว โครงการวิจัยนี้ยังได้นำกระบวนการเคลือบดังกล่าวมาประยุกต์ใช้ในการเคลือบข้าวสาร โดยใช้สารสกัดจากซึ่งข้าวโพดสีม่วงซึ่งเป็นวัสดุเหลือทิ้งที่มีฤทธิ์ต้านสารอนุมูลอิสระมาเคลือบลงบนเมล็ดข้าวสารเพื่อเป็นแนวทางหนึ่งในการช่วยลดอัตราการเสี่ยงต่อการเกิดโรคอันเนื่องมาจากอนุมูลอิสระ และช่วยพัฒนาผลิตภัณฑ์จากข้าวซึ่งทำให้ข้าวมีมูลค่าเพิ่มขึ้น

### 3.4.1 ขั้นตอนการดำเนินงาน/ระเบียบวิธีวิจัย

#### 3.4.1.1 ตัวอย่างและการเตรียมตัวอย่าง

นำข้าวสารสายพันธุ์ชัยนาท ซึ่งถือว่าเป็นข้าวที่มีคุณภาพต่ำเนื่องจากเมื่อนำมาหุงต้มแล้วมีเนื้อสัมผัสที่แข็ง มาทำการปรับความชื้นให้ได้ค่าความชื้น 2 ระดับคือ ความชื้นต่ำ (14% wet basis) และความชื้นสูง (25% wet basis)

### 3.4.1.1 ตัวอย่างและการเตรียมตัวอย่าง

นำข้าวสารสายพันธุ์ชัยนาท ซึ่งถือว่าเป็นข้าวที่มีคุณภาพต่ำเนื่องจากเมื่อนำมาหุงต้มแล้วมีเนื้อสัมผัสที่แข็ง มาทำการปรับความชื้นให้ได้ค่าความชื้น 2 ระดับคือ ความชื้นต่ำ (14% wet basis) และความชื้นสูง (25% wet basis)

### 3.4.1.2 การเตรียมสารสกัดจากซังข้าวโพดสีม่วง

นำซังข้าวโพดสีม่วงสายพันธุ์แฟนซีม่วง 111 มาสกัดด้วยน้ำเดือด อัตราส่วน 1 ต่อ 10

### 3.4.1.3 การศึกษาการผลิตข้าวเคลือบด้วยเทคนิคแบบฟลูอิดไรซ์เบด

1. ใช้ความเร็วลม 3.5 m/s และอุณหภูมิของอากาศในห้องเคลือบ 60 70 80 องศาเซลเซียส อัตราการฉีดพ่น 5 10 15 มิลลิลิตรต่อนาที

2. นำข้าวสารที่ผ่านการเคลือบและอบแห้งไปทดสอบคุณภาพ

3. ทำการทดลอง 3 ซ้ำ

### 3.4.1.4 การทดสอบคุณภาพของข้าวเคลือบด้วยน้ำสกัดซังข้าวโพดสีม่วง

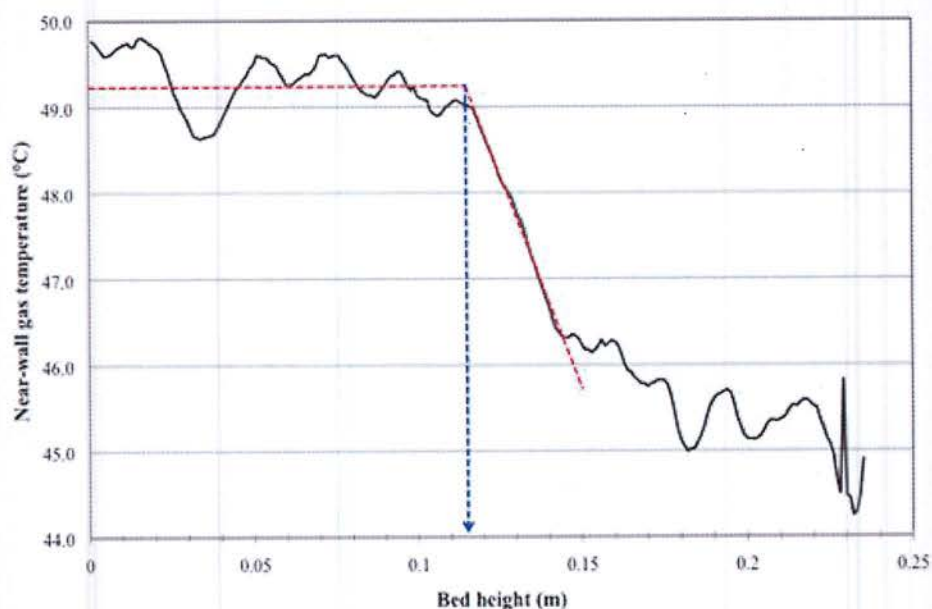
นำข้าวที่ผ่านการเคลือบและไม่ผ่านการเคลือบมาทดสอบคุณภาพดังต่อไปนี้

1. คุณภาพทางกายภาพ ได้แก่ ความชื้น (AOAC) สี (Hunter lab) การแตกร้าวของเมล็ด น้ำหนักต่อ 100 เมล็ด
2. คุณภาพทางเคมี ได้แก่ ปริมาณสารประกอบฟีนอลทั้งหมด (*total phenolics content*), ปริมาณสารประกอบฟลาโวนอยด์ทั้งหมด (*total flavonoids content*), ปริมาณสารประกอบแอนโทไซยานินทั้งหมด (*total anthocyanin content*), ฤทธิ์การต้านอนุมูลอิสระ โดย DPPH assay
3. การวิเคราะห์องค์ประกอบของสารแอนโทไซยานิน โดยใช้เทคนิค High performance liquid chromatography (HPLC) ได้แก่ cyanidin 3-glucoside, pelargonidin 3-glucoside and peonidin 3-glucoside

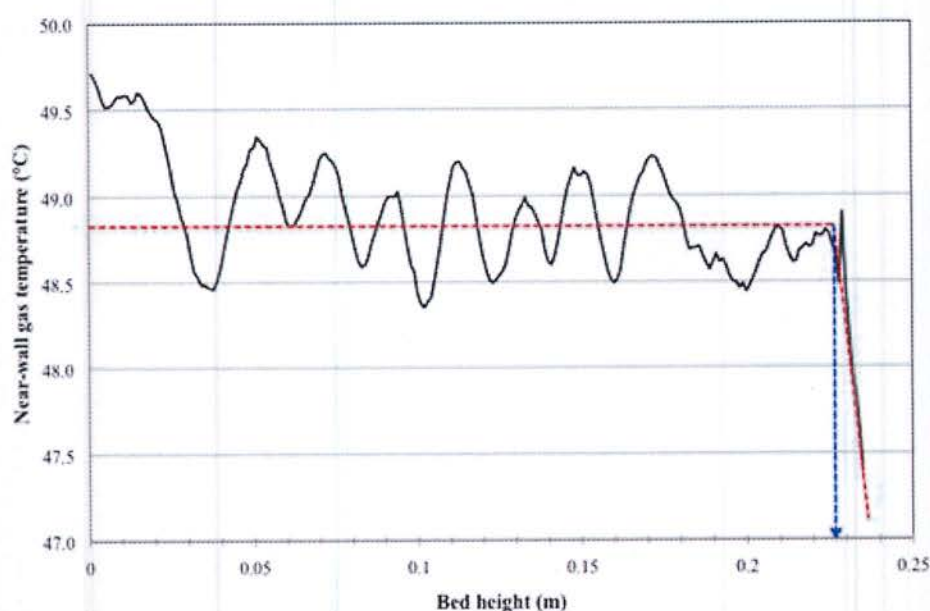
## 4. ผลและการวิจารณ์ผลการทดลอง

### 4.1 ความสูงเบดลอยตัว

รูปที่ 3 แสดงอุณหภูมิเฉลี่ยของอากาศที่อยู่ติดกับผนังห้องเคลือบที่ได้จากแบบจำลอง CFD ที่สภาวะการเคลือบคือ non-pareil 1 กิโลกรัม อัตราการไหลเชิงปริมาตรเท่ากับ 40.3 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และ non-pareil 2 กิโลกรัม อัตราการไหลเชิงปริมาตรเท่ากับ 66.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง



(a)



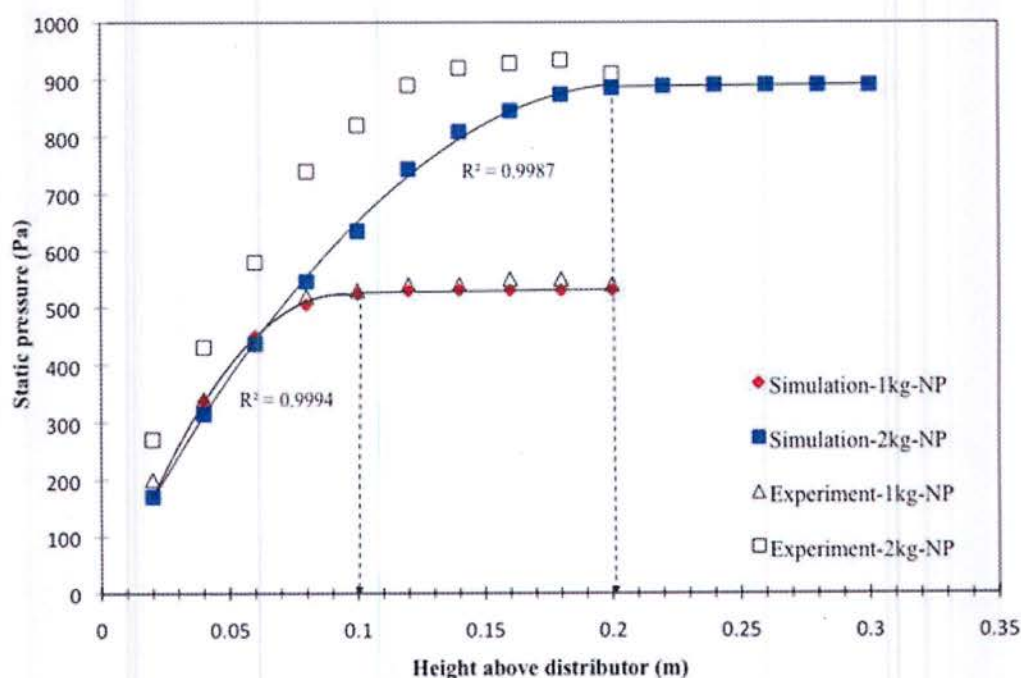
(b)

รูปที่ 4 Simulated near-wall gas temperature at: (a) low fluidisation air flow rate (1 kg of non-pareils) and (b) high fluidisation air flow rate (2 kg of non-pareils).

รูปที่ 3 ยังแสดงวิธีการหาความสูงเบดลอยตัวด้วยวิธีอุณหภูมิอากาศติดผนังห้องเคลือบ (near-wall gas temperature method) ทั้งสองสภาวะการทดลอง ความสูงเบดหาได้โดยจุดเชื่อมต่อระหว่างเส้นอุณหภูมิคงที่ (คงที่ในแนวนอน) และเส้นตรงที่แสดงการลดลงของอุณหภูมิ (ดังแสดงในเส้นสีแดง) จากรูปที่ 3 จะเห็นได้ว่า ทั้งสองกรณีอุณหภูมิของอากาศติดผนังลดลงอย่างรวดเร็วที่ความสูงเหนือตัวกระจายลม (ประมาณ 4 เซนติเมตร) ที่บริเวณนี้ อากาศร้อนที่ใช้เป่าอนุภาคของแข็งถ่ายเทความร้อนอย่างรวดเร็วไปยังเบดซึ่งทำให้อุณหภูมิของอากาศติดผนังลดลง เหนือความสูงนี้การพลูอิดไดซ์ที่มีการผสมอย่างดีทำให้เกิดสภาวะอุณหภูมิคงที่ขึ้น (isothermal condition) ดังแสดงในรูปที่ 3 โดยอุณหภูมิคงที่ที่ความ

สูง 4-11 เซนติเมตร และ 4-22 เซนติเมตร สำหรับอัตราการไหลต่ำและสูง ตามลำดับ จากรูปที่ 3 สามารถสรุปได้ว่าความสูงเบดลอยตัวที่ได้จากแบบจำลอง CFD มีค่าเท่ากับ 11.5 เซนติเมตรและ 22.6 เซนติเมตรที่อัตราการไหลต่ำและสูงตามลำดับ ซึ่งผลที่ได้จากการทำนายนี้สอดคล้องกับผลที่ได้จากการทดลองของ Depypere et al (2005) เท่ากับ 11.5 และ 20 เซนติเมตร ตามลำดับ

นอกจากนั้น ความดันสถิตจากแบบจำลอง CFD พร้อมกับผลที่ได้จากการทดลองถูกพล็อตกับความสูงเหนือตัวกระจายลม ดังแสดงในรูปที่ 4 สังเกตได้จากรูปนี้ว่าความดันสถิตที่เป็นฟังก์ชันกับความสูงสามารถอธิบายได้โดยใช้สมการโพลีโนเมียลอันดับสอง จากกราฟความสูงเบดหาได้โดยใช้จุดตัดระหว่างเส้นโค้งโพลีโนเมียลอันดับสองกับเส้นความดันคงที่



รูปที่ 5 Comparison of model-predicted and experimental static pressure profiles as a function of the height above the air distributor.

เพื่อหาจุดตัดของทั้งสองเส้น เส้นโค้งความดันถูกแบ่งออกเป็นสองส่วนคือส่วนที่เป็นเส้นโค้งโพลีโนเมียลและเส้นคงที่ในแนวนอน จุดที่ซึ่งเส้นทั้งสองตัดกันนี้และมีค่า  $R^2$  สูงสุดคือจุดที่ใช้ในการหาความสูงเบดลอยตัว จากวิธีดังกล่าวความสูงเบดลอยตัวที่ได้จากแบบจำลอง CFD มีค่าเท่ากับ 10.1 และ 20.2 เซนติเมตร สำหรับ non-pareil 1 กิโลกรัมที่อัตราการไหลต่ำและ 2 กิโลกรัมที่อัตราการไหลสูง ตามลำดับ ตารางที่ 3 แสดงการเปรียบเทียบความสูงเบดที่ได้จากวิธีต่างๆ กัน

ตารางที่ 3 ความสูงเบตลอยตัวที่ได้จากแบบจำลองและการทดลองด้วยวิธีต่างๆ

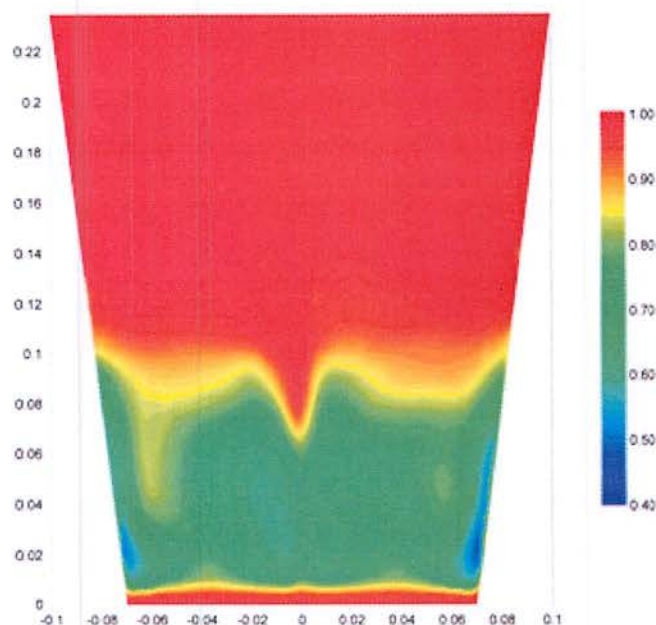
	Pressure method (cm)		Temperature method (cm)		Visual method (cm)
	Exp <sup>a</sup>	Sim <sup>b</sup>	Exp <sup>a</sup>	Sim <sup>b</sup>	
1 kg	9.1	10.1	11.5	14.5	9.0±1.0
2kg	14.2	20.2	20.0	19.0	20.5±5.4

<sup>a</sup> experimental results obtained by Depypere et al. (2005), <sup>b</sup> simulated results

จากตารางที่ 3 จะเห็นได้ว่าความสูงเบตลอยตัวที่ได้จากแบบจำลองโดยใช้วิธีความดันและอุณหภูมิให้ความสอดคล้องกับผลจากการทดลองที่ได้จากวิธี visual แสดงให้เห็นว่าการใช้แบบจำลอง CFD ซึ่งรวมอัลกอริธึมของการถ่ายเทความร้อนและมวลสาร สามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการหาความสูงเบตลอยตัวแทนการหาด้วยการทดลองซึ่งต้องใช้ค่าใช้จ่ายและเทคนิคในการวัดที่ยากและซับซ้อน อย่างไรก็ตาม เมื่อเปรียบเทียบผลจากการทดลองที่ได้จากวิธีความดันที่อัตราการไหลสูง (14.2 เซนติเมตร) พบว่าต่ำกว่าค่าจากแบบจำลอง (20.2 เซนติเมตร) ความแตกต่างที่เกิดขึ้นนี้อาจอธิบายได้ว่าที่อัตราการไหลสูงมีการขึ้นลงของเบตสูง ดังนั้นการวัดความดันจึงอาจเกิดการผิดพลาดได้

#### 4.1 รูปแบบการกระจายความชื้นและอุณหภูมิภายในห้องเคลือบแบบ top-spray fluidized bed

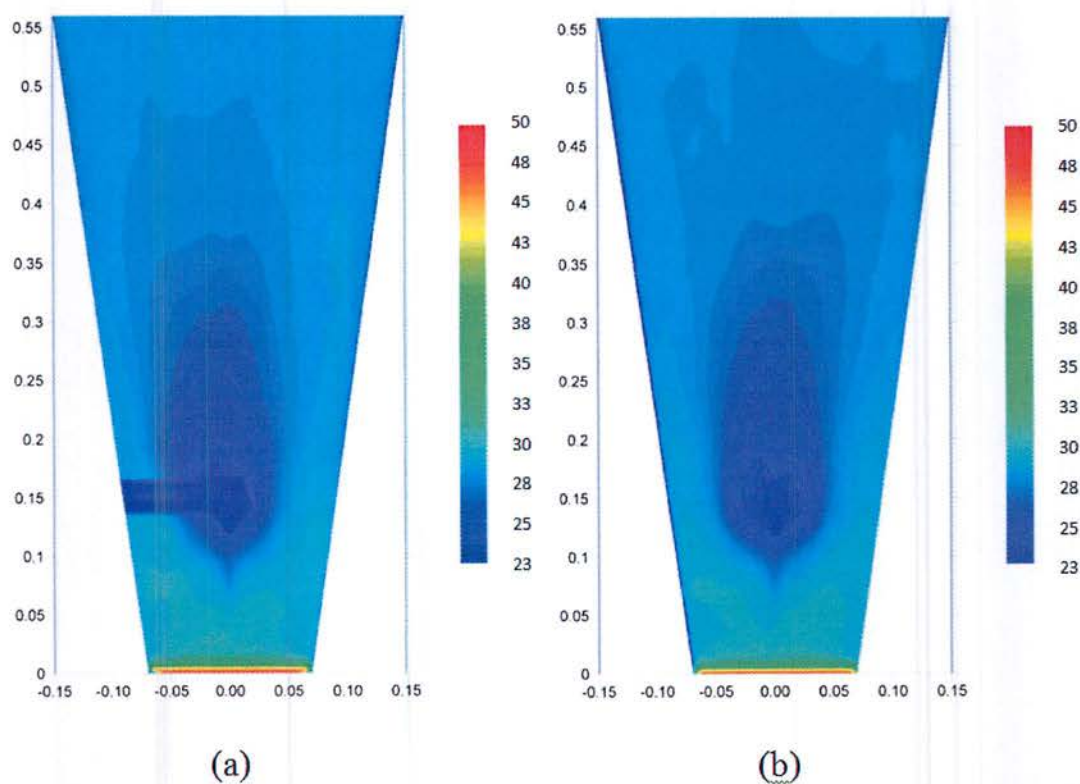
ช่องว่างอากาศ (voidage) เฉลี่ยที่ได้จากแบบจำลองเป็นเวลา 10 วินาที หลังจากการฟลูอิดไดซ์อยู่ที่สภาวะคงตัวแสดงในรูปที่ 5 เพื่อจำลองเบตของอนุภาคของแข็งในห้องเคลือบโดยใช้สภาวะที่ 1 ในตารางที่ 2 voidage ที่ได้จากการทำนายสอดคล้องกับงานวิจัยของ Duangkhamchan et al (2011)



รูปที่ 6 Time-averaged voidage contour plot obtained from a 3D-model prediction using a process condition No.1 in Table 2 (in XZ-plane and coordinates in m)

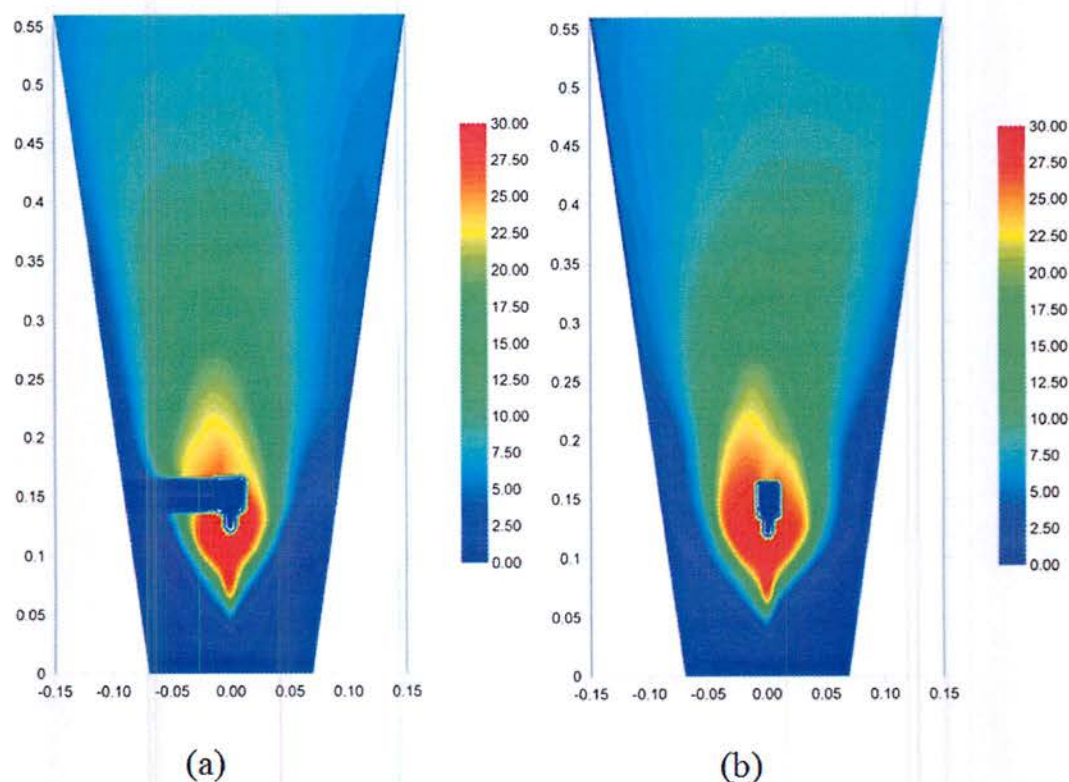


นอกจากนั้น อุณหภูมิของเฟสก๊าซที่ได้จากการทำนายด้วยแบบจำลอง CFD และความชื้นสัมพัทธ์ของอากาศ (RH) ที่เฉลี่ยในเวลา 10 วินาที หลังจากถึงสภาวะคงตัวของฟลูอิดไดซ์เซชันแสดงในรูปที่ 6 และ 7 ตามลำดับ กราฟคอนทัวร์ของอุณหภูมิอากาศ (รูปที่ 6) แสดงบริเวณอุณหภูมิต่ำใกล้หัวฉีดซึ่งครอบคลุมส่วนบนของเบด ในบริเวณนี้อุณหภูมิของเฟสก๊าซมีค่าประมาณ 26-29 °C ซึ่งต่ำกว่าอุณหภูมิของอากาศฟลูอิดไดซ์ สาเหตุของอุณหภูมิที่ต่ำนี้เกิดจากการสูญเสียความร้อนของอากาศเพื่อระเหยละอองของเหลว จากกึ่งกลางของบริเวณนี้ออกไป อุณหภูมิอากาศเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ จนกระทั่งคงที่ ส่วนนอกของบริเวณนี้อุณหภูมิอากาศมีค่าคงที่และมีอุณหภูมิสูง นอกจากนี้แล้ว รูปที่ 6 ยังแสดงบริเวณที่มีอุณหภูมิสูงซึ่งเท่ากับอุณหภูมิขาเข้า บริเวณอุณหภูมิอากาศสูงนี้แคบและอยู่ที่ด้านล่างของเบด เนื่องจากอนุภาคของแข็งเคลื่อนที่ลงมาด้านล่างของห้องเคลือบ จากนั้นรับความร้อนจากอากาศร้อนขาเข้าจึงส่งผลให้อุณหภูมิของอนุภาคของแข็งและอากาศโดยรอบสูง



รูปที่ 7 Time-averaged contour plots of air temperature (°C) from the model prediction in: (a) XZ-plane and (b) YZ-plane (obtained using a process condition no.1 in Table 2).

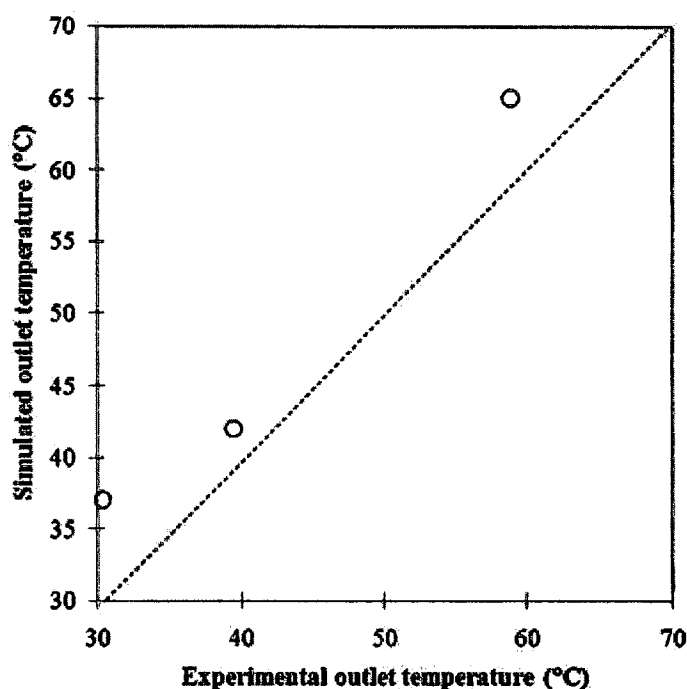
รูปที่ 7 แสดงความชื้นสัมพัทธ์ที่คำนวณจากแบบจำลอง CFD โดยใช้สภาวะที่ 1 ในตารางที่ 2 สีที่ปรากฏในรูปแสดงถึงปริมาณความชื้นตั้งแต่ 0 ถึง 30% จากรูปนี้จะเห็นได้ว่าบริเวณที่มีความชื้นสูงครอบคลุมส่วนบนของเบดใกล้ๆ กับหัวฉีด ซึ่งสอดคล้องกับบริเวณอุณหภูมิต่ำดังในรูปที่ 6



รูปที่ 8 Time-averaged contour plots of relative humidity (%) from model prediction in: (a) XZ-plane and (b) YZ-plane (obtained using a process condition No.1 in Table 2.) (coordinates in m)

การกระจายอุณหภูมิอากาศและความชื้นสัมพัทธ์ที่ทำนายจากแบบจำลองสอดคล้องกับผลการทดลองของ Jiménez et al (2006) ที่ได้อธิบายโซนของอุณหภูมิในห้องเคลือบแบบ top-spray fluidized bed จากรูปแบบการกระจายอุณหภูมิและความชื้นที่แสดงในรูปที่ 6 และ 7 ตามลำดับ นั้น สามารถแบ่งโซนอุณหภูมิออกเป็น 3 โซนคือโซนละอองของเหลว (spray zone) โซนอุณหภูมิคงที่ (isothermal zone) และโซนการถ่ายเทความร้อน (heat transfer zone) โซนละอองของเหลวอยู่ที่บริเวณใกล้ๆ กับหัวฉีดด้านบนของเบด ในโซนนี้ละอองของเหลวและการระเหยของละอองดังกล่าวทำให้อุณหภูมิโดยรอบต่ำและความชื้นสูง ส่วนโซนถัดไปคือโซนอุณหภูมิคงที่ซึ่งอยู่บริเวณผนังห้องเคลือบและบริเวณโดยรอบของโซนละอองของเหลว โซนนี้มีอุณหภูมิสม่ำเสมอเท่ากันซึ่งส่วนใหญ่เกิดจากการระเหยของละอองของเหลวและการผสมคลุกเคล้าอย่างดีของอนุภาคที่เกิดฟลูอิดไลซ์เบด โซนสุดท้ายคือโซนการถ่ายเทความร้อน ตั้งอยู่ที่ด้านล่างของเบด โซนนี้มีขนาดเล็ก เกิดจากการที่อนุภาคของแข็งจากด้านบน เคลื่อนที่ลงมาด้านล่างเพื่อรับความร้อนจากอากาศร้อนขาเข้า

อย่างไรก็ตาม ถึงแม้ว่าแบบจำลอง CFD ให้ผลที่สอดคล้องที่ยอมรับได้กับแนวโน้มของโซนความร้อนที่ได้จากการทดลองของ Jiménez et al (2006) แต่เมื่อเปรียบเทียบอุณหภูมิอากาศร้อนขาออกของทั้งแบบจำลองและการทดลองแล้วพบว่าอุณหภูมิอากาศขาออกที่ได้จากแบบจำลอง CFD มีค่าสูงกว่าอย่างมีนัยสำคัญ ดังรูปที่ 8



รูปที่ 9 Comparison between simulated and experimental outlet temperature (°C)

#### 4.2 ผลการวิเคราะห์ทางเคมีของข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง

##### 4.2.1 ผลการวัดปริมาณสารฟีนอลทั้งหมดในข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง

ตารางที่ 4 ค่าเฉลี่ยปริมาณสารออกฤทธิ์ทางชีวภาพของตัวอย่างที่ควบคุม

ตัวอย่าง	ปริมาณสารฟีนอลทั้งหมด (มิลลิกรัมสมมูลย์ กรดแกลิก/กรัม น้ำหนักแห้ง)	ปริมาณฟลาโวนอยด์ทั้งหมด (มิลลิกรัมสมมูลย์ รุทีน/100กรัม น้ำหนักแห้ง)	แอนโธไซยานินทั้งหมด (มิลลิกรัม/100กรัม น้ำหนักแห้ง)
ข้าวชัยนาท	6.95±0.54 <sup>c</sup>	0.28±0.05 <sup>b</sup>	0.00 <sup>b</sup>
ข้าวหอมมะลิ	7.96±0.38 <sup>b</sup>	0.16±0.05 <sup>c</sup>	0.00 <sup>b</sup>
น้ำสกัดจากชั่ง ข้าวโพดสีม่วง	132.97±0.23 <sup>a</sup>	31.10±0.27 <sup>a</sup>	0.39±0.01 <sup>a</sup>

จากตารางที่ 4 พบว่า ปริมาณสารฟีนอลทั้งหมดของน้ำสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงมีมากที่สุด รองลงมาคือข้าวหอมมะลิ และข้าวชัยนาท ตามลำดับ ส่วนปริมาณฟลาโวนอยด์ทั้งหมดกับแอนโธไซยานินทั้งหมดพบมากในน้ำสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงแต่พบน้อยมากในข้าวชัยนาทและข้าวหอมมะลิ



ตารางที่ 5 ค่าเฉลี่ยปริมาณสารฟีนอลทั้งหมดของข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง

สภาวะในการเคลือบ	ปริมาณสาร มิลลิกรัม/นาที่	ปริมาณสารฟีนอลทั้งหมด (มิลลิกรัมสมมูลย์ กรดแกลิก/กรัมน้ำหนักแห้ง)	
		ข้าวชัณนาท	ข้าวหอมมะลิ
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 5 นาที	50	36.89±3.35 <sup>e</sup>	44.21±1.07 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 5 นาที	50	38.58±2.45 <sup>e</sup>	39.26±2.99 <sup>e</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 5 นาที	50	37.52±2.12 <sup>b</sup>	41.67±2.15 <sup>de</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 10 นาที	100	54.87±5.45 <sup>c</sup>	56.88±4.60 <sup>bc</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 10 นาที	100	53.54±5.00 <sup>c</sup>	60.53±1.37 <sup>b</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 10 นาที	100	50.16±1.89 <sup>c</sup>	55.65±0.71 <sup>c</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 15 นาที	150	64.18±1.16 <sup>b</sup>	70.80±4.03 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 15 นาที	150	66.91±1.79 <sup>ab</sup>	74.31±2.34 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 15 นาที	150	70.25±2.52 <sup>a</sup>	71.83±1.58 <sup>a</sup>

abcde... ตัวเลขที่มีอักษรในแนวตั้งแตกต่างกันจะมีความแตกต่างกันทางสถิติ ( $p \leq 0.05$ )

จากตารางที่ 5 พบว่า ที่สภาวะในการเคลือบข้าวที่อุณหภูมิอบแห้งเดียวกัน เมื่อเพิ่มเวลาในการเคลือบข้าวมากขึ้น ปริมาณสารประกอบฟีนอลทั้งหมด จะเพิ่มตามระยะเวลาในการเคลือบที่เพิ่มขึ้นทั้งข้าวชัณนาทและข้าวหอมมะลิแต่เมื่อพิจารณาการอบแห้งในสภาวะการเคลือบข้าวที่อุณหภูมิเพิ่มขึ้นของข้าวชัณนาท จะมีปริมาณสารประกอบฟีนอลทั้งหมดที่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติบางสภาวะในการเคลือบข้าว ได้แก่ ที่เวลา 5 นาที ของอุณหภูมิที่ 70 องศาเซลเซียสจะมีปริมาณสารประกอบฟีนอลทั้งหมดแตกต่างจากที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส อย่างมีนัยสำคัญ และข้าวหอมมะลิก็มีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติบางสภาวะในการเคลือบข้าว ได้แก่ ที่เวลา 5 นาที ของอุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส จะมีปริมาณสารประกอบฟีนอลทั้งหมดแตกต่างจากที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียสในสภาวะที่เหมาะสมต่อการเคลือบข้าวด้วยสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง คือ ที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียสเป็นเวลา 15 นาที จะทำให้ข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงมีปริมาณสารประกอบฟีนอลทั้งหมดมากที่สุดของข้าวทั้ง 2 สายพันธุ์

#### 4.2.2 ผลการวัดปริมาณสารฟลาโวนอยด์ทั้งหมดในข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง

จากตารางที่ 6 พบว่าที่สภาวะในการเคลือบข้าวที่อุณหภูมิอบแห้งเดียวกัน เมื่อเพิ่มเวลาในการเคลือบข้าวมากขึ้น ปริมาณสารฟลาโวนอยด์ทั้งหมด จะเพิ่มตามระยะเวลาในการเคลือบที่เพิ่มขึ้นทั้งข้าวชัณนาทและข้าวหอมมะลิแต่เมื่อพิจารณาการอบแห้งในสภาวะการเคลือบข้าวที่อุณหภูมิเพิ่มขึ้นของข้าวชัณนาทและข้าวหอมมะลิ ทั้งสองมีปริมาณสารฟลาโวนอยด์ทั้งหมด ไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติในสภาวะการเคลือบข้าวในสภาวะที่เหมาะสมต่อการเคลือบข้าวด้วยสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง คือ ที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียสเป็นเวลา 15 นาที จะทำให้ข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงมีปริมาณสารฟลาโวนอยด์ทั้งหมดมากที่สุดของข้าวทั้ง 2 สายพันธุ์

ตารางที่ 6 ค่าเฉลี่ยของปริมาณสารฟลาโวนอยด์ทั้งหมดของข้าวชัยนาทเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง

สภาวะในการเคลือบ	ปริมาณสาร มิลลิกรัม/นาที่	ปริมาณสารฟลาโวนอยด์ทั้งหมด (มิลลิกรัมสมมูล รุทีน/100กรัมน้ำหนักแห้ง)	
		ข้าวชัยนาท	ข้าวหอมมะลิ
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 5 นาที	50	2.49±0.68 <sup>c</sup>	1.30±0.69 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 5 นาที	50	2.23±0.75 <sup>c</sup>	3.13±0.68 <sup>c</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 5 นาที	50	2.65±1.22 <sup>c</sup>	2.79±0.13 <sup>c</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 10 นาที	100	4.71±0.23 <sup>b</sup>	5.01±0.30 <sup>b</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 10 นาที	100	4.53±0.49 <sup>b</sup>	5.02±0.56 <sup>b</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 10 นาที	100	5.15±0.43 <sup>b</sup>	4.86±0.31 <sup>b</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 15 นาที	150	7.90±0.97 <sup>a</sup>	7.30±0.63 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 15 นาที	150	7.47±1.19 <sup>a</sup>	7.82±1.07 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 15 นาที	150	8.70±0.66 <sup>a</sup>	7.53±1.12 <sup>a</sup>

abc... ตัวเลขที่มีอักษรในแนวตั้งแตกต่างกันจะมีความแตกต่างกันทางสถิติ ( $p \leq 0.05$ )

#### 4.2.4 ปริมาณสารแอนโทไซยานินทั้งหมดในข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง

ตารางที่ 7 ค่าเฉลี่ยปริมาณสารแอนโทไซยานินทั้งหมดของข้าวชัยนาทเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง

สภาวะในการเคลือบ	ปริมาณสาร มิลลิกรัม/นาที่	ปริมาณสารแอนโทไซยานินทั้งหมด (มิลลิกรัม/100กรัมน้ำหนักแห้ง)	
		ข้าวชัยนาท	ข้าวหอมมะลิ
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 5 นาที	50	0.15±0.02 <sup>d</sup>	0.09±0.02 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 5 นาที	50	0.12±0.01 <sup>e</sup>	0.09±0.01 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 5 นาที	50	0.10±0.01 <sup>e</sup>	0.10±0.02 <sup>cd</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 10 นาที	100	0.23±0.01 <sup>b</sup>	0.14±0.02 <sup>bc</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 10 นาที	100	0.22±0.02 <sup>b</sup>	0.15±0.02 <sup>b</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 10 นาที	100	0.19±0.03 <sup>c</sup>	0.15±0.00 <sup>b</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 15 นาที	150	0.30±0.01 <sup>a</sup>	0.25±0.04 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 15 นาที	150	0.29±0.01 <sup>a</sup>	0.25±0.01 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 15 นาที	150	0.31±0.03 <sup>a</sup>	0.27±0.04 <sup>a</sup>

abcde... ตัวเลขที่มีอักษรในแนวตั้งแตกต่างกันจะมีความแตกต่างกันทางสถิติ ( $p \leq 0.05$ )

จากตารางที่ 7 พบว่าที่สภาวะในการเคลือบข้าวที่อุณหภูมิอบแห้งเดียวกัน เมื่อเพิ่มเวลาในการเคลือบข้าวมากขึ้น สารแอนโทไซยานินทั้งหมด จะเพิ่มตามระยะเวลาในการเคลือบที่เพิ่มขึ้นทั้งข้าวชัยนาทและข้าวหอมมะลิแต่เมื่อพิจารณาการอบแห้งในสภาวะการเคลือบข้าวที่อุณหภูมิเพิ่มขึ้นของข้าวชัยนาทจะมีสารแอนโทไซยานินทั้งหมดที่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญทางสถิติบางสภาวะในการเคลือบข้าว ได้แก่ที่เวลา 5 และ 10 นาที ของอุณหภูมิที่ 70 องศาเซลเซียสจะมีปริมาณสารประกอบฟีนอลทั้งหมดแตกต่างจากที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส อย่างมีนัยสำคัญทางสถิติ

#### 4.2.5 ความชื้นของข้าว

ตารางที่ 8 ค่าเฉลี่ยความชื้นของข้าวชัยนาทเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง (เปอร์เซ็นต์)

สภาวะในการเคลือบ	ปริมาณสารที่ใช้ เคลือบข้าว มิลลิลิตร/นาที่	ความชื้นข้าวก่อนเคลือบสาร สกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง	ความชื้นข้าวหลังเคลือบสาร สกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 5 นาที	50	12.48±0.56 <sup>a</sup>	11.54±0.22 <sup>bc</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 5 นาที	50	12.89±0.11 <sup>a</sup>	11.49±0.58 <sup>ab</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 5 นาที	50	12.58±0.37 <sup>a</sup>	12.34±0.04 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 10 นาที	100	13.03±0.04 <sup>a</sup>	10.80±0.14 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 10 นาที	100	12.83±0.16 <sup>a</sup>	11.09±0.29 <sup>cd</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 10 นาที	100	12.73±0.17 <sup>a</sup>	10.65±0.36 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 15 นาที	150	12.91±0.10 <sup>a</sup>	10.68 ±0.15 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 15 นาที	150	12.88±0.05 <sup>a</sup>	10.67±0.07 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 15 นาที	150	12.53±0.34 <sup>a</sup>	10.16±0.08 <sup>e</sup>

abcde...ตัวเลขที่มีอักษรในแนวตั้งแตกต่างกันจะมีความแตกต่างกันทางสถิติ ( $p \leq 0.05$ )

จากตารางที่ 8 พบว่า ข้าวทั้งสภาวะในการเคลือบมีความชื้นโดยเฉลี่ย มีความแตกต่างทางสถิติ ( $p \leq 0.05$ ) ซึ่งที่สภาวะในการเคลือบอบแห้งที่ 70 °C เวลา 15 นาทีของข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงมีความชื้นต่ำกว่า สภาวะในการเคลือบอื่นๆ เนื่องจากความแตกต่างของอุณหภูมิและเวลาที่ใช้ในการเคลือบข้าว

ตารางที่ 9 ค่าเฉลี่ยความชื้นของข้าวหอมมะลิเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง (เปอร์เซ็นต์)

สภาวะในการเคลือบ	ปริมาณสารที่ใช้ เคลือบข้าว มิลลิลิตร/นาที่	ความชื้นข้าวก่อนเคลือบสาร สกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง	ความชื้นข้าวหลังเคลือบสาร สกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 5 นาที	50	11.64±0.08 <sup>ab</sup>	12.81±0.16 <sup>a</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 5 นาที	50	11.49±0.06 <sup>abc</sup>	11.10±0.58 <sup>ab</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 5 นาที	50	11.52±0.16 <sup>abc</sup>	11.45±0.93 <sup>cb</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 10 นาที	100	11.37±0.08 <sup>c</sup>	12.68±0.24 <sup>ab</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 10 นาที	100	11.43±0.02 <sup>bc</sup>	12.00±0.49 <sup>ab</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 10 นาที	100	11.74±0.22 <sup>a</sup>	10.18±0.17 <sup>e</sup>
อบแห้งที่ 50 °C เวลา 15 นาที	150	11.44±0.03 <sup>bc</sup>	12.69±0.19 <sup>ab</sup>
อบแห้งที่ 60 °C เวลา 15 นาที	150	11.40±0.06 <sup>bc</sup>	11.17±0.19 <sup>d</sup>
อบแห้งที่ 70 °C เวลา 15 นาที	150	11.64±0.26 <sup>ab</sup>	9.76±0.16 <sup>e</sup>

abcde...ตัวเลขที่มีอักษรในแนวตั้งแตกต่างกันจะมีความแตกต่างกันทางสถิติ ( $p \leq 0.05$ )

จากตารางที่ 9 พบว่า ข้าวทั้งสภาวะในการเคลือบมีความชื้นโดยเฉลี่ย มีความแตกต่างทางสถิติ ( $p \leq 0.05$ ) ซึ่งที่สภาวะในการเคลือบอบแห้งที่ 70 °C เวลา 15 นาทีของข้าวเคลือบสารสกัดจากซังข้าวโพดสีม่วงมีความชื้นต่ำกว่า สภาวะในการเคลือบอื่นๆ เนื่องจากความแตกต่างของอุณหภูมิและเวลาที่ใช้ในการเคลือบข้าว

4.2.6 ค่าสีของข้าวเคลือบ

ตารางที่ 10 ค่าสีของข้าวเคลือบ (ข้าวหอมดอกมะลิ)

Conditions	L	a	b	°Hue	chroma
50°C 5 min	54.64 ± 2.61	10.17 ± 0.77	6.73 ± 0.44	33.53 ± 2.75	12.21 ± 0.67
50°C 10min	46.62 ± 1.67	15.17 ± 0.48	6.15 ± 0.35	22.08 ± 1.58	16.37 ± 0.39
50°C 15min	42.31 ± 1.81	16.35 ± 0.62	6.31 ± 0.24	21.15 ± 1.46	17.53 ± 0.50
60°C 5min	54.45 ± 2.52	10.89 ± 2.37	6.93 ± 0.58	33.06 ± 6.90	12.98 ± 1.84
60°C 10min	47.26 ± 0.80	13.87 ± 0.10	6.67 ± 0.12	25.66 ± 0.46	15.39 ± 0.10
60°C 15min	45.85 ± 2.59	15.71 ± 0.05	6.72 ± 0.08	23.16 ± 0.26	17.09 ± 0.05
70°C 5min	60.07 ± 1.61	10.06 ± 0.76	7.50 ± 0.12	36.75 ± 1.68	12.55 ± 0.68
70°C 10min	53.82 ± 0.89	13.98 ± 0.13	6.74 ± 0.18	25.73 ± 0.72	15.52 ± 0.11
70°C 15min	48.78 ± 0.95	16.17 ± 0.30	6.91 ± 0.09	23.15 ± 0.55	17.58 ± 0.26

ตารางที่ 11 ค่าสีของข้าวเคลือบ (ข้าวชัยนาท)

Conditions	L	a	b	Hue	chroma
50C 5 min	54.32 ± 1.00	11.94 ± 0.50	6.92 ± 0.19	30.15 ± 1.69	13.80 ± 0.35
50C 10min	47.02 ± 2.84	16.55 ± 1.84	6.22 ± 0.07	20.74 ± 2.24	17.69 ± 1.71
50C 15min	42.48 ± 1.06	17.55 ± 0.33	6.25 ± 0.21	19.60 ± 0.36	18.63 ± 0.37
60C 5min	55.86 ± 0.26	12.54 ± 0.10	7.08 ± 0.12	29.45 ± 0.41	14.40 ± 0.12
60C 10min	48.36 ± 1.08	16.48 ± 0.26	6.31 ± 0.06	20.97 ± 0.45	17.65 ± 0.23
60C 15min	43.96 ± 0.96	18.44 ± 0.31	6.36 ± 0.11	19.04 ± 0.41	19.51 ± 0.30
70C 5min	61.82 ± 0.72	9.55 ± 0.49	8.09 ± 0.13	40.30 ± 1.85	12.52 ± 0.30
70C 10min	56.51 ± 3.36	14.40 ± 1.86	6.91 ± 0.32	25.86 ± 3.70	15.99 ± 1.56
70C 15min	51.63 ± 2.38	17.13 ± 1.17	6.39 ± 0.07	20.52 ± 1.49	18.29 ± 1.07

#### 4.2.7 ค่าเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ดและค่าเปอร์เซ็นต์การร้าวข้าวเปลือก

ตารางที่ 12 ค่าเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด (%HRY) และค่าเปอร์เซ็นต์การแตกร้าว (% fissure) ของข้าวหอมดอกมะลิ

Condition	%fissure	%hry
50C 5min	20.08 $\pm$ 5.22	85.59 $\pm$ 0.76
50C 10min	27.21 $\pm$ 2.54	84.91 $\pm$ 1.19
50C 15min	40.97 $\pm$ 1.50	87.30 $\pm$ 1.12
60C 5min	43.08 $\pm$ 1.22	85.93 $\pm$ 0.60
60C 10min	45.42 $\pm$ 2.17	83.98 $\pm$ 0.14
60C 15min	69.15 $\pm$ 2.16	84.07 $\pm$ 2.06
70C 5min	90.76 $\pm$ 5.26	84.77 $\pm$ 2.18
70C 10min	96.66 $\pm$ 0.40	83.72 $\pm$ 0.94
70C 15min	98.21 $\pm$ 0.15	86.52 $\pm$ 1.58
uncoated	5.12 $\pm$ 0.65	92.17 $\pm$ 1.33

ตารางที่ 13 ค่าเปอร์เซ็นต์ข้าวเต็มเมล็ด (%HRY) และค่าเปอร์เซ็นต์การแตกร้าว (% fissure) ของข้าวชัยนาท

Condition	%fissure	%hry
50C 5min	15.75 $\pm$ 3.57	86.37 $\pm$ 1.53
50C 10min	23.29 $\pm$ 1.13	86.59 $\pm$ 1.34
50C 15min	52.21 $\pm$ 5.48	87.87 $\pm$ 1.67
60C 5min	89.48 $\pm$ 1.17	87.32 $\pm$ 0.92
60C 10min	91.04 $\pm$ 0.66	88.79 $\pm$ 1.82
60C 15min	94.49 $\pm$ 2.79	87.15 $\pm$ 0.76
70C 5min	95.74 $\pm$ 1.04	87.25 $\pm$ 1.11
70C 10min	98.80 $\pm$ 0.42	87.72 $\pm$ 1.26
70C 15min	98.64 $\pm$ 0.66	86.92 $\pm$ 1.06
uncoated	4.85 $\pm$ 0.11	94.63 $\pm$ 0.22

## 5. สรุปผลการดำเนินงานวิจัย และข้อเสนอแนะสำหรับงานวิจัยในอนาคต

งานวิจัยนี้ได้นำเสนอการจำลองกระบวนการเคลือบแบบ top-spray fluidized bed โดยใช้วิธีผสมผสานระหว่างวิธี Euler และ Lagrange โดยใช้แบบจำลองทั้ง 2 และ 3 มิติ วัตถุประสงค์ของแบบจำลองนี้คือเพื่ออธิบายการกระจายอนุภาคนิวเคลียสและความชื้นภายในห้องเคลือบ รวมถึงใช้ในการหาความสูงเบดลอยตัว ซึ่งสามารถสรุปได้ว่าแบบจำลองนี้สามารถใช้เป็นเครื่องมือในการอธิบายปรากฏการณ์ทางเทอร์โมไดนามิกส์ต่างๆ ที่เกิดขึ้นเนื่องจากการถ่ายเทความร้อนและมวลสารในกระบวนการเคลือบได้ โดยพิจารณาจากความสอดคล้องกับผลที่ได้จากการทดลอง อย่างไรก็ตาม เมื่อพิจารณาอนุภาคนิวเคลียสที่ออกมาแล้ว ยังพบความแตกต่างระหว่างผลที่ได้จากแบบจำลองและการทดลอง ดังนั้น จึงควรศึกษาเพิ่มเติมเกี่ยวกับกลไกอื่นๆ ที่อาจส่งผลกระทบต่อความผิดพลาดของแบบจำลอง

จากการวิจัยการเคลือบข้าวด้วยสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงโดยใช้เทคนิคการเคลือบและอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบดของข้าวทั้ง 2 สายพันธุ์ คือข้าวสายพันธุ์ชัยนาทที่มีอะไมโลสสูงและข้าวสารพันธุ์หอมมะลิที่มีอะไมโลสต่ำ สามารถสรุปได้ดังนี้

1. อนุภาคนิวเคลียสที่ใช้ในการเคลือบข้าวด้วยสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงไม่มีผลต่อปริมาณสารออกฤทธิ์ทางชีวภาพ
2. เมื่อใช้เวลาในการเคลือบข้าวด้วยสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วง กล่าวคือ เมื่อระยะเวลาในการเคลือบข้าวด้วยสารสกัดจากน้ำชั่งข้าวโพดสีม่วงนานขึ้นจะส่งผลให้ปริมาณของสารดังกล่าวเพิ่มขึ้น

3. สภาวะที่เหมาะสมในการเคลือบข้าวด้วยสารสกัดจากน้ำชั่งข้าวโพดสีม่วงคือที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียสเวลา 15 นาที มีปริมาณของสารออกฤทธิ์ทางชีวภาพทั้งหมด คือ ฟีนอล , ฟลาโวนอยด์ และแอนโทไซยานินทั้งหมดมากขึ้น

4. เมื่อเวลาเดียวกันแต่อุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้ความชื้นของข้าวเคลือบสารสกัดจากชั่งข้าวโพดสีม่วงมีความชื้นที่ลดลง

สง

## 6. เอกสารอ้างอิง

บลัวีรายปักษ์ . (2556). สร้างภูมิทัศน์ทาน กำจัดมะเร็ง

เข้าถึงได้จาก: [http://www.balavi.com/content\\_th/case%20study/study01.asp](http://www.balavi.com/content_th/case%20study/study01.asp)

(วันที่ค้าข้อมูล วันที่ 2 กันยายน 2556 )

อาคม ปะหลามานิต. การใช้เทคนิคอบแห้งแบบฟลูอิดไซ์เบดเพื่อผลิตข้าวเคลือบสารต้านอนุมูลอิสระ. ปริญญา  
นิพนธ์วิศวกรรมมหาบัณฑิต. สาขาเทคโนโลยีพลังงาน คณะพลังงานสิ่งแวดล้อมและวัสดุ  
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี. 2552

อนุชิตา มุ่งงาม.เอกสารประกอบการสอน เทคโนโลยีของธัญพืช (Cereal Technology ).ภาควิชาเทคโนโลยี  
การอาหารและโภชนศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหาสารคาม .2553

Ansys Inc., 2009. Ansys Fluent 12.0 User's guide manual. Ansys Inc., Canonsburg, PA.

Atarés, L., Depypere, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2012. Coating quality as affected by core particle segregation in fluidised bed processing. *Journal of Food Engineering* 113, 415-421.

Behjat, Y., Shahhosseini, S., Marvast, M.A., 2010. Modelling gas oil spray coalescence and vaporisation in gas solid riser reactor. *International Communications in Heat and Mass Transfer* 37, 935-943.

Depypere, F., 2005. Characterisation of fluidised bed coating and microcapsule quality: a genetic approach. Ph.D. Thesis, Ghent University, Belgium.

Depypere, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2004. CFD analysis of air distribution in fluidised bed equipment. *Powder Technology* 145, 176-189.

Depypere, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2005. Expanded bed height determination in a tapered fluidised bed coater. *Journal of Food Engineering* 67, 353-359.

Dewettinck, K. and Huyghebaert, A., 1999. Fluidised bed coating in food technology. *Trend in Food Science and Technology* 10, 163-168.

Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Depypere, F., Dewettinck, K., Pieters, J.G., 2010. Comparison and evaluation of interphase momentum exchange models for simulation of the solids volume fraction in tapered fluidised beds. *Chemical Engineering Science* 65, 3100-3112.

Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Dewettinck, K., Pieters, J.G., 2011. CFD study of solids concentration in a fluidised bed coater with variation of atomisation air pressure. *Powder Technology* 212, 103-114.

Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Depypere, F., Dewettinck, K., Pieters, J.G., 2012. CFD study of droplet atomisation using a binary nozzle in fluidised bed coating. *Chemical Engineering Science* 68(1), 555-566.

- Erikson, M. and Golriz, M.R., 2005. Radiation heat transfer in circulating fluidised bed combustors. *International Journal of Thermal Science* 44(4), 399-409.
- Gidapow, D., 1994. *Multiphase Flow and Fluidisation*. Academic Press, San Diego.
- Gunn, D.J., 1978. Transfer to heat or mass to particle in fixed and fluidised beds. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 21, 467-476.
- Hajmohammadi, M.R. and Nourazar, S.S., 2014. On the insertion of a thin gas layer in micro cylindrical Couette flows involving power-law liquids. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 75, 97-108.
- Hajmohammadi, M.R., Moulod, M., Shariatzadeh, O.J., Nourazar, S.S., 2013a. New methods to cope with temperature elevations in heated segments of flat plates cooled by boundary layer flow. *Thermal Science*, DOI:10.2298/TSC1130128159H.
- Hajmohammadi, M.R., Poozesh, S., Nourazar, S.S., Manesh, A.H., 2013b. Optimal architecture of heat generating pieces in a fin. *Journal of Mechanical Science and Technology* 27(4), 1143-1149.
- Hajmohammadi, M.R., Rahmani, M., Campo, A., Shariatzadeh, O.J., 2014. Optimal design of unequal heat flux elements for optimised heat transfer inside a rectangular duct. *Energy* 68, 609-616.
- Heinrich, S., Blumschein, J., Henneberg, M., Ihlow, M., Peglow, M., Mörl, L., 2003. Study of dynamic multi-dimensional temperature and concentration distributions in liquid-sprayed fluidised beds. *Chemical Engineering Science* 58, 5135-5160.
- Incropera, F.P. and DeWit, D.P., 2002. *Introduction to heat transfer*, Wiley, New York.
- Jiménez, T., Turchiuli, C., Dumoulin, E., 2006. Particles agglomeration in a conical fluidised bed in relation with air temperature profiles. *Chemical Engineering Science* 61, 5954-5961.
- Kuipers, J.A.M., Prins, W., van Swaaij, W.P.M., 1992. Numerical calculation of wall-to-bed heat transfer coefficients in gas-fluidised beds. *AIChE Journal* 38(7), 1079-1091.
- Lazze, M.C., Savio, M., Pizzala, R., Cazzalini, O., Perucca, P., Scovassi, A.I., Stivala, L.A., Bianchi, L. (2004) . Anthocyanins induce cell cycle perturbations and apoptosis in different human celllines. *Carcinogenesis*, 25: 1427-1433.
- Nayak, S.V., Joshi, S.L., Ranade, V.V., 2005. Modelling of vaporisation and cracking of liquid oil injected in a gas-solid riser. *Chemical Engineering Science* 60, 6049-6066.
- O'Rourke, P.J., Zhao, P., Snider, D., 2009. A model for collisional exchange in gas/liquid/solid fluidised beds. *Chemical Engineering Science* 64, 1784-1797.



- Palamanit, A., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., 2013. Effects of inlet air temperature and spray rate of coating solution on quality attributes of turmeric extract coated rice using top-spray fluidised bed coating technique. *Journal of Food Engineering* 114, 132-138.
- Qureshi, M.M.R. and Zhu, C., 2006. Crossflow evaporating sprays in gas-solid flows: Effect of aspect ratio of rectangular nozzles. *Powder Technology* 166(2), 60-71.
- Ranz, W.E. and Marshall, W.R., 1952. Evaporation from drops. *Chemical Engineering Progress* 48, 141-146; 173-180.
- Ronsse, F., 2006. Modelling heat and mass transfer in fluidised bed coating process. Ph.D. Thesis, Ghent University, Belgium.
- Ronsse, F., Depelchin, J., Pieters, J.G., 2012. Particle surface moisture content estimation using population balance modelling in fluidised bed agglomeration. *Journal of Food Engineering* 109, 347-357.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2007a. Combined population balance and thermodynamic modelling of the batch top-spray fluidised bed coating process. Part I – Model development and validation. *Journal of Food Engineering* 78, 296-307.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2007b. Combined population balance and thermodynamic modelling of the batch top-spray fluidised bed coating process. Part II – Model and process analysis. *Journal of Food Engineering* 78, 308-322.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2008. Modelling side-effect spray drying in top-spray fluidised bed coating processes. *Journal of Food Engineering* 86, 529-541.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2009. Modelling heat and mass transfer in batch top-spray fluidised bed coating processes. *Powder Technology* 190, 170-175.
- Solis-Morales, D., Sáenz-Hernández, C.M., Ortega-Rivas, E., 2009. Attrition reduction and quality improvement of coated puffed wheat by fluidised bed technology. *Journal of Food Engineering* 93, 236-241.
- Taghipour, F., Ellis, N., Wong, C., 2005. Experimental and computational study of gas-solid fluidised bed hydrodynamics. *Chemical Engineering Science* 60, 6857-6867.
- Teunou, E. and Poncelet, D., 2002. Batch continuous fluid bed coating – review and state of the art. *Journal of Food Engineering* 53, 325-340.
- Vanderroost, M., Ronsse, F., Dewettinck, K., Pieters, J., 2011. Modelling coating quality in fluidised bed coating: Spray sub-model. *Journal of Food Engineering* 106, 220-227.

- Wang, X., Zhu, C., Ahluwalia, R., 2004. Numerical simulation of evaporating spray jets in concurrent gas-solid pipe flows. *Powder Technology* 140, 56-67.
- Werther, J. and Bruhns, S., 2004. 3-D Modelling of liquid injection into fluidised beds. *International Journal of Chemical Reactor Engineering* 2, Article A31, 1-35.
- Zhao, P., O'Rourke, P.J., Snider, D., 2009. Three-dimensional simulation of liquid injection, film formation and transport in fluidised beds. *Particuology* 7, 337-346.

## ภาคผนวก

## Output จากโครงการวิจัยที่ได้รับทุนจาก สกว

1. ผลงานตีพิมพ์ในวารสารวิชาการนานาชาติ (ระบุชื่อผู้แต่ง ชื่อเรื่อง ชื่อวารสาร ปี เล่มที่ เลขที่และหน้า) หรือผลงานตามที่คาดหวังไว้ในสัญญาโครงการ

1.1 Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Siriamornpun, S., Pieters, J., 2015, Numerical study of air humidity and temperature distribution in a top-spray fluidized bed coating process. Journal of Food Engineering, 146, 81-91. (impact factor = 2.576)

1.2 Duangkhamchan, W., and Siriamornpun, S., Quality attributes and anthocyanin content of rice coated by purple corn cob extract as affected by coating conditions. Submitted to Food and Bioproducts Processing (under review)

2. การนำผลงานวิจัยไปใช้ประโยชน์

☐ ด้านนโยบาย

☐ ด้านสาธารณะ

☐ ด้านชุมชนและพื้นที่

☐ ด้านพาณิชย์

☒ ด้านวิชาการ โดยใคร ภาควิชาเทคโนโลยีการอาหารและโภชนศาสตร์ คณะเทคโนโลยี มหาวิทยาลัยมหาสารคาม มีการนำไปใช้อย่างไร

จากผลการดำเนินโครงการ.....“การจำลองเชิงการคำนวณของไหลพลศาสตร์ของการถ่ายเทความร้อนและมวลสารในกระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบดชนิดฉีดพ่นจากด้านบน”.....สามารถพัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ใช้สำหรับการออกแบบและการศึกษากระบวนการเคลือบแบบฟลูอิดไดซ์เบดชนิดฉีดพ่นจากด้านบนในเชิงลึกสำหรับนิตินิตโดยเฉพาะนิตินิตระดับบัณฑิตศึกษา โครงการนี้ได้นำผลจากการศึกษาแทรกในบทเรียนวิชา Advanced Food Processing ของนิตินิตระดับปริญญาโทและเอก นอกจากนั้นยังนำไปประยุกต์กระบวนการเคลือบเพื่อเพิ่มมูลค่าให้กับพืชผลทางการเกษตร เช่น การผลิตข้าวเคลือบ เป็นต้น

Numerical study of air humidity and temperature distribution in a top-spray fluidized bed coating process  
Published in Journal of Food Engineering 146 (81-91)



# Numerical study of air humidity and temperature distribution in a top-spray fluidised bed coating process



W. Duangkhamchan<sup>a,\*</sup>, F. Ronsse<sup>b</sup>, S. Siriamornpun<sup>a</sup>, J.G. Pieters<sup>b</sup>

<sup>a</sup> Research Unit of Process and Product Development of Functional Foods, Department of Food Technology and Nutrition, Faculty of Technology, Mahasarakham University, Kamriang, Kantarawichai, Mahasarakham 44150, Thailand

<sup>b</sup> Biosystems Engineering, Faculty of Bioscience Engineering, Ghent University, Coupure Links 653, B-9000 Ghent, Belgium

## ARTICLE INFO

### Article history:

Received 13 June 2014  
Received in revised form 13 August 2014  
Accepted 3 September 2014  
Available online 16 September 2014

### Keywords:

Fluidisation  
Euler  
Lagrange  
Sprayed granulation  
Computational fluid dynamic

## ABSTRACT

The objectives of this study were to model the air temperature and humidity distributions and to determine expanded bed heights in a top-spray fluidised bed coater using computational fluid dynamics (CFD). For model validation purposes, model-predicted outlet air temperatures and expanded bed heights were compared to those reported in literature. The model-predicted outlet air temperatures at different conditions were found to be overestimated, approximately 3–5 °C higher, while good agreement was found between measured and predicted expanded bed heights. In addition, the model showed good qualitative agreement in the existence of different thermal zones in the fluidised bed with those observed in experiments. In conclusion, the CFD model could be employed to determine the expanded bed height and to characterise the thermal zones in the fluidised bed, while model development, specifically regarding implementation of droplet/particle interactions in the model is still needed to increase the consistency with the experimental air temperatures.

© 2014 Elsevier Ltd. All rights reserved.

## 1. Introduction

Fluidised bed coating is a process in which solid particles are individually coated by spraying the coating material, in solution (i.e. aqueous or organic solvent based), onto a bed of fluidised particles. By repeated impact of droplets containing the dissolved coating material onto the solid, fluidised particles and by successive solvent evaporation, a coating layer is gradually built onto the particle surface (Ronsse et al., 2008, 2009; Turchiuli et al., 2011). This technique has been widely applied in numerous industrial processes, for instance, in the chemical and pharmaceutical industry, food process technology and agriculture (Heinrich et al., 2003). For instance in food process technology, Solís-Morales et al. (2009) used a top-spray fluidised bed coater, as an alternative for coating puffed wheat particles with a sweet chocolate cover, as a means to reduce attrition promoted in the conventional pan coating process. Other applications in the food process technology apply to controlled release, protection of the core material against reactive environments, reducing dustiness, taste masking or flavour encapsulation, etc.

Among three types of fluidised bed reactor configurations including tangential-, bottom- and top-spray configuration, the lat-

ter in which an aqueous coating solution is sprayed downwards onto the top surface of the fluidised particles is widely applied in the food industry due to its simplicity and versatility (Dewettinck and Huyghebaert, 1999). A schematic overview of a typical top-spray configured fluidised bed coating system is given in Fig. 1. Even though the top-spray configuration has been successfully introduced in the food industry, the occurrence of side effects including the premature spray-drying of the droplets containing the dissolved coating material and agglomeration (i.e. sticking or clumping together of wetted particles) could result in poor product quality and product losses (Dewettinck and Huyghebaert, 1999; Werner et al., 2007). To solve these problems, all phenomena in the coating process including air suspension, particle dynamics, coating solution droplet trajectories and their interactions have to be clearly understood so that appropriate selection of process input variables can be achieved (Teunou and Poncelet, 2002).

As a result of various operating variables (process conditions, material properties, etc.) affecting the coating process dynamics and quality of the resulting product, many attempts have been made to optimise the coating system, improving the reactor design and increasing material efficiency, as reviewed by Teunou and Poncelet (2002). For instance, Atarés et al. (2012) investigated the effects of core particle size and its distribution on the thickness and coating quality. In addition to core material properties, the

\* Corresponding author. Tel.: +66 8 17 39 89 97; fax: +66 43 75 46 09.  
E-mail address: [kimhun1976@hotmail.com](mailto:kimhun1976@hotmail.com) (W. Duangkhamchan).



### Nomenclature

$A_d$	droplet surface area ( $\text{m}^2$ )	$Sh$	Sherwood number (–)
$C_d$	vapour concentration at the droplet surface ( $\text{mol m}^{-3}$ )	$T$	temperature (K)
$C_l$	vapour concentration in the bulk gas ( $\text{mol m}^{-3}$ )	$t$	time (s)
$c_p$	specific heat at constant pressure ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )	$\vec{v}$	velocity vector ( $\text{m s}^{-1}$ )
$D_v$	diffusion coefficient of vapour in the bulk ( $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$ )	$X$	local bulk mole fraction of water vapour
$d$	particle diameter (m)	<i>Greek symbols</i>	
$f_{vo}$	mass fraction of volatile component (–)	$\alpha$	volume fraction (–)
$H$	specific enthalpy ( $\text{kJ kg}^{-1}$ )	$\rho$	density ( $\text{kg m}^{-3}$ )
$h$	convective heat transfer coefficient ( $\text{kJ s}^{-1} \text{m}^{-2} \text{K}^{-1}$ )	$\bar{\epsilon}$	stress-strain tensor ( $\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-2}$ )
$h'$	convective mass transfer coefficient ( $\text{m s}^{-1}$ )	$\mu$	shear viscosity (Pa s)
$k_i$	thermal conductivity ( $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ )	$\lambda$	latent heat ( $\text{J kg}^{-1}$ )
$M_d$	current droplet mass (kg)	<i>Subscripts</i>	
$M_{d0}$	initial droplet mass (kg)	$bp$	boiling point
$\dot{m}$	mass flow rate ( $\text{kg s}^{-1}$ )	$d$	droplet phase
$N_i$	molar flux of vapour ( $\text{kmol m}^{-2} \text{s}^{-1}$ )	$i, j$	class or integer
$N_s$	number of solid phases (–)	$l$	fluid or gas phase
$Nu$	Nusselt number (–)	$m$	solid phase $m$
$p$	pressure (Pa)	$s$	solid phase
$Pr$	Prandtl number (–)	$ss$	steady state
$p_{sat}$	saturated vapour pressure at droplet temperature (Pa)	$v$	vapour
$q$	heat flux ( $\text{kJ s}^{-1} \text{m}^{-2}$ )	$vap$	vaporisation
$Q$	heat exchange rate between phases ( $\text{kJ s}^{-1}$ )		
$R$	Universal gas constant ( $\text{J mol}^{-1} \text{K}^{-1}$ )		
$Re$	Reynolds number, dimensionless		
$Sc$	Schmidt number (–)		

effects of operating conditions including inlet air temperature and spraying rate on quality attributes were studied by Palamanit et al. (2013). Process optimisation has not only been carried out experimentally, but has also been studied by means of mathematical models. Among them, computational fluid dynamics (CFD) has been widely used as a powerful tool to describe multiphase flows in fluidised bed coating processes (Duangkhamchan et al., 2011). In addition, the combination with population balance modelling allows to describe the dynamics of coating layer growth, agglomeration and drying (Ronsse et al., 2007a, 2007b; Mortier et al., 2011). In the last decade, with the advancement of computational techniques and computer hardware capabilities, CFD has been successfully employed as a powerful tool not only to optimise process control and constructional design (Hajmohammadi et al., 2013a, 2013b, 2014), but also to simulate so-called multiphysics phenomena in many systems. As the focus in this research work lies solely on CFD, only this technique will be discussed in more detail. For more details concerning the population balance method in the fluidised beds, the readers are referred to Ronsse et al. (2007a, 2007b, 2008, 2012), Mortier et al. (2011), and Vanderroost et al. (2011).

In multiphase flows such as those in gas–solid fluidised beds, most researchers have either used the Eulerian–Eulerian or the Eulerian–Lagrangian approach. In the Eulerian–Eulerian approach, both the solid and the fluidising gas phases are treated as interpenetrating continua, meaning that both phases are present at any given point in the modelled domain. For each of the phases, the conservation equations (mass, energy and momentum) are solved and are supplemented with interaction terms (such as the drag force) to describe the coupling between both gas and solid phases (Mortier et al., 2011). On the other hand, in the Eulerian–Lagrangian approach, the gas phase is still modelled as a continuum whereas each particle in the system is modelled individually by solving the equation of motion accounting for all forces exerted upon the tracked particle, including collisional forces resulting

from particle–particle or particle–wall interactions (Taghipour et al., 2005). Given the large number of solid particles to be tracked in fluidised bed systems, the computational cost of the Eulerian–Lagrangian approach is significantly larger than the Eulerian–Eulerian approach and the latter has been established as the most widely used method to simulate gas–solid fluidised bed systems (Loha et al., 2014).

Apart from difficulties in accurate simulations of gas–solids flows, modelling the formation and evaporation of injected droplets and subsequent agglomeration or layered growth mechanisms in the fluidised bed coating process in the Eulerian–Eulerian framework is extremely difficult. Thus, the Lagrangian approach offers a more natural way to simulate complex micro-level droplet-related processes like phase interaction and evaporation. In Duangkhamchan et al. (2012), both the Eulerian (in combination with a population balance equation to account for the droplet size) and the Lagrangian framework were compared with respect to their capability to model the dispersion of droplets produced by a two-fluid nozzle and it was found that the Lagrangian method gave overall better agreement with the experimental observations. Furthermore, the Lagrangian approach has been widely employed for describing not only the heat and mass transfer taking place at the individual droplet scale, but also for describing the droplet trajectories in a flow field (Nayak et al., 2005).

Even though possibilities for numerically investigating the hydrodynamics of gas–solid fluidised beds as well as heat and mass transfer have been extensively discussed in a number of papers (Wang et al., 2004; Werther and Bruhns, 2004; Nayak et al., 2005; Qureshi and Zhu, 2006; O'Rourke et al., 2009; Zhao et al., 2009; Behjat et al., 2010), limitations for particular systems of the complete CFD model could still be found.

Our research group has attempted to provide the complete CFD model for the top-spray fluidised bed with the global aim to understand the process phenomena taking place in the system and thus, for the CFD model to be used as a tool to optimise process control



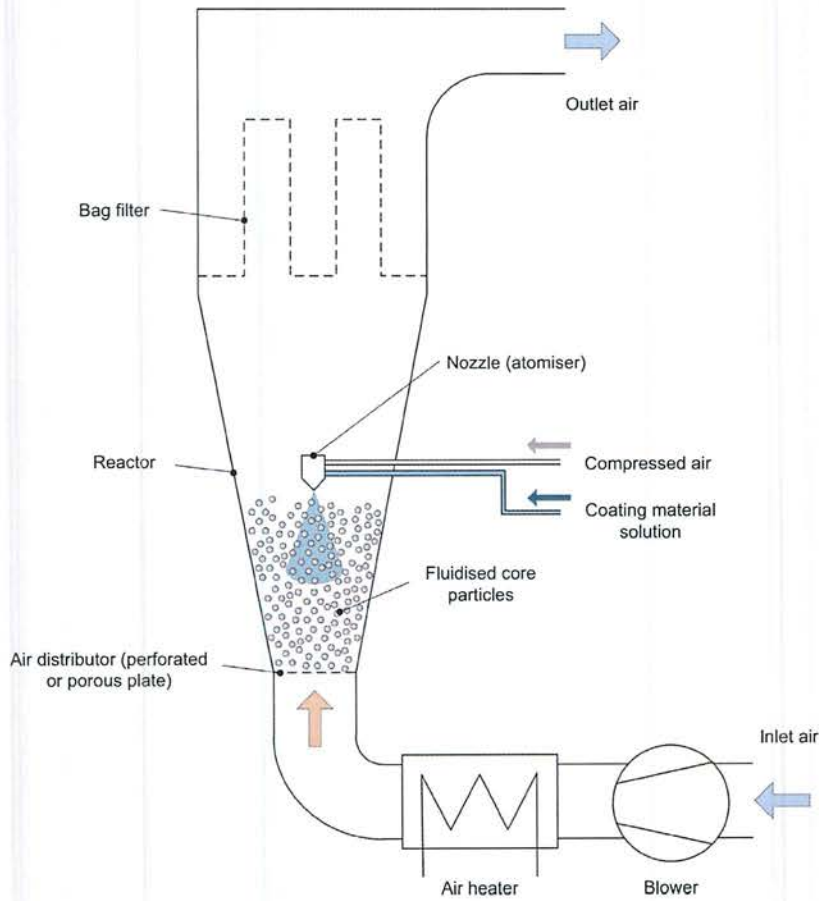


Fig. 1. Schematic overview of a typical fluidised bed coating system, using the top-spray configuration.

and reactor design. Due to several aspects to be studied in more detail, our research project was split up into four parts dealing with these aspects. A CFD model was firstly constructed with a suitably selected drag model (Duangkhamchan et al., 2010). Next, the CFD model was used to describe the effect of the two-fluid nozzle (wherein the formation of droplets is assisted by the release of compressed air) on fluidisation behaviour of solids particles (Duangkhamchan et al., 2011). The third part dealt with the numerical description of liquid spray hydrodynamics in the gas/solid fluidised bed (Duangkhamchan et al., 2012). The final part and also the subject of this research paper deals with the overall CFD model with the inclusion of heat and mass transfer.

Consequently, the main objective of this paper is to present the results obtained from the overall CFD model integrated with the existing models for the fluidised bed coating processes as described in our previous works mentioned above, as well as the introduction of heat and mass transfer. The results presented in this paper deal with air temperature and humidity distributions inside the top-spray fluidised bed coating reactor. Furthermore, the proposed model was applied to determine the expanded bed height by means of temperature and static pressure methods.

## 2. CFD model description

In this work, the motion of the gas and solids phases were modelled in an Eulerian framework where the dispersed solids and gas were treated as interpenetrating continua. The gas–solid flow fields and their interactions were obtained with the use of general conservation equations, as described in Duangkhamchan et al.

(2010, 2011), while the discrete phase model was solved in a Lagrangian framework to simulate the spray pattern which was solved by tracking the droplet trajectories by integrating the equation of droplet motion. The momentum exchange between liquid phase and continuous phases was considered via appropriate formulation of interphase coupling terms.

### 2.1. Governing equations of heat transfer between gas and solid phases

In the Eulerian frame of reference, the conservation of energy is described using separate enthalpy equations for each phase with the assumption that the radiation component was negligible as a result of the typical small temperature differences encountered (Erikson and Golriz, 2005):

Gas phase:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{v}_g H_g) = -\alpha_g \frac{\partial p_g}{\partial t} + \bar{\tau}_g : \nabla \vec{v}_g - \nabla \cdot \vec{q}_g + \sum_{s=1}^{N_s} Q_{gs} + Q_{gd} + \dot{m}_{gd} H_{gd} \quad (1)$$

Solid phase:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s H_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{v}_s H_s) = -\alpha_s \frac{\partial p_s}{\partial t} + \bar{\tau}_s : \nabla \vec{v}_s - \nabla \cdot \vec{q}_s + \sum_{s=1}^{N_s} Q_{sg} + \sum_{s=1, s \neq m}^{N_s} Q_{sm} + \sum_{s=1}^{N_s} Q_{sd} \quad (2)$$

In the above equations, the subscript *g* refers to the gas phase, *d* to the droplet phase and *s* to the solid phases. To account for the polydispersity of the solid particles, more than one solid phase



was modelled, with each solid phase having a different particle diameter (Duangkhamchan et al., 2010). Hence, the total number of solid phases modelled is equal to  $N_s$  and the subscript  $s$  refers to each of these solid phases (i.e.  $1 \leq s \leq N_s$ ). No energy conservation equation has been given for the liquid (droplet) phase, as this phase was not modelled as a continuum, but as a discrete phase in the Lagrangian framework as detailed in Section 2.2.

Furthermore in Eqs. (1) and (2),  $h_i$  is the specific enthalpy of phase  $i$  ( $i$  being either  $d$ ,  $g$  or  $s$ );  $Q_{ij}$  is the intensity of heat exchange between the  $i$ th and the  $j$ th phases ( $j$  being either  $d$ ,  $g$  or  $s$ );  $\dot{m}_{ij}$  is the mass flow rate from the  $i$ th to the  $j$ th phase.  $\bar{q}_i$  is the heat flux and expressed by

$$q_i = -k_i \nabla \cdot T_i \quad (3)$$

where  $k_i$  is the thermal conductivity ( $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ ) for the  $i$ th phase. Due to posing a major difficulty in the theoretical formulation (Kuipers et al., 1992) and considering the relative narrow temperature range the fluidised bed coating process operates at, thermal conductivity was assumed independent of temperature in the present work. However, for further details concerning temperature-dependent thermal conductivity in heat and mass transfer modelling, the reader is referred to cases such as those described by Hajmohammadi and Nourazar (2014).

The rate of energy transfer between phases,  $Q_{ij}$ , was assumed to be a function of the temperature difference:

$$Q_{ij} = h_{ij}(T_i - T_j) \quad (4)$$

where  $h_{ij}$  is the convective heat transfer coefficient ( $\text{kJ s}^{-1} \text{m}^{-2} \text{K}$ ) between the  $i$ th and the  $j$ th phase. Because the heat and mass transfer between solid phases and between each solid and the liquid phase were not taken into account in this study, the last two terms in Eq. (2) were omitted. From Eq. (4) the heat transfer coefficient between the solid phase and the gas phase,  $h_{sg}$  is related to the Nusselt number of the solid phase,  $Nu_s$ , by

$$h_{sg} = \frac{6k_g \alpha_g \alpha_s Nu_s}{d_s^2} \quad (5)$$

where  $d_s$  is solid diameter and  $k_g$  is the thermal conductivity of the gas phase, whereas the Nusselt number can be determined from the correlation of Gunn (1978), applicable for a porosity of 0.35–1.0 and the Reynolds number of up to  $10^5$ :

$$Nu_s = (7 - 10\alpha_g + 5\alpha_g^2)(1 + 0.7Re_s^{0.2}Pr^{1/3}) + (1.33 - 2.4\alpha_g + 1.2\alpha_g^2)Re_s^{0.72}Pr^{1/3} \quad (6)$$

where  $Re_s$  is the relative Reynolds number based on the diameter of solid phase and the relative velocity  $|\vec{v}_g - \vec{v}_s|$ , and  $Pr$  is the Prandtl number of the gas phase:

$$Pr = \frac{c_{p,g} \mu_g}{k_g} \quad (7)$$

## 2.2. Heat and mass transfer models for a liquid phase

Two models corresponding to two different heat and mass transfer regimes (inert heating and vaporisation) between the discrete phase (droplets) and the continuous phase (gas–solid), available in CFD solver software, Ansys Fluent 12.0, were considered. The heat transfer from the gas phase to the droplet phase was computed by examining the change in thermal energy of a droplet as it passes through each control volume (Ansys Inc., 2009).

### 2.2.1. Inert heating

For the liquid droplet, when its temperature is less than the vaporisation temperature,  $T_{vap}$  (K), of the droplet, which is a modelling parameter defining the onset of vaporisation, and/or

when all the volatile mass of the drop is evaporated, the inert heating regime was considered. These conditions may be written as

$$T_d < T_{vap} \quad (8)$$

and

$$M_d \leq (1 - f_{v0})M_{d0} \quad (9)$$

where  $T_d$  (K) is the droplet temperature,  $M_{d0}$  is the initial mass of the droplet,  $M_d$  is its current mass and  $f_{v0}$  is the initial mass fraction of the volatile components (in this case, water). When these conditions were satisfied, the following heat balance equation was used to relate the droplet temperature,  $T_d$ , to the convective heat transfer:

$$M_d c_{p,d} \frac{dT_d}{dt} = h_{dg} A_d (T_g - T_d) \quad (10)$$

where  $c_{p,d}$  is the specific heat of the liquid in the droplet ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ ),  $A_d$  the surface area of the droplet ( $\text{m}^2$ ),  $T_g$  the local gas temperature (K), and  $h_{dg}$  the convective heat transfer coefficient at the droplet/gas boundary ( $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$ ). In the case of forced convection around spherical bodies, the correlation of Ranz and Marshall (1952) can be used to calculate the convective heat transfer coefficient:

$$Nu_d = \frac{h_{dg} d_d}{k_g} = 2 + 0.6Re_d^{1/2}Pr^{1/3} \quad (0 \leq Re < 200, 0 \leq Pr < 250) \quad (11)$$

Here  $Nu_d$  is the Nusselt number;  $d_d$  is droplet diameter (m);  $k_g$  is thermal conductivity of gas ( $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ );  $Re_d$  is the relative Reynolds number and  $Pr$  is the Prandtl number.

### 2.2.2. Droplet vaporisation

As evaporation of liquid initiates, it is essential to consider the mass transfer and heat transfer at the droplet surface. This regime of droplet vaporisation is initiated when a partial vapour pressure differential occurs at the droplet's surface and continues until the droplet reaches the boiling point,  $T_{bp}$  (K), at which the vaporisation is much enhanced, or until the droplet's volatile fraction (i.e. water) is completely consumed:

$$T_d \leq T_{bp} \quad (12)$$

$$M_d > (1 - f_{v0})M_{d0} \quad (13)$$

The rate of vaporisation was modelled by relating the flux of droplet vapour into the gas phase to the difference of the vapour concentration between the droplet surface and the bulk gas as

$$N_{dg} = h'_{dg}(C_d - C_g) \quad (14)$$

where  $N_{dg}$  is the molar flux of vapour from the droplet towards the gas phase ( $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$ ),  $h'_{dg}$  the convective mass transfer coefficient ( $\text{m s}^{-1}$ ),  $C_d$  the vapour concentration at the droplet surface ( $\text{mol m}^{-3}$ ) and  $C_g$  the vapour concentration in the bulk gas ( $\text{mol m}^{-3}$ ).

The concentration of vapour at the droplet surface was evaluated by assuming that the partial vapour pressure at the interface is equal to the saturated vapour pressure,  $p_{sat,d}$ , at the droplet temperature,  $T_d$ :

$$C_d = \frac{p_{sat,d}}{RT_d} \quad (15)$$

where  $R$  is the universal gas constant.

The concentration of vapour in the bulk gas was known from:

$$C_g = X_g \frac{P}{RT_g} \quad (16)$$



where  $X_g$  is the local bulk mole fraction of water vapour in the gas phase,  $p$  is the local absolute pressure, and  $T_g$  is the local bulk temperature in the gas. The convective mass transfer coefficient in Eq. (14) can be calculated from the Sherwood number correlation (Ranz and Marshall, 1952):

$$Sh = \frac{h'_{dg} d_d}{D_v} = 2.0 + 0.6 Re_d^{1/2} Sc^{1/3} \quad (0 \leq Re < 200, 0 \leq Sc < 250) \quad (17)$$

where  $D_v$  denotes the diffusion coefficient of vapour in the bulk ( $m^2 s^{-1}$ ) and  $d_d$  is the droplet diameter.

$Sc$  is the Schmidt number expressed by

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D_v} \quad (18)$$

To model the heat transferred to the droplet, the droplet temperature is updated according to a heat balance relating the sensible heat change in the droplet to the convective and latent heat transfer between the droplet and the continuous phase with the assumption that radiation heat transfer to the droplet can be neglected for small temperature differences (Erikson and Golriz, 2005):

$$M_d c_{p,d} \frac{dT_d}{dt} = h_{dg} A_d (T_g - T_d) + \frac{dM_d}{dt} \lambda \quad (19)$$

Here  $\lambda$  denotes the latent heat ( $J kg^{-1}$ ) and  $\frac{dM_d}{dt}$  is the rate of evaporation ( $kg s^{-1}$ ).

### 3. Materials and methods

#### 3.1. Numerical setup

Prior to the CFD calculations, the meshed 2-dimensional geometry of a laboratory-scale Glatt GPCG-1 fluidised bed coater (Glatt GmbH, Germany) was defined and generated using Gambit 2.2.30 (Ansys Inc., Canonsburg, PA) (Fig. 2a). The 2-dimensional model was only used to validate bed heights and wall temperature profiles in the absence of the two fluid nozzle. Also, a 3-dimensional unstructured grid of tetrahedral–hexahedral cells was employed for the geometry including the two-fluid nozzle (Schlick Model 970 S0) for describing air humidity and temperature and for validating against the results of Ronsse (2006) (Fig. 2b). The step towards the 3-dimensional model domain was necessary when the nozzle was added as the resulting geometry could no longer be considered

symmetric. The meshed geometry was subsequently imported into the solver, Ansys Fluent 12.0.

Before solving, the boundary conditions, initial conditions and properties of all phases were specified. The fluidisation air inlet and the atomisation air from the two-fluid nozzle were modelled as a velocity inlet. In order to modify the reactor under-pressure, the air outlet was defined as a pressure outlet with radial pressure distribution and constant atmospheric pressure. At the walls, the no-slip boundary condition was applied for momentum equations.

In this work, CFD simulations were divided into two sections in order to determine the expanded bed height (without spray and atomisation air) and to capture the air humidity and temperature distributions. The 2D CFD simulations excluding the droplet phase were performed by means of the finite-volume code, Ansys Fluent 12.0, using a single-precision, unsteady-state and first order implicit solver, in order to determine the expanded bed height inside the fluidised bed reactor. The conservation equations of mass, momentum and energy of gas/solids flow were solved using a multiphase flow Eulerian model in which each phase was treated as interpenetrating continua. Furthermore, the droplet phase was introduced as a discrete phase into the gas/solids flow, therefore including all three phases (gas, solids, and droplets), in order to model the air humidity and temperature distribution by means of combined Eulerian/Lagrangian approach in which the gas/solids flow was solved in the Eulerian framework, while spray trajectories were tracked by integrating the equation of droplet motion. In this approach, the coupling between phases was achieved through the drag force, heat transfer coefficient and mass source term, due to droplet evaporation. The momentum exchange coefficient (drag coefficient) used for all sections was calculated using the modified Gidaspow model in which the drag model proposed by Gidaspow (1994) was modified in order to avoid the discontinuity of drag function found at voidage of 0.8. The modified Gidaspow (1994) correlation introduces a smooth transition function to the drag force equation which gives a rapid continuous transition from the dilute ( $\alpha_g > 0.8$ ) to the dense ( $\alpha_g \leq 0.8$ ) gas/solid regimen. More details regarding the drag models can also be found in Duangkhamchan et al. (2010). The convective heat transfer coefficient was used to calculate the heat exchange between the gas and solid phase with the use of the Gunn (1978) correlation in which the Nusselt number for heat transfer from and to the particles at low and high Reynolds number is correlated to a wide range of porosities, whereas heat transfers between solid and liquid phases and between solid phases were not taken into account in this work.

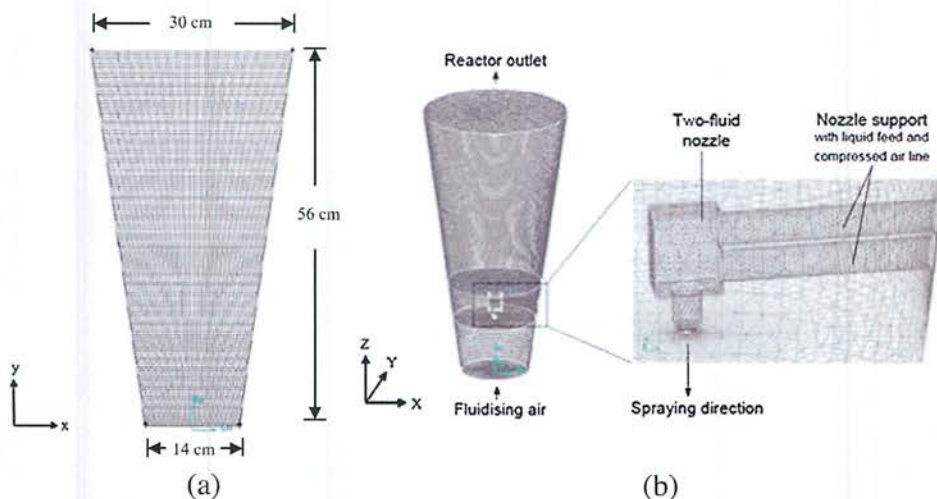


Fig. 2. Meshed geometry of a conical reactor with a size of mesh 0.005 m: (a) 2D without a nozzle and (b) 3D including the nozzle.



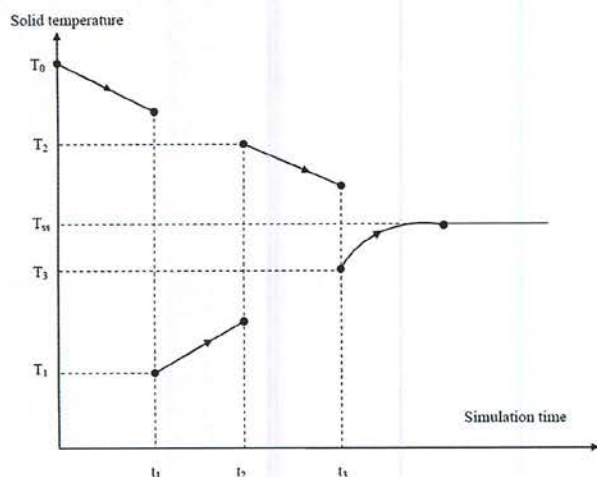


Fig. 3. Procedure used to accelerate the calculation time of solid temperature.

To avoid expensive time consumption for reaching the steady state ( $T_{ss}$ ) starting from the initial condition in the iterative solving procedure, a method accelerating the calculation of solid temperature to reach the steady-state point was taken into consideration. In this work, the initial solid temperature ( $T_{s,0}$ ) was first specified as the inlet fluidisation air temperature instead of ambient temperature. From this point, solid temperature decreased constantly resulting from heat losses, meaning that the steady-state solid temperature was lower than the set-point value. Subsequently, the solid temperature was initiated with a lower value ( $T_{s,1}$ ). If the solid temperature increased, the steady-state point was examined at which the solid temperature was intermediate between higher and lower set point. This procedure was repeated until the solid temperature was almost constant. The steady-state acceleration method is outlined in Fig. 3.

### 3.2. Simulation circumstances and validation

The Eulerian CFD model, using a single gas phase as the primary continuous phase and the three separate phases with different particle sizes for each phase (Duangkhamchan et al., 2010), was again employed to account for the polydispersity of solids used in the experimental validation. Furthermore, as discussed in Duangkhamchan et al. (2011), not only the effect of the significantly different sized particles was taken into account, but the adjustment in superficial air velocity boundary condition (10% increased) was also specified as an inlet boundary condition in order to satisfactorily match the experimental data.

#### 3.2.1. Determination of expanded bed heights

Before performing the CFD simulations to describe the distribution of air humidity and temperature inside a reactor, two CFD simulations with different process variables were performed using a 2D meshed geometry excluding the nozzle (Fig. 2a) until steady-state behaviour was reached. In accordance with the measured expanded bed heights (Depypere, 2005; Depypere et al., 2005), 1 kg and 2 kg sucrose/starch beads, namely “non-pareils (NP)” were used as solid materials and fluidised at low fluidisation air flow rate ( $40.3 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ) and at high fluidisation air flow rate ( $66.2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ), respectively, with the absence of atomisation air. In the models, the particle sizes used in each solid phase of the model were specified as  $200 \mu\text{m}$  (accounting for 20% of the total mass in all three phases),  $355 \mu\text{m}$  (60%) and  $510 \mu\text{m}$  (20%). The initial bed heights (static bed) were 7 cm and 12.6 cm for 1 kg and 2 kg of non pareils, respectively. The inlet air temperature

was set as  $50^\circ\text{C}$ . The remaining initial conditions, material properties and simulation parameters are summarised in Table 1. Time-averaged near-wall gas temperatures were determined as a function of height above the air distributor at different fluidisation air flow rates.

#### 3.2.2. Distribution of air humidity and temperature

In order to describe the distribution of air humidity and temperature, liquid injection together with atomisation air (compressed air) were introduced through the two-fluid nozzle into the gas–solid flow, as well as the droplet evaporation. The 3D CFD model included all phases: gas, solid particles and droplets, and their interactions. Conservation equations of mass, momentum and energy were solved using the Eulerian framework, while the feed droplet flow and its evaporation were described by means of the Lagrangian approach. The single-precision, unsteady-state, first order implicit solver was employed to perform a case study of a CFD simulation for all phases involved in the fluidised bed coating process.

As the main goal of this paper, to investigate the heat transfer behaviour in the system of fluidised bed coating including all phases (gas, solid and liquid), droplet evaporation was modelled together with gas–solid interactions using the overall CFD model. However, apart from difficulties in accurately simulating gas–solids flows, evaporation of injected droplets and subsequent layered growth of coating material onto the fluidised particles is extremely demanding. Consequently, in this paper, as the first part of modelling heat and mass transfer in the top-spray fluidised bed coater, the droplet collision and adhesion on solids particles resulting in particle growth mechanisms were not taken into account.

The bed or core material consisted of glass beads with a volume weighted averaged diameter of  $365 \mu\text{m}$  (Sovitec Micropearl®) of which 0.75 kg were fluidised in the Glatt GPCG-1 fluidised bed coater. The particle sizes used in each solid phase of the model were specified as  $230 \mu\text{m}$  (20%),  $330 \mu\text{m}$  (60%) and  $430 \mu\text{m}$  (20%). The static bed height of 5.6 cm was determined from the geometry of the reactor, the bulk density of the glass beads and the total mass of glass beads initially in the bed. The bed material temperature was initially assumed according to the procedure of accelerating the calculation of solid temperature (see Section 3.1). The process variables (Table 2) corresponding to the experimentally determined outlet air temperatures ( $30.4 \pm 0.6$ ,  $39.5 \pm 0.6$  and  $58.9 \pm 0.6^\circ\text{C}$ ) obtained by Ronsse (2006) were specified as boundary conditions. The external heat transfer coefficient at the walls was supposed to be governed by convection, and was estimated using the Nusselt number for natural convection at a free standing pipe with a diameter equal to the average reactor diameter (Incropera and DeWit, 2002; Depypere et al., 2004). This external heat transfer coefficient was calculated to be  $3.5 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$  and was applied to both the 2D and 3D model.

Table 1  
Initial conditions, material properties and simulation parameters.

Boundary conditions and simulation parameters	Values
Primary phase	Gas
Secondary phase	Non-pareils
Mean solids particle size, $d_{32}$ , $\mu\text{m}$	345 <sup>a</sup>
Solids particle density, $\text{kg m}^{-3}$	1459 <sup>a</sup>
Solids particle loading, kg	1, 2
Gas density, $\text{kg m}^{-3}$	1.225
Fluidisation air flow rate, $\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$	40.3 <sup>b</sup> , 66.2 <sup>b</sup>
Atomisation air flow rate, $\text{m}^3 \text{ h}^{-1}$	–
Corresponding to 2 and 4 bar	–
Ambient temperature, $^\circ\text{C}$	16.5

<sup>a</sup> Obtained by Depypere (2005).

<sup>b</sup> Used for validation (Depypere, 2005; Depypere et al., 2005).



Table 2

Process conditions used in the CFD models (Ronsse, 2006).

No.	$T_{am}$ (°C)	RH (%)	$T_{in}$ (°C)	$\dot{M}_{sol}$ (g min <sup>-1</sup> )	$P_{at}$ (bar)	$G_{a,in}$ (kg s <sup>-1</sup> )	$T_{out}$ (°C)
1	20.7	51	50	5.52	2.5	$9.38 \times 10^{-3}$	$30.4 \pm 0.6$
2	19.5	47	70	7.23	2.5	$9.38 \times 10^{-3}$	$39.5 \pm 0.6$
3	18.5	25	80	7.70	2.5	$1.56 \times 10^{-2}$	$58.9 \pm 0.6$

$T_{am}$  denotes ambient temperature; RH denotes relative humidity;  $T_{in}$  denotes inlet temperature;  $\dot{M}_{sol}$  denotes solution feed rate;  $P_{at}$  denotes atomisation pressure;  $G_{a,in}$  denotes fluidisation air flow rate; and  $T_{out}$  denotes outlet air temperature.

### 3.2.3. Experimental validation

In order to validate the model-predicted expanded bed heights, the experimental results obtained by Depypere et al. (2005) were used. The experiments were carried out in the laboratory-scale Glatt GPCG-1 (Glatt GmbH, Germany) fluidised bed coater with a transparent polycarbonate insert in order to measure the expanded-bed heights by means of three different methods: the visual method, the static pressure method and the temperature method. For details concerning these experiments, the reader is referred to Depypere et al. (2005).

In addition, the outlet air temperatures measured by Ronsse (2006), as shown in Table 2, were used for the model validation. The air temperatures were measured at the outlet of the Glatt GPCG-1 fluidised bed coater, with the AISI 304 stainless steel insert, by means of a stainless steel sheathed T-type thermocouple (Ronsse, 2006).

## 4. Results and discussion

### 4.1. Expanded bed height

Fig. 4 shows time-averaged near-wall gas temperature profiles predicted by the CFD models with the operating conditions of 1 kg of non-pareils at low fluidisation air flow rate ( $40.3 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ) and 2 kg of non-pareils at high fluidisation air flow rate ( $66.2 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ ).

Fig. 4 also illustrates the determination of the expanded bed height by means of near-wall gas temperature for both operating conditions. The expanded bed height was determined as the intersection of the isothermal profile in the bed and the linear temperature decrease above the bed. It can be seen from Fig. 4 that for both cases, the gas temperature adjacent to the wall decreased rapidly at the height just above the air distributor ( $\sim 4 \text{ cm}$  above the air distributor). In this region, the hot fluidising air rapidly transfers heat to the bed resulting in a decrease in the near-wall gas temperature. Above this height, well-mixed fluidisation causes isothermal conditions, as can be seen in Fig. 4 by the constant temperature for 4–11 cm and for 4–22 cm for low and high fluidisation air flow rate, respectively. From Fig. 4, it can be concluded that the expanded bed height obtained by CFD models using the intersection of a horizontal and an inclined regression line were approximately 11.5 cm and 22.6 cm at low and high fluidisation air flow rate, respectively, which were in a good agreement with results (11.5 cm and 20.0 cm, respectively) obtained by means of the visual method (Depypere, 2005; Depypere et al., 2005).

Furthermore, the static pressures from CFD simulations together with experimental results were plotted as a function of height above the air distributor, as shown in Fig. 5. It can be observed from this figure that the dependence of the static gauge pressure in the fluidised bed as a function of height above the air distributor could be accurately described by a second order polynomial relationship. Typically, in cylindrical fluidised beds, the relationship between static gauge pressure and height is linear. However, in the geometry of the reactor used in this study (i.e. tapered), the cross-sectional area of the reactor is no longer constant, but

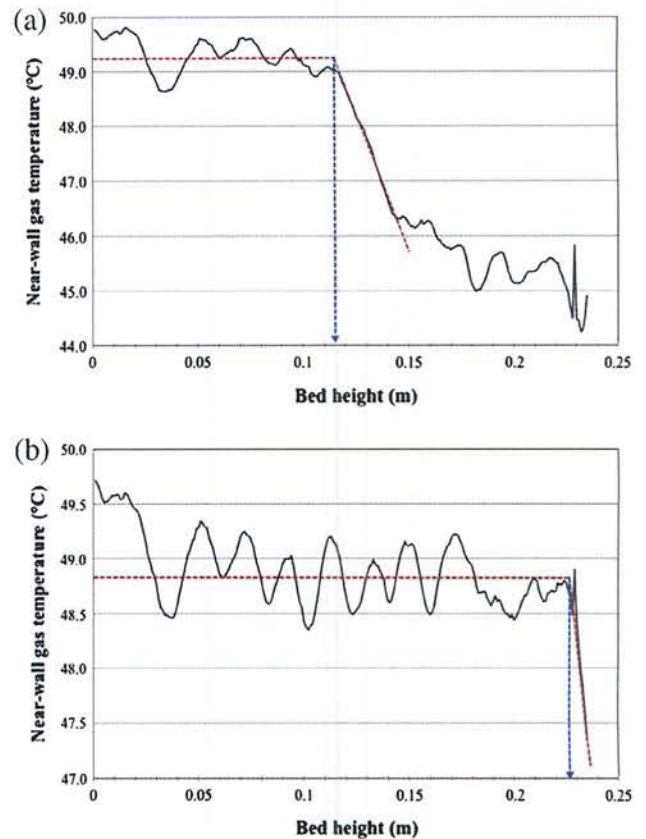


Fig. 4. Simulated near-wall steady-state gas temperatures at: (a) low fluidisation air flow rate (1 kg of non-pareils) and (b) high fluidisation air flow rate (2 kg of non-pareils).

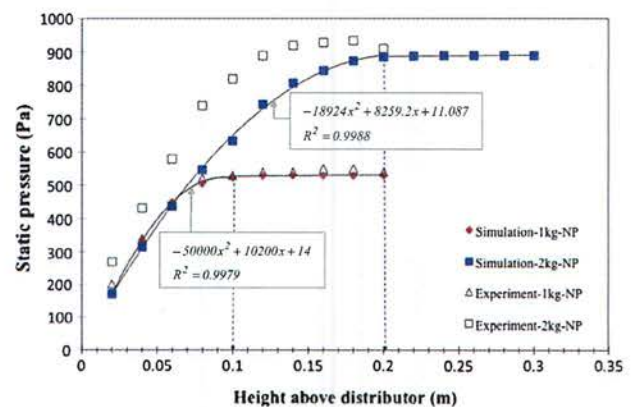


Fig. 5. Comparison of model-predicted and experimental steady-state static pressure profiles as a function of the height above the air distributor.



increases with height. Consequently, the static gauge pressure vs. height relationship is no longer linear. According to the theoretical derivations for pressure drop in tapered fluidised beds by Peng and Fan (1997), the relationship between static pressure and height is a 4th order polynomial. However, as experimentally observed by Depypere et al. (2005), a 2nd order polynomial fit also gave rise to very good correlations ( $R^2 > 0.995$ ). From the graphical representation of the gauge static pressure as a function of column height, the expanded bed height was determined as the intersection of a second order polynomial regression line and the constant pressure line.

To determine the intersection point, the pressure line was split into two lines: the second order polynomial line and the horizontal line. The point up to which the second order polynomial line has the maximum  $R^2$  was considered the intersection point. Based on this analysis, the expanded bed heights estimated using CFD simulations were 10.1 cm and 20.2 cm for 1 kg of non-pareils fluidised at low flow rate and 2 kg of non-pareils fluidised at high flow rate, respectively. Table 3 presents the comparison of the expanded bed heights using the different methods.

It was found from Table 3 that the simulated expanded bed heights, determined using both static pressure and temperature methods, were in a good agreement with experimental results using the visual method, revealing that the use of CFD model including heat and mass transfer algorithms can be applied to determine the expanded bed height in the top-spray fluidised bed coater instead of expensive and complex measurement techniques. However, when compared to the experimental results (14.2 cm) obtained by the pressure method at high air flow rate, the model-predicted value (20.2 cm) was over-estimated. A possible explanation could be that higher air flow rates were accompanied by strong fluctuations in bed height, resulting in pressure measurements underestimating the bed height along one edge of the reactor wall (Depypere et al., 2005).

4.2. Air humidity and temperature profiles inside a top-spray fluidised bed coater

The time-averaged model-predicted voidage profile, taken for 10 s after disregarding start-up behaviour of fluidisation, was illustrated in order to examine the bed in the conical fluidised bed vessel. Fig. 6 illustrates the time-averaged voidage profile obtained from the model prediction using process condition No. 1 in Table 2. The predicted voidage profile was consistent with the results described in the previous work of Duangkhamchan et al. (2011), stating that an air void resulting from occupancy of the spray cone and release of compressed air could be noticed in the region under the two-fluid nozzle.

Furthermore, the model-predicted temperature of the gas phase and the relative air humidity (RH) averaged over a simulated time period of 10 s after reaching heat transfer equilibrium (described in numerical setup) were plotted to demonstrate their distributions throughout the fluidised bed reactor, as shown in Figs. 7 and 8, respectively. The air temperature contour plots (°C), as shown in Fig. 7, revealed the existence of a low temperature region near

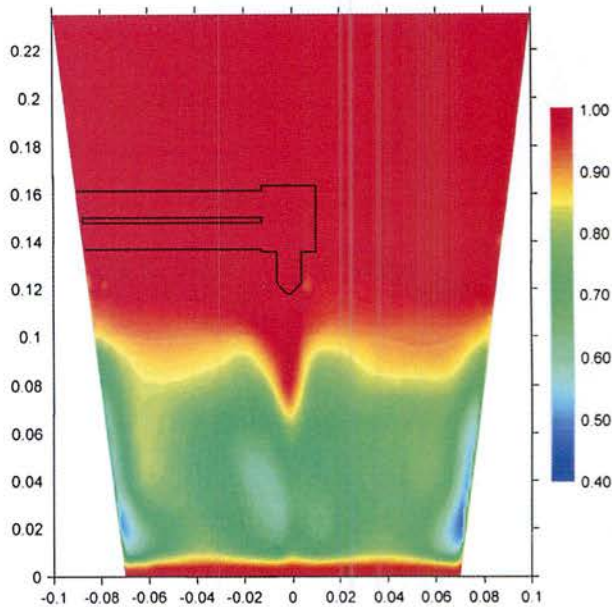


Fig. 6. Time-averaged steady-state voidage contour plot obtained from the 3D-model using process condition No. 1 in Table 2 (in XZ-plane and coordinates in m).

the two-fluid nozzle partly covering the top part of the bed. In this region, the temperatures of gas phase were approximately 26–29 °C below the fluidisation inlet air temperature, with the lower air temperatures found right below the nozzle, resulting from evaporation of the droplets. Away from the centre of this area, air temperature rose, leading to dense isotherms corresponding to high temperature gradients. In the outer part of this region, isotherms were further away from one another delimiting a region where air temperature was high and almost constant, extending to the reactor wall. In Fig. 7, an important gradient was observed in the bottom part of the bed, situated just above the air distributor. In this narrow region, the particles coming down from the upper part of the bed absorbed heat from the entering hot air, resulting in rapid heat exchange described by the change in air temperature at the bottom of the bed.

In addition, the relative humidity predicted by the CFD model using process condition No. 1 in Table 2 was demonstrated in Fig. 8, coloured by RH ranging from 0% to 30%. From this figure, it can be seen that a high humidity region covers the top part of the bed near the nozzle, closely following a low air temperature region. According to the air temperature profiles (Fig. 7), this region has a shape resembling the one formed by the corresponding low air temperature region.

The model-predicted air temperature and relative humidity distributions were consistent with the experimental observations carried out by Jiménez et al. (2006), describing three thermal zones in the conical top-sprayed fluidised bed. Based on air temperature and RH profiles illustrated in Figs. 7 and 8, respectively, three thermal zones in the fluidised bed, including the ‘spray zone’,

Table 3  
Comparison of expanded bed heights between those obtained from 2D-CFD simulations and different experiments (Depypere et al., 2005).

	Pressure method (cm)		Temperature method (cm)		Visual method (cm)
	Exp <sup>a</sup>	Sim <sup>b</sup>	Exp <sup>a</sup>	Sim <sup>b</sup>	
1 kg	9.1	10.1	11.5	14.5	9.0 ± 1.0
2 kg	14.2	20.2	20.0	19.0	20.5 ± 5.4

<sup>a</sup> Experimental results obtained by Depypere et al. (2005).  
<sup>b</sup> Simulated results.



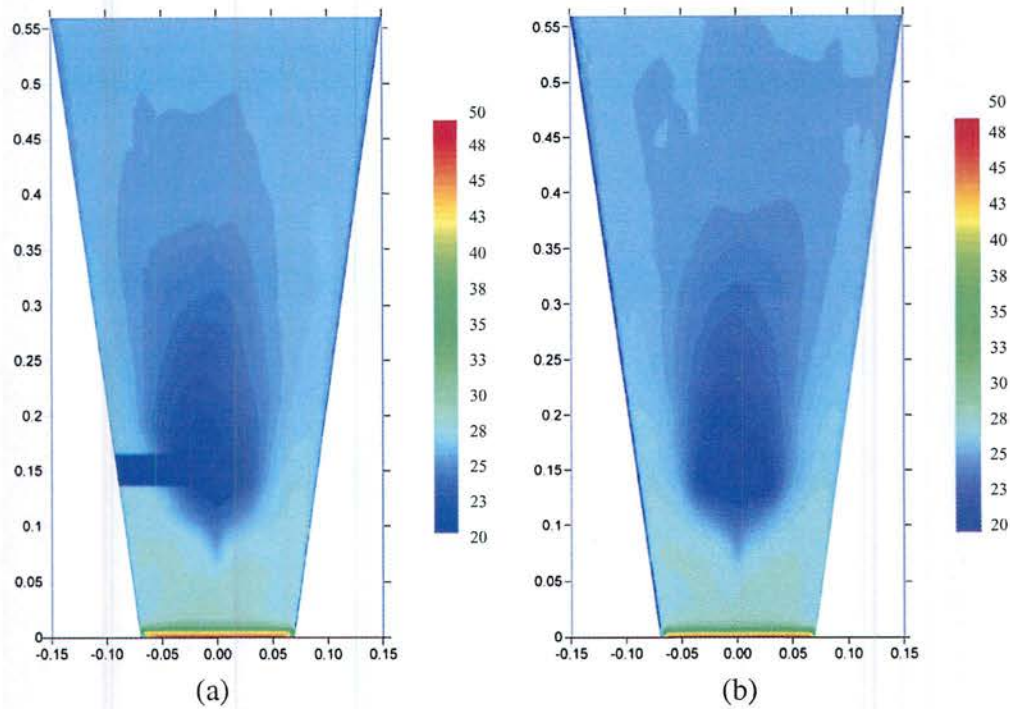


Fig. 7. Time-averaged steady-state contour plots of air temperature (°C) from the model prediction in: (a) XZ-plane and (b) YZ-plane (obtained using process condition No. 1 in Table 2) (coordinates in m). Both plots obtained from the 3D-model.

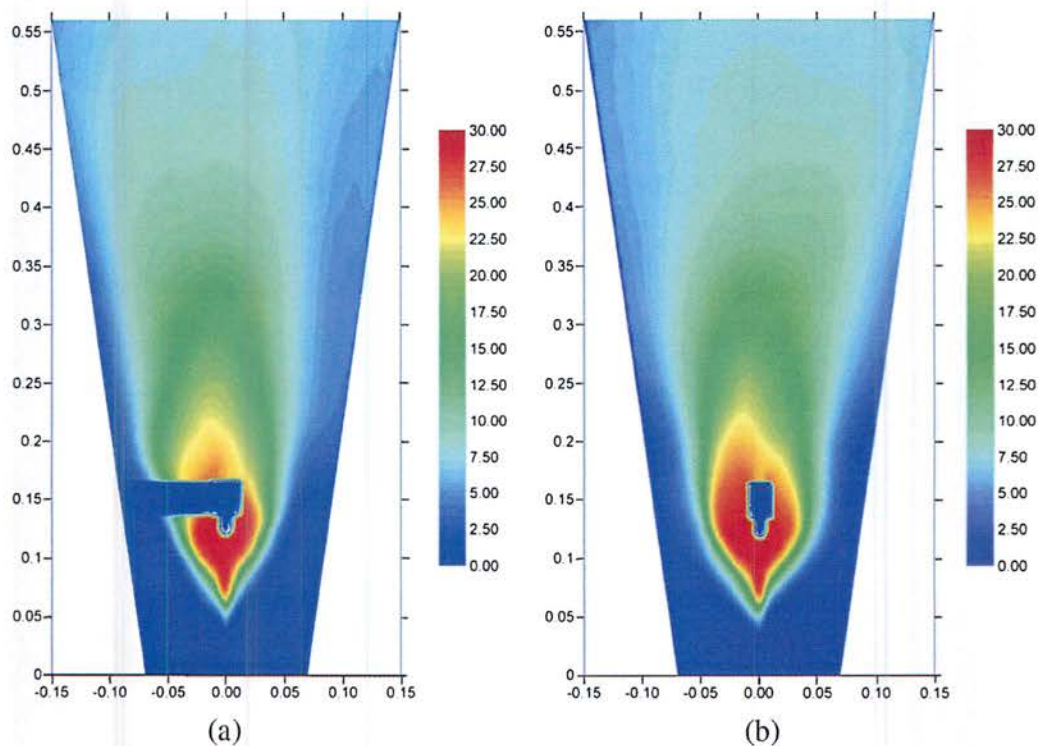


Fig. 8. Time-averaged steady-state contour plots of relative humidity (%) from model prediction in: (a) XZ-plane and (b) YZ-plane (obtained using process condition No. 1 in Table 2) (coordinates in m). Both plots obtained from the 3D-model.

'isothermal zone' and 'heat transfer zone', were observed. The spray zone was situated near the nozzle at the top part of the bed. In this region, the sprayed water and its evaporation resulted in low air temperature and high humidity, respectively. Located

near the wall and around the spraying zone, the isothermal zone was characterised by homogeneous air temperature and air humidity mainly resulting from the intense mixing behaviour in the fluidised bed. The heat transfer zone was located in the small



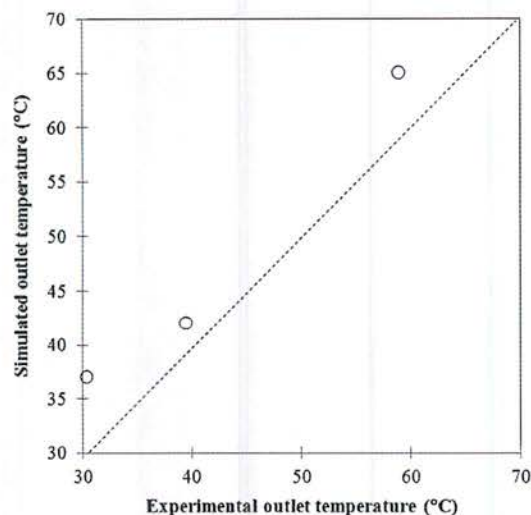


Fig. 9. Comparison between simulated and experimental steady-state outlet temperature (°C).

area just above the air distributor in which a decrease in hot fluidising air temperature as a result of the energy absorbed by the colder particles coming down from the upper part of the bed was observed (Jiménez et al., 2006).

However, even though the CFD model gave acceptable qualitative agreement with the experimental tendency of three thermal zones observed by Jiménez et al. (2006), quantitative discrepancy between the experimental outlet air temperatures (Table 2) obtained by Ronsse (2006) and those predicted from the CFD model could be seen, as shown in Fig. 9. This explanation is most likely due to the underestimation of droplet evaporation in the reactor, the omission of droplet/particle interactions in the model, the use of semi-empirical equations for interphase heat and mass transfer description and simplifications of the considered equations, such as assuming constant (e.g. temperature-independent) parameters.

In the Eulerian–Lagrangian CFD model used in this work, the calculated droplets moved downwards along with the atomisation air stream until facing the counter-current fluidised solid particles. Due to the absence of phenomena including droplet deposition onto fluidised particles, the discrete phase algorithm continued tracking the droplets until they exited the reactor at the top. In reality, the wet particles resulting from droplet adhesion onto their surface pass the spraying zone several times with the appropriate circulation time, contributing to the layered growth of the coating material around the individual core particles. In practise, the majority – typically  $\geq 70\%$  (Ronsse et al., 2008) – of water in the coating solution is evaporated after the droplets have impacted and deposited on the fluidised solid particle. Conversely, in the current CFD model, the water droplets were evaporated during their flight throughout the reactor with short residence time, resulting in underestimation of latent heat transfer and consequently overestimation of the outlet air temperature. Therefore, the presence of droplet deposition onto the fluidised particles and the subsequent heat and mass transfer between fluidising hot air and wet particles are strongly recommended for further investigation and incorporation into future models.

## 5. Conclusion

In this paper, a combined Eulerian/Lagrangian modelling framework was provided for the top-spray fluidised bed coating process

based on 2D and 3D discretisation of the bed. The aim of this model was to describe temperature and humidity distributions as well as the expanded bed height in the fluidised bed coater. It can be concluded that the overall CFD model could serve as a powerful tool to describe the thermodynamics circumstances resulting from heat and mass transfer in the top-spray fluidised bed coating process with a considerable consistency with the experimental data. However, regarding the outlet air temperature, discrepancy between the values from measurement and CFD prediction could be seen. Consequently, other mechanisms, for instance, droplet adhesion, heat and mass transfer between wet particles and hot fluidising air resulting in agglomeration and layered growth, and temperature-dependency of model parameters are strongly needed to be taken into account in future study.

## Acknowledgement

The authors would like to express their appreciation to the Thailand Research Fund (TRF) for a Grant No. MRG5680155.

## References

- Anslys Inc., 2009. Ansys Fluent 12.0 User's Guide Manual. Ansys Inc., Canonsburg, PA.
- Atarés, L., Depypere, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2012. Coating quality as affected by core particle segregation in fluidised bed processing. *J. Food Eng.* 113, 415–421.
- Behjat, Y., Shahhosseini, S., Marvast, M.A., 2010. Modelling gas oil spray coalescence and vaporisation in gas solid riser reactor. *Int. Commun. Heat Mass Transfer* 37, 935–943.
- Depypere, F., 2005. Characterisation of Fluidised Bed Coating and Microcapsule Quality: A Genetic Approach. Ph.D. Thesis, Ghent University, Belgium.
- Depypere, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2004. CFD analysis of air distribution in fluidised bed equipment. *Powder Technol.* 145, 176–189.
- Depypere, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2005. Expanded bed height determination in a tapered fluidised bed coater. *J. Food Eng.* 67, 353–359.
- Dewettinck, K., Huyghebaert, A., 1999. Fluidised bed coating in food technology. *Trends Food Sci. Technol.* 10, 163–168.
- Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Depypere, F., Dewettinck, K., Pieters, J.G., 2010. Comparison and evaluation of interphase momentum exchange models for simulation of the solids volume fraction in tapered fluidised beds. *Chem. Eng. Sci.* 65, 3100–3112.
- Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Dewettinck, K., Pieters, J.G., 2011. CFD study of solids concentration in a fluidised bed coater with variation of atomisation air pressure. *Powder Technol.* 212, 103–114.
- Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Depypere, F., Dewettinck, K., Pieters, J.G., 2012. CFD study of droplet atomisation using a binary nozzle in fluidised bed coating. *Chem. Eng. Sci.* 68 (1), 555–566.
- Erikson, M., Golriz, M.R., 2005. Radiation heat transfer in circulating fluidised bed combustors. *Int. J. Therm. Sci.* 44 (4), 399–409.
- Gidaspow, D., 1994. *Multiphase Flow and Fluidisation*. Academic Press, San Diego.
- Gunn, D.J., 1978. Transfer to heat or mass to particle in fixed and fluidised beds. *Int. J. Heat Mass Transfer* 21, 467–476.
- Hajmohammadi, M.R., Nourazar, S.S., 2014. On the insertion of a thin gas layer in micro cylindrical Couette flows involving power-law liquids. *Int. J. Heat Mass Transfer* 75, 97–108.
- Hajmohammadi, M.R., Moulod, M., Shariatzadeh, O.J., Nourazar, S.S., 2013a. New methods to cope with temperature elevations in heated segments of flat plates cooled by boundary layer flow. *Therm. Sci.* <http://dx.doi.org/10.2298/TSC1130128159H>.
- Hajmohammadi, M.R., Poozesh, S., Nourazar, S.S., Manesh, A.H., 2013b. Optimal architecture of heat generating pieces in a fin. *J. Mech. Sci. Technol.* 27 (4), 1143–1149.
- Hajmohammadi, M.R., Rahmani, M., Campo, A., Shariatzadeh, O.J., 2014. Optimal design of unequal heat flux elements for optimised heat transfer inside a rectangular duct. *Energy* 68, 609–616.
- Heinrich, S., Blumschein, J., Henneberg, M., Ihlow, M., Peglow, M., Mörl, L., 2003. Study of dynamic multi-dimensional temperature and concentration distributions in liquid-sprayed fluidised beds. *Chem. Eng. Sci.* 58, 5135–5160.
- Incropera, F.P., DeWit, D.P., 2002. *Introduction to Heat Transfer*. Wiley, New York.
- Jiménez, T., Turchiuli, C., Dumoulin, E., 2006. Particles agglomeration in a conical fluidised bed in relation with air temperature profiles. *Chem. Eng. Sci.* 61, 5954–5961.
- Kuipers, J.A.M., Prins, W., van Swaaij, W.P.M., 1992. Numerical calculation of wall-to-bed heat transfer coefficients in gas-fluidised beds. *AIChE J.* 38 (7), 1079–1091.
- Loha, C., Chattopadhyay, H., Chatterjee, P.K., 2014. Effect of coefficient of restitution in Euler–Euler CFP simulation of fluidized-bed hydrodynamics. *Particuology* 15, 170–177.



- Mortier, S.T.F.C., De Beer, T., Gernaey, K.V., Remon, J.P., Vervae, C., Nopens, I., 2011. Mechanistic modeling of fluidized bed drying processes of wet porous granules: a review. *Eur. J. Pharm. Biopharm.* 79 (2), 205–225.
- Nayak, S.V., Joshi, S.L., Ranade, V.V., 2005. Modelling of vaporisation and cracking of liquid oil injected in a gas-solid riser. *Chem. Eng. Sci.* 60, 6049–6066.
- O'Rourke, P.J., Zhao, P., Snider, D., 2009. A model for collisional exchange in gas/liquid/solid fluidised beds. *Chem. Eng. Sci.* 64, 1784–1797.
- Palamani, A., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., 2013. Effects of inlet air temperature and spray rate of coating solution on quality attributes of turmeric extract coated rice using top-spray fluidised bed coating technique. *J. Food Eng.* 114, 132–138.
- Peng, Y., Fan, L.T., 1997. Hydrodynamic characteristics of fluidization in liquid-solid tapered beds. *Chem. Eng. Sci.* 52 (14), 2277–2290.
- Qureshi, M.M.R., Zhu, C., 2006. Crossflow evaporating sprays in gas-solid flows: effect of aspect ratio of rectangular nozzles. *Powder Technol.* 166 (2), 60–71.
- Ranz, W.E., Marshall, W.R., 1952. Evaporation from drops. *Chem. Eng. Prog.* 48 (141–146), 173–180.
- Ronsse, F., 2006. Modelling Heat and Mass Transfer in Fluidised Bed Coating Process. Ph.D. Thesis, Ghent University, Belgium.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2007a. Combined population balance and thermodynamic modelling of the batch top-spray fluidised bed coating process. Part I – model development and validation. *J. Food Eng.* 78, 296–307.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2007b. Combined population balance and thermodynamic modelling of the batch top-spray fluidised bed coating process. Part II – model and process analysis. *J. Food Eng.* 78, 308–322.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2008. Modelling side-effect spray drying in top-spray fluidised bed coating processes. *J. Food Eng.* 86, 529–541.
- Ronsse, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2009. Modelling heat and mass transfer in batch top-spray fluidised bed coating processes. *Powder Technol.* 190, 170–175.
- Ronsse, F., Depelchin, J., Pieters, J.G., 2012. Particle surface moisture content estimation using population balance modelling in fluidised bed agglomeration. *J. Food Eng.* 109, 347–357.
- Solis-Morales, D., Sáenz-Hernández, C.M., Ortega-Rivas, E., 2009. Attrition reduction and quality improvement of coated puffed wheat by fluidised bed technology. *J. Food Eng.* 93, 236–241.
- Taghipour, F., Ellis, N., Wong, C., 2005. Experimental and computational study of gas-solid fluidised bed hydrodynamics. *Chem. Eng. Sci.* 60, 6857–6867.
- Teunou, E., Poncelet, D., 2002. Batch continuous fluid bed coating – review and state of the art. *J. Food Eng.* 53, 325–340.
- Turchiuli, C., Jimenez, T., Dumoulin, E., 2011. Identification of thermal zones and population balance modelling of fluidized bed spray granulation. *Powder Technol.* 208, 542–552.
- Vanderroost, M., Ronsse, F., Dewettinck, K., Pieters, J., 2011. Modelling coating quality in fluidised bed coating: spray sub-model. *J. Food Eng.* 106, 220–227.
- Wang, X., Zhu, C., Ahluwalia, R., 2004. Numerical simulation of evaporating spray jets in concurrent gas-solid pipe flows. *Powder Technol.* 140, 56–67.
- Werner, S.R.L., Jones, J.R., Paterson, A.H.J., Archer, R.H., Pearce, D.L., 2007. Air-suspension particle coating in the food industry: part II – micro-level process approach. *Powder Technol.* 171, 34–45.
- Werther, J., Bruhns, S., 2004. 3-D modelling of liquid injection into fluidised beds. *Int. J. Chem. React. Eng.* 2, 1–35 (Article A31).
- Zhao, P., O'Rourke, P.J., Snider, D., 2009. Three-dimensional simulation of liquid injection, film formation and transport in fluidised beds. *Particuology* 7, 337–346.

Quality attributes and anthocyanin content of rice coated by purple corn cob extract as affected by  
coating conditions

Submitted to Food and Bioproducts Processing



Manuscript Number:

Title: Quality attributes and anthocyanin content of rice coated by purple corn cob extract as affected by coating conditions

Article Type: Full Length Article

Keywords: top-spray fluidized bed; chroma; fissure; flavonoid; antioxidants

Corresponding Author: Dr. sirithon siriamornpun, Ph.D

Corresponding Author's Institution: Mahasarakham University

First Author: Wasan Duangkamchan

Order of Authors: Wasan Duangkamchan; sirithon siriamornpun, Ph.D

**Abstract:** We investigated the optimal conditions for coating rice with the water extract of purple corn cob (PCC) using a top-spray fluidized bed coating method with variations of inlet air temperature of 50, 60 and 70 °C and spraying time of 5, 10 and 15 min. The results showed that the inlet air temperature significantly influenced in reducing final MC with higher temperature. Fissured coated rice was higher with increasing temperature and spraying time. Percentage of head rice yield was not affected by inlet temperature, while it tended to decrease with longer spraying time except at 15 min. In addition, longer spraying time resulted in higher values of chroma implying a larger amount of coating solution. In addition, we found that increasing temperature decreased values of total phenolic, total flavonoids and total anthocyanins contents as well as their antioxidant activities as determined by DPPH and FRAP assays. In contrast, those values were increased when the spraying time increased. The same trend was found for anthocyanin composition. Based on the optimization criteria with the highest desirability of 0.702, we recommend the inlet air temperature of 50°C and spraying time of 14.87 min to obtain the minimum fissure and maximum coating material.

**Suggested Reviewers:** Jan Pieters PhD  
Professor, Ghent University  
Jan.Pieters@ugent.be  
has excellent expertise in the area of this paper

Gerhard Schelening PhD  
Professor, Boku University  
Gerhard.schelening@boku.ac.at  
has excellent expertise in the area of this paper

George Srzednicki PhD  
University of New South Wales  
georgesrz@yahoo.com  
has excellent expertise in the area of this paper

Frederik Ronsse PhD  
Professor, Ghent University

Frederik.Ronsse@ugent.be  
has excellent expertise in the area of this paper

April 6, 2015

Dear Editor, Food and Bioproducts Processing

We would like you to consider this paper for the publication in your journal. The manuscript is entitled "Quality attributes and anthocyanin content of rice coated by purple corn cob extract as affected by coating conditions" (Running title: Physical quality and anthocyanin of coated rice), and the authors Wasan Duangkamchan and Sirithon Siriamornpun. This paper is not under consideration for publication anywhere else. All authors have read and approved the final version submitted.

We consider the manuscript to describe significant research results. We investigated the optimal conditions for coating rice with the water extract of purple corn cob (PCC) using a top-spray fluidized bed coating method with variations of inlet air temperature and spraying time. The results showed that the inlet air temperature significantly influenced in reducing final MC and fissure of coated rice while percentage of head rice yield was not affected by inlet temperature. In addition, we found that increasing temperature decreased values of total phenolic, total flavonoids and total anthocyanins contents as well as their antioxidant activities as determined by DPPH and FRAP assays. In contrast, those values were increased when the spraying time increased. The same trend was found for anthocyanin composition. To preserve the bioactive compounds and their biological activities of the PCC-coated rice, we recommend that the suitable coating conditions should be applied at low temperature for longer spraying time.

Four potential independent reviewers who have excellent expertise in the area of this paper are:

Prof. Jan G. Pieters, [Jan.Pieters@ugent.be](mailto:Jan.Pieters@ugent.be)

Prof. Frederik Ronsse, [Frederik.Ronsse@ugent.be](mailto:Frederik.Ronsse@ugent.be)

Prof. Gerhard Schelening, [Gerhard.schelening@boku.ac.at](mailto:Gerhard.schelening@boku.ac.at)

DR George Srzednicki, [georgesrz@yahoo.com](mailto:georgesrz@yahoo.com)

I would very much appreciate if you would consider the manuscript for publication in the Food and Bioproducts Processing.

Thank you for your kind consideration.

Yours sincerely,  
Siri

Assoc. Prof. SirithonSiriamornpun, Ph.D.  
Department of Food Technology and Nutrition,  
Faculty of Technology, Mahasarakham University,  
Khamriang, Kantarawichai, MahaSarakhm 44150  
Tel: +66 43 754085; Fax: +66 43 754086  
E-mail: [sirithons@hotmail.com](mailto:sirithons@hotmail.com)

## **Highlight**

Inlet air temperature significantly influenced in final MC and fissure

Head rice yield was decreased with longer spraying time

Increasing temperature decreased TPC, TFC and TAC

Keracyanidin, malvin, dephinidin and cyaniding were found in coated rice

Malvin, malvidin acid and pelargonidin were not attached to the rice materials

**Quality attributes and anthocyanin content of rice coated by purple corn cob extract as  
affected by coating conditions**

Wasan Duangkamchan and Sirithon Siriamornpun\*

Research Unit of Process and Product Development of Functional Foods,  
Department of Food Technology and Nutrition, Faculty of Technology,  
Mahasarakham University, Kamriang, Kantarawichai,  
Mahasarakham 44150, Thailand

Corresponding author: sirithons@hotmail.com

**Abstract**

We investigated the optimal conditions for coating rice with the water extract of purple corn cob (PCC) using a top-spray fluidized bed coating method with variations of inlet air temperature of 50, 60 and 70 °C and spraying time of 5 10 and 15 min. The results showed that the inlet air temperature significantly influenced in reducing final MC with higher temperature. Fissured coated rice was higher with increasing temperature and spraying time. Percentage of head rice yield was not affected by inlet temperature, while it tended to decrease with longer spraying time except at 15 min. In addition, longer spraying time resulted in higher values of chroma implying a larger amount of coating solution. In addition, we found that increasing temperature decreased values of total phenolic, total flavonoids and total anthocyanins contents as well as their antioxidant activities as determined by DPPH and FRAP assays. In contrast, those values were increased when the spraying time increased. The

1 same trend was found for anthocyanin composition. Based on the optimization criteria with  
2  
3 the highest desirability of 0.702, we recommend the inlet air temperature of 50°C and  
4  
5 spraying time of 14.87 min to obtain the minimum fissure and maximum coating material.  
6  
7  
8  
9

10 **Key words:** top-spray fluidized bed; chroma; fissure; flavonoid; antioxidants  
11  
12  
13  
14

## 15 **1. Introduction**

16  
17  
18  
19

20 Rice is a staple food consumed worldwide, particularly in Asia. Even though brown rice  
21  
22 contains higher nutritional values and phytochemicals content, including antioxidants, white  
23  
24 rice or milled rice has been preferred for consumers due to its flavor and texture. In order to  
25  
26 maintain such values, adding the natural extract containing antioxidants to the white rice is  
27  
28 taken into considered as an improvement of its health benefits.  
29  
30  
31  
32  
33

34 Anthocyanins are flavonoid pigments providing colors that vary from orange, red, violet, blue  
35  
36 and dark purple in vegetables and fruits such as grapes, blueberry, blackberry, raspberry,  
37  
38 purple carrot etc. (Wang et al., 1997; He and Guisti, 2010). They have been widely used as  
39  
40 natural colorants due to their low toxicity. Anthocyanins have been reported to have high  
41  
42 antioxidant properties which are correlated with prevention of chronic diseases in humans  
43  
44 (Yang and Zhai, 2010; Flanigan and Niemeyer, 2014) such as cancers, cardiovascular disease  
45  
46 and others. For example, consumption of dietary containing anthocyanins associated with  
47  
48 neuroprotective effects decreases risk of Parkinson's disease (Flanigan and Niemeyer, 2014).  
49  
50 However, anthocyanins are highly susceptible and unstable to processing especially thermal  
51  
52 processing (Vegara et al. 2013). Furthermore, due to high cost of such vegetables and fruits,  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65

many attempts have been made in order to find other potential natural sources, as summarized in (Fu et al., 2011; Deng et al., 2013; Morales-Soto et al., 2014).

Purple corn originated from Peru is one of rich sources of anthocyanins. It contains not only higher anthocyanins than those of aforementioned vegetables and fruits, but its price-per-unit is also much lower (Cevallos-Casals and Cineros-Zevallos, 2003). Purple corn has now been gaining popularity for consumption in many regions including Thailand. It is consumed on the cob as fresh food after being cooked by boiling or steaming (Harakotr et al, 2014). The corn cob is normally thrown away as waste, even though it contains as much bioactive compounds especially anthocyanins as in the corn seed. Therefore, the purple corn cob could be a cheaply potential natural source of anthocyanins and other bioactive components.

Recently, rice coated with natural extracts containing antioxidants or other bioactive compounds has been considered as value-added product gaining more popularity in the market. Coating the solid particles can be made by means of rotating drum, rotating pan, fluid bed and other mixers (Teunou and Poncelet, 2002). Among them, the rotating pan and fluid bed associated with the coating spray are most appropriate in this application (Maronga, 1998). However, the former is still not suitable technique in food industries when compared with the fluidized bed coating process providing higher reproducibility and coating uniformity (Maronga, 1998; Palamanit et al., 2013). In this process, particles at the bottom are fluidized by a continuous air stream blown through an air distributor. Coating solution is pumped and subsequently atomized through a nozzle and sprayed onto the surface of particles, resulting in wet particles. The deposited solution is subsequently dried by the hot air, leading to formation of layered growth on the particle surface. Among bottom-spray, tangential-spray and top-spray configurations, the latter in which a nozzle may be positioned

above or submerged inside the bed has been successfully employed in food industries due to its high flexibility and simplicity of high batch size (Duangkhamchan et al., 2015).

Due to a unique operation providing simultaneous processes (coating and drying) taking place in only one apparatus, Palamanit et al. (2013) applied the fluidized bed coating process to improve functional properties of white rice. They improved the antioxidant property of white rice by coating turmeric extract solution by means of fluidized bed coating technique with top-spray configuration. That work revealed high potential to increase total phenolic content and total antioxidant capacity of white rice. In addition, the experimental results showed the influence of operating parameters including spraying rate and inlet air temperature on physic-chemical properties of coated rice. In order to reduce attrition promoted in the conventional rotating-pan equipment, Solís-Morales et al. (2009) applied a top-spray fluidised bed reactor to coat puffed wheat with sweet chocolate. It can be proven from two aforementioned publications that the top-spray fluidized bed technique can be potentially applied in the food industry. However, the occurrence of side effects including the premature spray-drying of the droplets containing the dissolved coating material and agglomeration (i.e. sticking or clumping together of wetted particles) could result in poor product quality and product losses (Dewettinck and Huyghebaert, 1999; Werner et al., 2007). To solve these problems, all phenomena in the coating process including air suspension, particle dynamics, coating solution droplet trajectories and their interactions have to be clearly understood so that appropriate selection of process input variables can be achieved (Teunou and Poncelet, 2002).

As a result of various operating variables i.e. process conditions, material properties, affecting the coating process dynamics and quality of the resulting product, many attempts



have been made to optimize the coating system, improving the reactor design and increasing material efficiency, as reviewed by Teunou and Poncelet (2002). For instance, Atarés et al. (2012) investigated the effects of core materials on the layer growth mechanism as well as coating quality. In addition to core material properties, the effects of process variables on quality attributes were studied by Palamanit et al. (2013). Process optimization has not only been carried out experimentally, but has also been studied by means of mathematical models (Perfetti et al., 2012). Since the quality of coated products is greatly affected by operating variables, the multivariate analysis such as response surface method widely applied to food process optimization could be potential means to investigate the relationships between process and end-product quality. Therefore, in this work, the effects of inlet air temperature, spraying time on physical attributes of rice coated with purple-corn cob (PCC) in terms of percentage of fissured kernel, head rice yield and chroma were investigated by means of the response surface methodology. Subsequently, it was applied to optimize the top-spray fluidized bed coating condition for white rice coated with purple-corn cob extract. Also anthocyanin and phenolic contents along with their antioxidant activities were included. We expect to obtain an appropriate coating condition for preserving both physical and antioxidant properties of rice coated with PCC.

## **2. Materials and methods**

### **2.1 Materials**

#### **2.1.1 Rice sample**

Milled rice variety Khao Dawk Mali 105 (KDML 105) harvested from Mahasarakham province, Northeastern Thailand, was used in this work. Prior to testing, its moisture content,

% head rice yield and % fissure were analyzed, and the rice sample was kept in a dark room at temperature of  $4\pm 1^{\circ}\text{C}$ .

### 2.1.2 Purple-corn cob extract solution preparation

Purple-corn cobs (*Zea mays* L. var. *ceratina*) supported by Assistant Professor Sakulkarn Simma, the Department of Agriculture Technology, Faculty of Technology, Mahasarakham University, Thailand, were sliced into small pieces. One hundred and fifty grams of sliced cob were boiled ( $85\text{--}95^{\circ}\text{C}$ ) in 100-ml distilled water for 10 mins. The extract was subsequently filtered through multi layers of white cloth. Finally, the purple-corn cob extract was mixed with maltodextrin in order to obtain 15°Brix of solution used as a coating material, and was then stored in a dark room at  $4\pm 1^{\circ}\text{C}$  until a test and analysis.

## 2.2 Experimental setup

A laboratory scale top-spray fluidized bed coater consisted of a conical stainless steel vessel with inclination of  $8.1^{\circ}$  (a top diameter of 0.30 m, a base diameter of 0.14 m and a height of 0.56 m.). A stainless perforated plate with a hole size of 1 mm was used as an air distributor at the bottom of the vessel. Fig.1 shows a schematic diagram of the apparatus. The fluidizing air was supplied using an 1-hp blower associated with a frequency inverter to adjust its velocity. The fluidizing air heated by an electric heater enters the bed through the air distributor, and its temperature was controlled by a temperature controller. In order to spread on the rice grain surface, small droplets containing the coating material were continuously sprayed towards the fluidizing bed by means of a two-fluid nozzle with a droplet size ranging from 10 to  $40\text{ }\mu\text{m}$  (Duangkhamchan et al., 2012). In this work, the nozzle was positioned at 0.12 m above the air distributor. The coating solution was fed into the two-fluid nozzle by a

peristaltic pump, and it was subsequently atomized associated with the compressed air supplied by an air compressor.

## 2.3 Experimental procedure

### 2.3.1 Coating procedure

Milled rice of 500 g, corresponding to approximately 2 cm of initial bed height, was used in this work. Before loading rice sample, the desired inlet temperature and velocity of fluidizing air were set. As soon as the desired conditions reached steady-state behavior, the rice sample was loaded at the top of a reactor. The onset of coating process was provided once the coating solution was subsequently sprayed into a fluidized bed of rice. The experimental conditions carried out in this work included the variations of inlet air temperature (50, 60 and 70°C) and spraying time ranging from 5 to 15 min, while coating solution feed rate, fluidizing air velocity and atomization air pressure were kept constant as 10 ml/min, 4.7 m/s (three times of minimum fluidization velocity) and 1.5 bar, respectively. Due to simultaneously coating and drying in this technique, the coated rice was not further dried. Prior to quality analyses, it was kept in an aluminium-foil bag under cold storage ( $4\pm1^{\circ}\text{C}$ ). Each condition was carried out in triplicate.

### 2.3.2 Moisture content determination

Moisture content (MC) of both milled rice and coated rice was determined according to the standard method of AOAC. Five grams of rice sample was dried at 103°C in a hot air oven for 72 h. The average value obtained from five replicates for each experiment was presented.

### 2.3.3 Head rice yield (HRY) determination

Coated rice of 2.5 g, corresponding to approximately 100 rice kernels, was randomly sampled from each experiment. Broken rice defined as the kernel length less than 75% of its original length (Palamanit et al., 2013) was visually examined associated with a high resolution digital camera. The ratio of a number of broken kernels and total kernels was calculated as head rice yield. The measurement was carried out with ten replications, and the average result was presented.

### 2.3.4 Fissure determination

Similarly, fissure of coated rice was determined by randomly sampling 100 kernels (approximately 2.5 g). The kernels were placed on a glass above fluorescent bulb to which cracking of coated rice could be inspected clearly. Visual inspection associated with the high resolution digital camera was carried out. The magnified images were taken and visually inspected. Ten replicates were performed for each measurement and the average value was presented.

### 2.3.5 Chroma measurement

The chroma of coated rice was examined by the colorimeter (model ColorFlex, HunterLab Reston, VA, USA) with a D65 illuminant and observer angle of 10°. The chroma was calculated from  $\text{Chroma} = (a^{*2} + b^{*2})^{1/2}$  using the CIE  $L^*a^*b^*$  color scale,  $a^*$  (redness-greenness) and  $b^*$  (yellowness-blueness). The colorimeter was first calibrated with a standard white plate obtaining  $L^*$  of 93.19,  $a^*$  of -1.12 and  $b^*$  of 1.33. The color was measured in ten individual replicates of each experiment and the average value was presented.

### 2.3.6 Total phenolics content determination

Total phenolic content in PCC was determined using the Folin-Ciocalteu reagent as following the methods of Zhou and Yu (2006), and Kubola and Siriamornpun (2008). Briefly, 30  $\mu$ L of extract was mixed with 2.25 ml of Folin-Ciocalteu reagent (previously diluted 10-fold with distilled water) and allowed to stand at room temperature for 5 min; 2.25 ml of sodium carbonate (60 g/ml) solution was added to the mixture. After 90 min at room temperature, the absorbance was measured at 725 nm using a spectrophotometer. The standard curve of the absorbance of gallic acid was made. The total phenolic content of the tested compound was determined and reported as milligram gallic acid equivalents per gram dry weight (mg GAE/g DW).

### 2.3.7 Total flavonoid content determination

Total flavonoid content was determined using the method of Abu Bakar et al. (2009). Briefly, 0.5 ml of the mixture was mixed with 2.25 ml of distilled water in a test tube followed by addition of 0.15 ml of 5%  $\text{NaNO}_2$  solution. After 6 min, 0.3 ml of a 10%  $\text{AlCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  solution was added and followed to stand for another 5 min before 1.0 ml of 1M NaOH was added. The mixture was taken to measure for the absorbance at 510 nm using a spectrophotometer. The total flavonoid content was represented as milligrams of rutin equivalents per gram dry weight (mg RE/g DW).

### 2.3.8 Total anthocyanin content

Total anthocyanin content was determined using the spectrophotometric method (Cinquanta et al., 2002). Approximately 10 mg of powder were extracted twice with 10 ml of water (1:1 w/v). The extract was centrifuged for 10 min at 10,000 g and recorded in a Beckman Du-640 spectrophotometer (Beckman Coulter, Fullerton, USA). Total anthocyanin content was

expressed as cyaniding -3 rutioside. The absorbance was measured at 534 nm. Analyses were performed in triplicate and the results expressed as mg/100 g of dried extract.

### 2.3.9 Identification of anthocyanins by HPLC

Reversed-phase HPLC analysis of anthocyanins was performed using a method of Kim et al. (2007). RP-HPLC instrument consists of Shimadzu LC-20AC pumps, diode array detector (SPD-M20A) and chromatographic separations were performed on a C-18 column (4.6 x 250 mm., i.d. 5  $\mu$ m) (Waters USA). The mobile phase used were 0.1% hydrochloric acid in methanol (15:85 v/v) (phase A) and 8% formic acid (phase B), at a flow rate of 1 mL/min. The gradient elution conditions used were described previously by Kim et al. (2007). Operating conditions were as follows: column temperature 30 °C, injection volume 20  $\mu$ L, and a detection wavelength at 520 nm. Solutions were injected after being filtered through a 0.45  $\mu$ m nylon membrane filter. Anthocyanins in samples were identified by comparing their relative retention times and UV spectra with those of standards and were detected using an external standard method. The results for the anthocyanins were expressed as  $\mu$ g per mg dry weight ( $\mu$ g /g DW)

### 2.4 Response surface methodology

Physical properties of PCC coated rice as affected by coating variables were evaluated by means of response surface method (RSM) due to its suitability for multivariate problems. In this work, a full factorial experimental design was employed with two factors (inlet air temperature and spraying time) and three levels for each factor. Fissure and chroma were used as responses in order to provide the consistency with the factors. A second-order

polynomial equation applied to describe the effects of factors on responses is expressed as follow (Singh et al., 2006):

$$Y = a_0 + \sum_{i=1}^n a_i x_i + \sum_i^n a_{ii} x_i^2 + \sum_{i=1}^n \sum_{j=i+1}^n a_{ij} x_i x_j \quad (1)$$

In equation (1), the coefficients  $a_0$  is the constant;  $a_i$  and  $a_{ii}$  are the linear and quadratic effects, respectively, while the interaction effect between them is denoted by  $a_{ij}$ .  $x_i$  ( $n = 2$ ) is the actual value of the  $i^{\text{th}}$  factor,  $x_1$  defined as inlet air temperature ( $^{\circ}\text{C}$ ) and  $x_2$  spraying time (min). In order to optimize the coating condition, the models obtained from equation (1) were applied associated with the desirability criteria, minimum % fissure and maximum value of chroma (implying the amount of coating material on rice surface). The suitable condition was chosen based on the highest desirability value, ranging from 0 to 1.

### 3. Results and discussion

We divided the experimental data into two parts. Firstly, the coating condition was optimized for the physical attributes. The second part is investigation of bioactive compounds affected by spraying time and temperature. The results and discussion are as follows:

#### 3.1 Physical properties of rice coated with purple-corn cob extract and optimized coating condition

##### 3.1.1 Moisture content

The MCs of rice coated with PCC extract using a lab-scale top-spray fluidized bed coater at different conditions are presented in Table 1. It can be found from this table that the final MCs were varied in a range of 10.18 – 12.81% (wet basis), depending on coating conditions being used in this work. The MCs of coated rice tended to increase, comparing with the initial MC ranging from 11.37 – 11.74%, except that obtained under temperature of 70°C and 10 min for spraying time, decreasing from 11.74 to 10.18%. Considering the effect of spraying time at constant temperature of 50°C, the MCs increased after coating at various spraying times was not significantly different. It could be explained that the variation of spraying time used in this work did not affect the change in evaporation rate. To investigate the effect of temperature on the final MC of coated rice, variation of inlet air temperature was employed, while spraying time was kept constant at 10 min. It was found from Table 1 that the inlet air temperature strongly affected the final MC, decreasing with higher temperature. Especially when operated under inlet air temperature of 70°C, the final MC was lower than the initial one (1.56% decrease). It could be explained that evaporation rate of moisture from the rice kernels provided by this condition was higher than the amount of coating solution deposited on the surface of rice kernels. The existing moisture of white rice kernels was therefore evaporated to compensate the required amount of moisture evaporation rate of drying air, resulting in a decrease in MC after coating. This effect was consistent with the results presented by Palamanit et al. (2013).

### 3.1.2 % Fissure and % HRY

Various inlet air temperatures and spraying times were used in order to study the effects of these operating parameters on % fissure and % HRY of rice coated with PCC extract, as shown in Table 1. It was revealed that the percentage of fissured coated rice kernels, ranging from 20.08 to 96.66%, was found higher with increasing inlet air temperature and spraying



time. The possible explanation of rice fissure could be the fact that the stress formation takes place when the moisture on rice surface evaporates quicker than the diffusion rate of moisture from inside kernels to their surface (Iguaz et al., 2006). The fissure subsequently occurs if the stress formed inside rice kernels reaches a limit of failure strength (Kunze and Choudhury, 1972, Palamanit et al., 2013). At constant temperature of 50°C, a number of fissured coated rice kernels tended to increase when spraying time was higher. This is due to the longer resident time for which the rice kernels absorbed heat from the fluidizing air. When operated under constant spraying time of 10 min, inlet air temperature affected strongly the percentage of fissure, as found to be up to 96.66% at the highest temperature of 70°C. Palamanit et al. (2013) stated that in the case of high % fissure up to 97%, a textural quality of cooked coated rice was poor, leading to unacceptability of consumers. Therefore, this condition is not suitable when acceptability of consumers is concerned.

In addition, Table 1 shows the percentage of head rice yield after coating by the lab-scale top-spray fluidized bed coater. At constant spraying time of 10 min, the inlet air temperature did not significantly affect % HRY of coated rice (~84%), but lower than that of uncoated rice samples ( $92.17 \pm 1.33\%$ ). The collision between fluidizing rice kernels and the reactor wall as well as inter-collision among kernels could be possible explanation of a decrease in % HRY after coating. However, when operated under various spraying times, tendency was found to be decrease with longer time, except at spraying time of 15 min. At this condition, % HRY turned out to be higher than that of rice coated for 10 min. It could be explained by agglomeration of coated rice when high amount of coating solution was supplied, while heat used for droplets evaporating remained constant as inlet air temperature was unchanged at 50°C. In this case, agglomerates could move slower, meaning that intense collisions resulting in kernel breakage may rarely occur during coating process.

### 3.1.3 Color

The effect of operating variables on the color values of PCC coated rice are presented in Table 2. From this table, the hue angle of coated rice was in a range of 21.56 – 33.53, indicating a shade of reddish-purple. This range of hue angle corresponded to the redness value ( $a^*$ ) of 10.17-16.35, yellowness value ( $b^*$ ) of 6.15-6.74, and lightness value ( $L^*$ ) of 42.31-54.64. In addition, Table 2 presents chroma values used to evaluate the intensity of color of coated rice. Considering the effect of spraying time, increasing spraying time ranging from 5 to 15 min under constant inlet air temperature of 50 °C resulted in higher values of chroma, meaning more intense color of coated rice. This is due to the fact that for longer spraying time, a larger amount of coating solution was supplied to a bed, and subsequently adhered onto the rice surface. In contrast, the chroma values tended to decrease with increasing inlet air temperature at constant spraying time, as shown in Table 2. Higher premature droplet evaporation resulted from increasing inlet air temperature could be possible explanation of this observation. These results were also observed by Palamanit et al. (2013). This is so-called spray drying effect often encountered in the top-spray reactor (Dewettinck and Huyghebaert, 1998). Therefore, the distance the droplets travel before contacting the core particles should be optimized in order to minimize coating imperfections cause by premature droplet evaporation.

### 3.2 Optimized coating condition

Three levels of inlet air temperature and spraying time were applied to provide to the consistency with % fissure and chroma values as responses of each factor.

On the basis of response surface methodology, the correlations for % fissure and % chroma are expressed in equations (2) and (3), respectively;

$$\text{Fissure} = 73.27 + 33.66A + 7.40B - 8.39AB; R^2 = 0.81 \quad (2)$$

$$\text{Chroma} = 16.50 - 0.56A + 2.62B + 0.23AB; R^2 = 0.83 \quad (3)$$

where A denotes the inlet air temperature (°C) and B the spraying time (min). The statistical analysis of the above equations showed an acceptable coefficient ( $R^2 > 0.8$ ), meaning that the models could explain approximately 80% of variability.

However, determination of an appropriate coating condition for PCC coated rice was dependent on all operating parameters tested. The simultaneous optimization of % fissure and chroma values was therefore investigated by defining a 2-dimension global desirability plot, as shown in Fig. 2. Based on the minimum % fissure and maximum chroma, the highest desirability value was 0.702 corresponding to the inlet air temperature and spraying time of 50°C and 14.87 min, respectively. This means that the combination of the different independent operating parameters was globally optimal.

Although chroma values could subjectively predict the amount of coating material, determinations of bioactive components by HPLC must be performed. Therefore, the bioactive compounds as affected by coating conditions were further evaluated experimentally in the following section.

### 3.3 Effects of operating parameters on bioactive compounds

We investigated the effect of coating temperature (50, 60 and 70 °C) on the contents of bioactive compounds along with antioxidant properties. The spraying time was then

collectively studied with respect to the optimal coating temperature. As expected, all coated rice samples had significantly ( $p<0.05$ ) higher values of TPC, TFC and TAC compared with the control (Table 3). However, those parameters were decreased with an increase of coating temperature, being highest at 50 °C and lowest at 70 °C (Table 3), hence 50 °C was selected as an optimal coating temperature. At constant temperature at 50 °C, different spraying times at 5, 10 and 15 min were studied. The longer time resulted in the higher TPC, TFC and TAC. These results were similar to those of antioxidant activities in Table 4. The increase of temperature led to a higher degradation of phenolics, flavonoids and anthocyanins because they are highly thermo-sensitive (Tonon et al., 2010). Thermal processing has been reported to have inconsistent effect on bioactive compounds and antioxidant properties of plant samples. It could cause losses, no change or even improvement of antioxidant properties (Nicoli et al., 1999). Food Processing can improve the properties of native antioxidants or induce the formation of new compounds with antioxidant properties so the overall antioxidant activity increases (Tomaino et al., 2005) in some products such as in dried mulberry leaves using far infrared drying (Wanyo et al, 2011). However, in our study the values of DPPH radical scavenging and FRAP were stepwise decreased when higher temperature applied (Table 4). The presence of sugars and proteins causing a non-enzymatic browning reaction, called Maillard reaction may have an effect on more rapid degradation of anthocyanin at higher temperature. Furthermore, as we mixed the PCC extract with maltodextrin (a polysaccharide consisting of D-glucose units connected in chains of variable length) as a coating media, the degradation of anthocyanin may be accelerated by the conversion of sugars to furfural which is a compound derived from the Maillard reaction, leading to the formation of brown color compounds. This reaction is susceptible to thermal process (Von Elbe and Schwartz 1996; Tonon et al., 2010)

Seven authentic standards, namely kuromanin, keracyanidin, malvin, dephinidin, cyanidin, pelargonidin and malvidin were used to compare the retention time for identification of anthocyanin composition. In our present study, it was possible to identify all of those anthocyanins in the PCC extract, however only four components namely keracyanidin, malvin, dephinidin and cyaniding found in the coated rice samples. As can be seen from Table 5, the results were similar to those found for bioactive compounds (Table 3) and antioxidant activities (Table 4) that when the coating temperatures increased, the contents of anthocyanin were decreased ( $50^{\circ}\text{C} > 60^{\circ}\text{C} > 70^{\circ}\text{C}$ ). Therefore, we further investigated the coating temperature at  $50^{\circ}\text{C}$ . It was found that the longer spraying time resulted in the higher content of anthocyanins present in all coated rice studied. Although most anthocyanins were coated by the top-spray fluidized bed coating method with suitable conditions, malvin, malvidin acid and pelargonidin were not attached to the rice materials as they were not detected in coated rice. It was observed that the difference of malvin and malvidin, compared with other anthocyanins is the presence of a methoxyl group in their molecules as indicated in Fig. 3. Malvin and malvidin contains one methoxyl groups while the others do not. The plausible explanation of how these two anthocyanins could not be attached to the rice kernels by coating processes may involve the linkages or bindings of the hydroxyl group of rice starch and the methoxyl groups or may be caused by hydrophobicity of methoxyl groups against water solubility. Whilst, pelargonidin contains unique structure of anthocyanin that there is no hydroxyl group at 3' position of B ring while others do. At this position, OH can donate electron better than that at other positions (Jing et al., 2014). The ability to link with other molecules such as starch, sugar in the coating media (maltodextrin) or the rice is strongly dependent on chemical structure, number and position of hydroxyl group especially OH at  $R_1$  position of B ring. However, this must be studied further.

#### 4. Conclusion

We have demonstrated that coating procedure affected the physical qualities and bioactive components of rice coated with PCC. High temperature applied caused undesirable physical qualities and lower amount of bioactive components as well as antioxidant activities. In addition, spraying time at constant temperature seemed to have less effect on those values than the former except for chroma value which was found greater with longer spraying time. This implies that more PCC added on the rice surface. Our findings have supported the previous information that anthocyanins were susceptible to thermal process. Therefore, to preserve the bioactive compounds and their biological activities of the PCC-coated rice, we recommend that the suitable coating conditions should be applied at low temperature for longer spraying time. However, besides coating parameters studied, concentration of coating materials, nature of core materials (rice variety) should be further investigated.

#### Acknowledgements

The authors would like to thank Faculty of Technology, Mahasarakham University for financial support. The authors also thank the laboratory equipment center, Mahasarakham University for providing HPLC instruments.

#### References

Abu Bakar, M.F., Mohamed, M., Rahmat, A., Fry, J., 2009. Phytochemicals and antioxidant activity of different parts of bambangan (*Mangifera pajang*) and tarap (*Artocarpus odoratissimus*). Food Chemistry, 113(2), 479-483.

Atarés, L., Depypere, F., Pieters, J.G., Dewettinck, K., 2012. Coating quality as affected by core particle segregation in fluidized bed processing. *Journal of Food Engineering*, 113, 415-421.

Cevallos-Casals, B.A., Cisneros-Zevallos, L., 2004. Stability of anthocyanin-based aqueous extracts of Andean purple corn and red-fleshed sweet potato compared to synthetic and natural colorants. *Food Chemistry*, 86(1), 69-77.

Cinquanta, L., Di Matteo, M.D., Esti, M., 2002. Physical pre-treatment of plums (*Prunus domestica*). Part 2. Effect on the quality characteristics of different prune cultivars. *Food Chemistry*, 79(2), 233–238.

Deng, Gui-Fang, Lin, X., Xu, Xiang-Rong, Gao, Li-Li, Xie, Jie-Feng and Li, Hua-Bin, 2013. Antioxidant capacities and total phenolic contents of 56 vegetables. *Journal of Functional foods*, 5, 260-266.

Dewettinck, K., Huyghebaert, A., 1999. Fluidized bed coating in food technology. *Trends in Food Science and Technology*, 10, 163-168.

Dewettinck, K., Huyghebaert, A., 1998. Top-spray fluidized bed coating: effect of process variable on coating efficiency. *LWT-Food Science and Technology*, 31, 568-575.

1 Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Depypere, F., Dewettinck, K., Pieters, J.G., 2012. CFD  
2 study of droplet atomization using a binary nozzle in fluidized bed coating. Chemical  
3 Engineering Science, 68, 555-566.  
4  
5  
6

7  
8  
9  
10 Duangkhamchan, W., Ronsse, F., Siriamornpun, S., Pieters, J.G., 2015. Numerical study of  
11 air humidity and temperature distribution in a top-spray fluidized bed coating process.  
12 Journal of Food Engineering, 146, 81-91.  
13  
14  
15

16  
17  
18  
19 Flanigan, P. M., Niemeyer, E. D., 2014. Effect of cultivar on phenolic levels, anthocyanin  
20 composition, and antioxidant properties in purple basil (*Ocimum basilicum* L.). Food  
21 Chemistry, 164, 518-526.  
22  
23  
24  
25

26  
27  
28  
29 Fu, L., Xu, Bo-Tao, Xu, Xiang-Rong, Gan, Ren-You, Zhang, Y., Xia, En-Qin and Li, Hua  
30 Bin, 2011. Antioxidant capacities and total phenolic contents of 62 fruits. Food Chemistry,  
31 129, 345-350.  
32  
33  
34  
35

36  
37  
38  
39 Harakotr, B., Suriharn, B., Tangwongchai, R., Scott, M.P., Lertrat, K., 2014. Anthocyanin,  
40 phenolics and antioxidant activity changes in purple waxy corn as affected by traditional  
41 cooking. Food Chemistry, 164, 510-517.  
42  
43  
44  
45

46  
47  
48  
49 He, J. and Giusti, M.M., 2010. Anthocyanins: natural colorants with health-promoting  
50 properties. Annual review of food science and technology, 1, 167-187.  
51  
52  
53  
54

55  
56 Iguaz, A., Rodríguez, M., Vírveda, P., 2006. Influence of handling and processing of  
57 rough rice on fissures and head rice yields. Journal of Food Engineering, 77, 803-809.  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65



- Jing, P., Zhao, S., Ruan, S., Sui, Z., Chen, L., Jiang, L., Qian, B., 2014. Quantitative studies on structure–ORAC relationships of anthocyanins from eggplant and radish using 3D-QSAR. *Food Chemistry*, 145, 365–371.
- Kim, M.J., Hyun, J.N., Kim, J.A., Park, J.C., Kim, M.Y., Kim, J.G., Lee, S.J., Chun, S.C., Chung, I.M., 2007. Relationship between phenolic compounds, anthocyanins content and antioxidant activity in colored barley germplasm. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 55, 4802–4809.
- Kubola, J., Siriamornpun, S., 2008. Phenolic content and antioxidant activities of bitter gourd (*Momordica charantia* L.) leaf, stem and fruit fraction extracts *in vitro*. *Food Chemistry*, 110, 881–890.
- Kunze, O.R., Choudhury, M.S.U., 1972. Moisture adsorption related to the tensile strength of rice. *Cereal Chemistry*, 49, 684–696.
- Maronga, S., 1998. On the optimization of the fluidized bed particulate coating process. Ph.D. Thesis, Department of Chemical Engineering and Technology, Royal Institute of Technology, Stockholm, Sweden, 1–2.
- Morales-Soto, A., García-Salas, P., Rodríguez-Pérez, C., Jiménez-Sánchez, C., de la Luz Cádiz-Gurrea, M., Segura-Carretero, A., Fernández-Gutiérrez, A., 2014. Antioxidant capacity of 44 cultivars of fruits and vegetables grown in Andalusia (Spain). *Food Research International*, 58, 35–46.

Nicoli, M.C., Anese, M., Parpinel, M., 1999. Influence of processing on the antioxidant properties of fruit and vegetables. *Trends in Food Science and Technology*, 10, 94–100.

Palamanit, A., Soponronnarit, S., Prachayawarakorn, S., Tungtrakul, P., 2013. Effects of inlet air temperature and spray rate of coating solution on quality attributes of turmeric extract coated rice using top-spray fluidized bed coating technique. *Journal of Food Engineering*, 114, 132-138.

Perfetti, G., van der Meer, D.E.C., Wildeboer, W.J., Meesters, G.M.H., 2012. Investigation on resistance to attrition of coated particles by response surface Methodology. *Advanced Powder Technology*, 23, 64-70.

Singh, B., Panesar, P.S., Nanda, V., Gupta, A.K., Kennedy, J.F., 2006. Application of response surface methodology for the osmotic dehydration of carrots. *Journal of Food Process Engineering*, 29, 592-614.

Solís-Morales, D., Sáenz-Hernández, C.M., Ortega-Rivas, E., 2009. Attrition reduction and quality improvement of coated puffed wheat by fluidized bed technology. *Journal of Food Engineering*, 93, 236-241.

Teunou, E., Poncelet, D., 2002. Batch and continuous fluid bed coating – review and state of the art. *Journal of Food Engineering*, 53, 325-340.

Tomaino, A., Cimino, F., Zimbalatti, V., Venuti, V., Sulfaro, V., De Pasquale, A., Saija, A.,

2005. Influence of heating on antioxidant activity and the chemical composition of some spice essential oils. *Food Chemistry*, 89, 549–554.

Tonon, R.V., Brabet, C., Hubinger, M.D., 2010. Anthocyanin stability and antioxidant activity of spray-dried açai(*Euterpeoleracea* Mart.) juice produced with different carrier agents. *Food Research International*, 43, 907–914.

Vegara, S., Mena, P., Marti, N., Saura, D. Valero, M., 2013. Approaches to understanding the contribution of anthocyanins to the antioxidant capacity of pasteurized pomegranate juices. *Food Chemistry*, 141, 1630-1636.

Von Elbe, J.H., Schwartz, S.J. (1996). *Colorants*. In O.R. Fennema (Ed.), *Food Chemistry* (3<sup>rd</sup> ed.I. New York: Marcel Dekker.

Wang, H., Cao, G., Prior, R. L., 1997. Oxygen radical absorbing capacity of anthocyanins. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 45 (2), 304-309.

Werner, S.R.L., Jones, J.R., Paterson, A.H.J., Archer, R.H., Pearce, D.L., 2007. Air-suspension particles coating in the food industry: part 1-state of the art. *Powder Technology*, 171, 25-33.

Wanyo, P., Siriamornpun, S., Meeso, N. 2011. Improvement of quality and antioxidant properties of dried mulberry leaves with combine far-infrared radiation and air convection in Thai tea process. *Food and Bioproduct Processing*. 89,22-30.

1 Yang, Z., Zhai, W., 2010. Identification and antioxidant activity of anthocyanins extracted  
2 from the seed and cob of purple corn (*Zea mays* L.). Innovative Food Science and Emerging  
3 Technologies, 11, 169-176.  
4  
5  
6  
7  
8  
9

10 Zhou, K., Yu, L. 2006. Total phenolic contents and antioxidant properties of commonly  
11 consumed vegetables grown in Colorado. LWT-Food Science and Technology, 39, 1155–  
12 1162.  
13  
14  
15  
16  
17  
18  
19  
20  
21  
22  
23  
24  
25  
26  
27  
28  
29  
30  
31  
32  
33  
34  
35  
36  
37  
38  
39  
40  
41  
42  
43  
44  
45  
46  
47  
48  
49  
50  
51  
52  
53  
54  
55  
56  
57  
58  
59  
60  
61  
62  
63  
64  
65

Table 1 Moisture content, %fissure and %HRY of purple-corn cob extract coated rice.

Conditions		Moisture content			%Fissure	%HRY
Temperature (°C)	Spraying time (min)	(%wet basis)				
		Initial MC	Final MC	MC increased		
50	5	11.64±0.08	12.81±0.16	1.17±0.18 <sup>a</sup>	20.08±5.22 <sup>b</sup>	85.59±0.76 <sup>bc</sup>
50	10	11.37±0.08	12.68±0.24	1.31±0.25 <sup>a</sup>	27.21±2.54 <sup>b</sup>	84.91±1.19 <sup>c</sup>
50	15	11.44±0.03	12.69±0.19	1.25±0.19 <sup>a</sup>	40.97±1.50 <sup>a</sup>	87.30±1.12 <sup>b</sup>
50	10	11.37±0.08	12.68±0.24	1.31±0.25 <sup>A</sup>	27.21±2.54 <sup>C</sup>	84.91±1.19 <sup>B</sup>
60	10	11.43±0.02	12.00±0.49	0.57±0.49 <sup>B</sup>	45.42±2.17 <sup>B</sup>	83.98±0.14 <sup>B</sup>
70	10	11.74±0.22	10.18±0.17	-1.56±0.28 <sup>C</sup>	96.66±0.40 <sup>A</sup>	83.72±0.94 <sup>B</sup>
uncoated		-	-		5.12±0.65 <sup>cD</sup>	92.17±1.33 <sup>aA</sup>

Different superscripts in the same column denote significant difference at p<0.05.  
Small superscripts are used for comparison at constant temperature, while capital ones are used when comparing under constant spraying time.

Table 2 Color values of rice coated with purple-corn cob extract.

Conditions		L <sup>*</sup>	a <sup>*</sup>	b <sup>*</sup>	Hue angle	Chroma
Temperature (°C)	Spraying time (min)					
50	5	54.64±2.61 <sup>a</sup>	10.17±0.77 <sup>c</sup>	6.73±0.44 <sup>a</sup>	33.55±2.75 <sup>a</sup>	12.21±0.67 <sup>c</sup>
50	10	46.62±1.67 <sup>b</sup>	15.17±0.48 <sup>b</sup>	6.15±0.35 <sup>b</sup>	22.08±1.58 <sup>b</sup>	16.37±0.39 <sup>b</sup>
50	15	42.31±1.81 <sup>c</sup>	16.35±0.62 <sup>a</sup>	6.31±0.24 <sup>b</sup>	21.15±1.46 <sup>b</sup>	17.53±0.50 <sup>a</sup>
50	10	46.62±1.67 <sup>B</sup>	15.17±0.48 <sup>A</sup>	6.15±0.35 <sup>B</sup>	22.08±1.58 <sup>B</sup>	16.37±0.39 <sup>A</sup>
60	10	47.26±0.80 <sup>B</sup>	13.87±0.10 <sup>B</sup>	6.67±0.12 <sup>A</sup>	25.66±0.46 <sup>A</sup>	15.39±0.10 <sup>B</sup>
70	10	53.82±0.89 <sup>A</sup>	13.98±0.13 <sup>B</sup>	6.74±0.18 <sup>A</sup>	25.73±0.72 <sup>A</sup>	15.52±0.11 <sup>B</sup>

Different superscripts in the same column denote significant difference at p<0.05.  
Small superscripts are used for comparison at constant temperature, while capital ones are used when comparing under constant spraying time.

Table 3 Total phenolic, total flavonoids and anthocyanin content as affected by coating conditions.

Conditions		TPC	TFC	TAC
Temperature (°C)	Spraying time (min)	(mg GAE <sup>*</sup> /100 g of dry matter)	(mg RTE <sup>**</sup> /100 g dry matter)	(mg/100 g dry matter)
50	10	60.53±1.37 <sup>B</sup>	5.02±0.56 <sup>B</sup>	0.15±0.02 <sup>B</sup>
60	10	56.88±4.60 <sup>BC</sup>	5.01±0.30 <sup>B</sup>	0.14±0.02 <sup>B</sup>
70	10	55.65±0.71 <sup>C</sup>	4.86±0.31 <sup>B</sup>	0.15±0.00 <sup>B</sup>
50	5	44.21±1.07 <sup>d</sup>	1.30±0.69 <sup>d</sup>	0.09±0.02 <sup>d</sup>
50	10	56.88±4.60 <sup>c</sup>	5.01±0.30 <sup>c</sup>	0.14±0.02 <sup>c</sup>
50	15	70.80±4.03 <sup>b</sup>	7.30±0.63 <sup>b</sup>	0.25±0.04 <sup>b</sup>
Extract		132.97±0.23 <sup>uA</sup>	31.10±0.27 <sup>uA</sup>	0.39±0.01 <sup>uA</sup>
Control		7.96±0.54 <sup>cD</sup>	0.16±0.05 <sup>cC</sup>	0.00 <sup>cC</sup>

Different superscripts in the same column denote significant difference at p<0.05.

Small superscripts are used for comparison at constant temperature, while capital ones are used when comparing under constant spraying time. \*GAE: Gallic acid equivalent; \*\*RTE: Rutin equivalent.

Table 4 Effect of coating conditions on antioxidant activities of coated rice with purple- corn cob extract.

Conditions		%inhibition DPPH radical	FRAP (μmol FeSO <sub>4</sub> /g)
Temperature (°C)	Spraying time (min)		
50	10	24.14±0.12 <sup>B</sup>	8.43±0.72 <sup>B</sup>
60	10	22.90±0.22 <sup>C</sup>	6.56±0.03 <sup>C</sup>
70	10	23.08±0.49 <sup>C</sup>	7.71±0.27 <sup>C</sup>
50	5	22.09±0.21 <sup>c</sup>	6.25±0.02 <sup>c</sup>
50	10	22.90±0.21 <sup>c</sup>	6.56±0.02 <sup>c</sup>
50	15	24.28±0.16 <sup>b</sup>	11.12±0.09 <sup>b</sup>
Extract		71.96±0.43 <sup>uA</sup>	50.22±1.04 <sup>uA</sup>
Control		19.15±0.58 <sup>uB</sup>	4.80±0.15 <sup>uB</sup>

Different superscripts in the same column denote significant difference at p<0.05.

Small superscripts are used for comparison at constant temperature, while capital ones are used when comparing under constant spraying time.

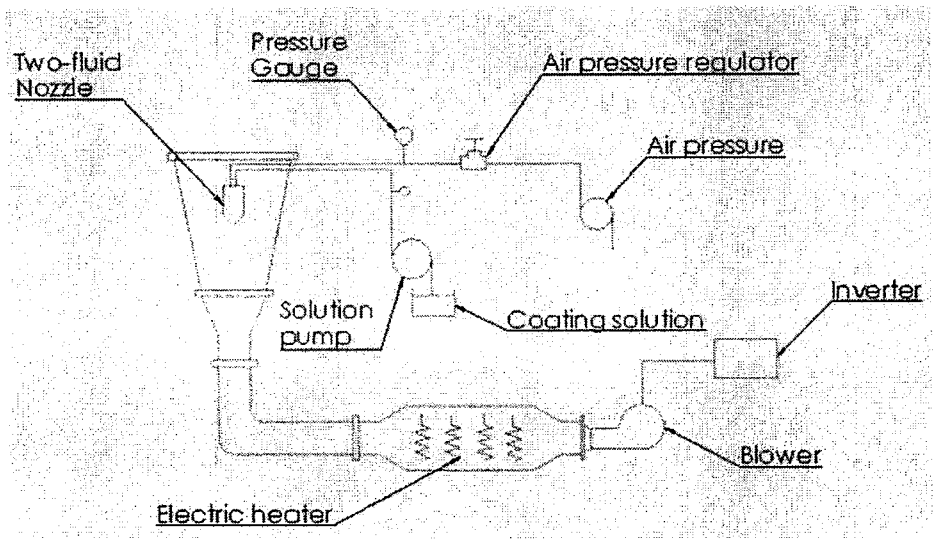
Table 5 Anthocyanins composition in purple corn extract and coated rice (µg/g).

Temperature (°C)	Spraying Time (min)	Kuromanin	Keracyanidin	Malvin	Dephinidin	Cyanidin	Pelargonidin	Malvidin	Total
50	10	1.47±0.18 <sup>b</sup>	6.37±0.21 <sup>b</sup>	nd	3.14±0.15 <sup>b</sup>	6.24±0.02 <sup>b</sup>	nd	nd	17.21±0.50 <sup>b</sup>
60	10	1.08±0.13 <sup>c</sup>	5.93±0.06 <sup>b</sup>	nd	3.05±0.02 <sup>bc</sup>	6.09±0.03 <sup>bc</sup>	nd	nd	16.14±0.19 <sup>c</sup>
70	10	0.88±0.02 <sup>c</sup>	5.74±0.11 <sup>d</sup>	nd	2.85±0.01 <sup>d</sup>	5.82±0.12 <sup>c</sup>	nd	nd	15.28±0.21 <sup>d</sup>
50	5	1.09±0.16 <sup>c</sup>	5.72±0.30 <sup>c</sup>	nd	2.93±0.10 <sup>cd</sup>	6.10±0.03 <sup>bc</sup>	nd	nd	15.85±0.58 <sup>cd</sup>
50	10	1.47±0.18 <sup>b</sup>	6.37±0.21 <sup>b</sup>	nd	3.14±0.15 <sup>b</sup>	6.24±0.02 <sup>b</sup>	nd	nd	17.21±0.50 <sup>b</sup>
50	15	1.75±0.12 <sup>a</sup>	7.42±0.27 <sup>a</sup>	nd	3.68±0.18 <sup>a</sup>	6.80±0.43 <sup>a</sup>	nd	nd	19.65±0.70 <sup>a</sup>
Extract		13.48±0.64	24.62±0.93	6.34±0.69	8.21±0.25	44.70±1.05	17.36±1.08	0.39±0.08	115.11±4.16
Control		nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd	nd

Kuromanin (cyanidin-3-O-glucoside chloride), keracyanidin (cyanidin-3-rutinoside), malvin (malvidin-3,5-diglucoside),dephinin, pelargonidin, malvidin.

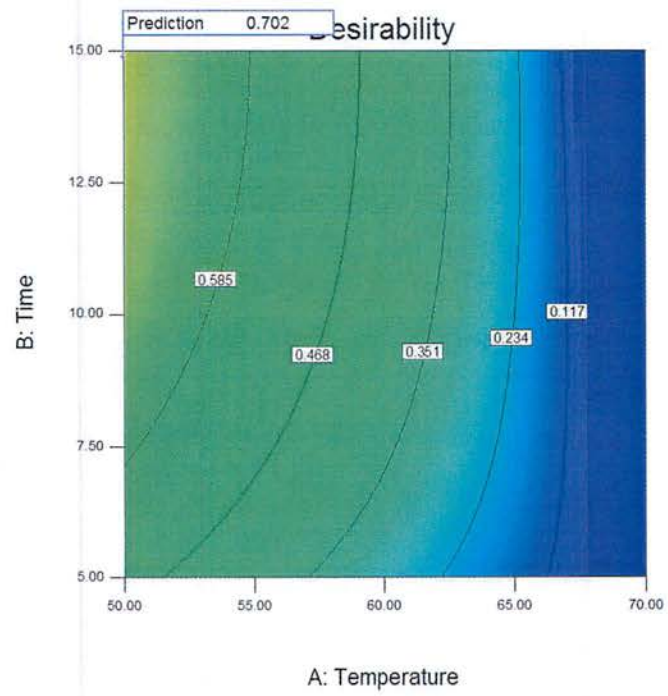
Values are expressed as mean ± standard deviation (n=3). Means with different letters in the same column were significantly different at the level  $p<0.05$ .

Figure

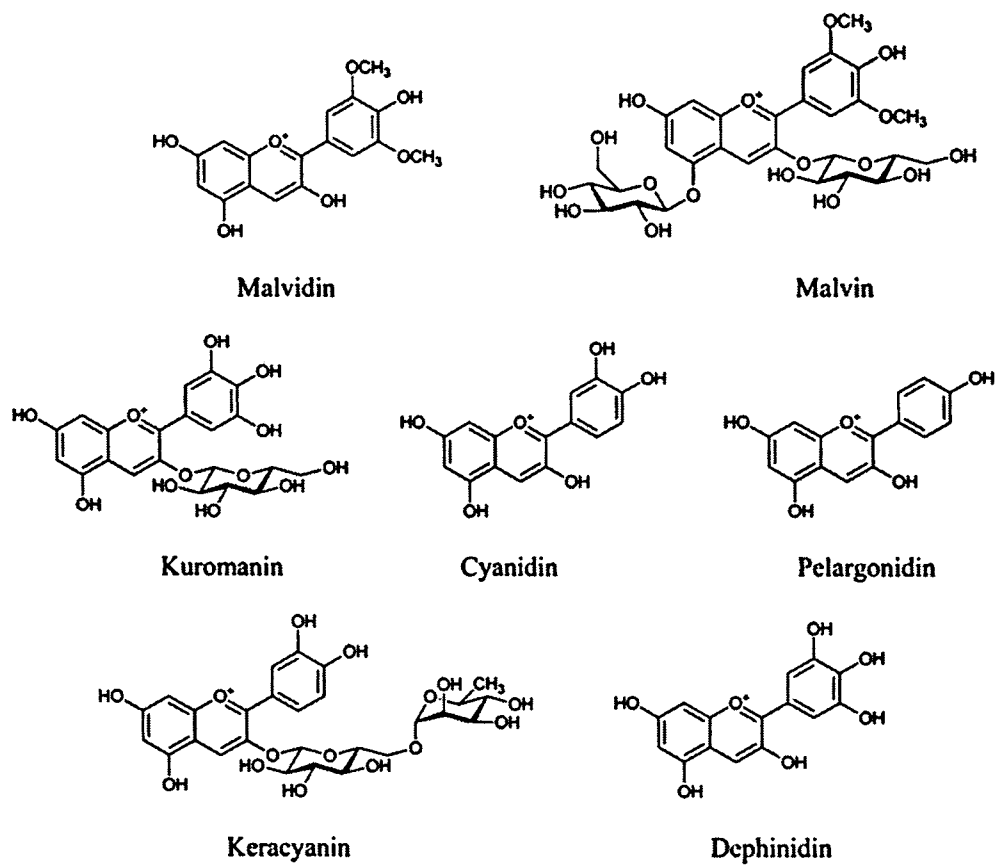


**Figure 1** Schematic diagram of the top-spray fluidized bed coating unit.





**Figure 2** Desirability of the coating conditions.



**Figure 3** Chemical structure of anthocyanins.