

แบบจำลองการสังเคราะห์น้ำมันดีเซลชีวภาพในเครื่องปฏิกรณ์ ถึงกวนต่อเนื่องแบบอนุกรมที่มีการป้อนสารกลับ

A Model of Biodiesel Synthesis in CSTR in Series with Recycle

ชอลดา บุญชนาวงศ์ และ ประกอบ กิจไชยา
Cholada Boonthanawong and Prakob Kitchaiya

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้จำลองการสังเคราะห์น้ำมันดีเซลชีวภาพในเครื่องปฏิกรณ์แบบถึงกวน 2 ถึงต่อแบบอนุกรมที่มีการป้อนสารกลับ โดยสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อหาค่าอัตราส่วนอัตราการผลิตเชิงโมลของสารต่ออัตราการผลิตเชิงโมลของน้ำมันปาล์มที่เข้าทำปฏิกิริยา เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตน้ำมันดีเซลชีวภาพ จากผลการคำนวณพบว่าสภาวะที่เหมาะสมในการผลิตน้ำมันดีเซลชีวภาพคือ $1 < Da < 10$ และอัตราการผลิตเมทานอลในเครื่องปฏิกรณ์ถึงที่ 1 และ 2 เป็น 4 และ 2 โมลต่อโมลของน้ำมันในถังแรก

ABSTRACT

This research is to model a biodiesel synthesis in 2 CSTR in series with methanol recycle from heavy glycerine phase. A model of algebraic mass balance equations of molar flow rate of each species was used to find suitable conditions of biodiesel production. It was found that at $1 < Da < 10$ and feed molar ratio of methanol to oil at 4 and 2 in the first and second CSTR would provide the optimum biodiesel production.

1. บทนำ

การผลิตน้ำมันดีเซลชีวภาพหรือไบโอดีเซลในไทย โดยทั่วไปใช้กระบวนการแบบกะ (Batch) ใช้เวลาในการผลิตในแต่ละกะนานมากกว่าเมื่อเทียบกับการผลิตแบบต่อเนื่องที่จะให้น้ำมันที่มีคุณภาพสม่ำเสมอ ประหยัดพลังงานและแรงงาน ได้น้ำมันปริมาณมาก จากเป้าหมายของรัฐบาลที่ตั้งเป้าหมายไว้ว่าในปี พ.ศ.2555 จะผลิตไบโอดีเซลให้ได้ 8.5 ล้านลิตรต่อวัน [1] ขบวนการผลิตแบบต่อเนื่องจะสามารถตอบสนองความต้องการได้ดีกว่าการผลิตแบบกะ

Darnoko และ Cheryan [2] ทำการทดลองผลิตไบโอดีเซลจากน้ำมันปาล์มในเครื่องปฏิกรณ์ถึงกวนต่อเนื่อง (CSTR) ขนาด 1 ลิตรเพื่อหา Residence time, (θ) ที่ทำให้ได้ความเข้มข้นของไบโอดีเซลมากที่สุด พบว่าค่า θ ที่ให้ปริมาณไบโอดีเซลมากที่สุด (ร้อยละ 85.6) คือ 60 นาที รองลงมาคือ 70 นาที และ 40 นาที ตามลำดับ

Green [3] เสนอการผลิตไบโอดีเซลโดยปฏิกิริยาทรานเอสเตอริฟิเคชันใน CSTR 2 ถึงต่อเนื่องเป็นอนุกรมในถังแรกเติมแอลกอฮอล์ประมาณร้อยละ 80 โดยมวลผลิตภัณฑ์ที่ได้จากถังแรกทำการแยกกลีเซอรินออกก่อนเข้าสู่ CSTR ถึงที่ 2 แล้วจึงเติมแอลกอฮอล์อีกร้อยละ 20

โดยมวลลงใน CSTR ดังที่สองเพื่อทำปฏิกิริยากับผลิตภัณฑ์น้ำมันจากถังแรก ขบวนการผลิตแบบนี้จะใช้ปริมาณแอลกอฮอล์เพื่อเข้าสู่ปฏิกิริยาที่สมบูรณ์น้อยกว่าขบวนการผลิต CSTR ดังเดียว

Lurgi [4] เป็นบริษัทที่ออกแบบขบวนการผลิตไบโอดีเซลมากกว่า 15 ปีได้ออกแบบขบวนการผลิตไบโอดีเซลใน CSTR 2 ถังที่มีการป้อนสารกลับมาใช้ใหม่ ขบวนการดังกล่าวให้ปริมาณและคุณภาพของไบโอดีเซลเป็นที่น่าพอใจ ขบวนการผลิตแบบนี้มีความน่าสนใจที่จะนำมาวิเคราะห์ถึงตัวแปรที่ใช้ในการผลิตต่างๆ บทความนี้จึงนำเสนอแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ในการสังเคราะห์ไบโอดีเซลจากน้ำมันพืชโดยปฏิกิริยาทรานเอสเตอริฟิเคชันใน CSTR ที่ต่อกันแบบอนุกรม 2 ถังและมีการป้อนสารกลับ แบบจำลองดังกล่าวในรูปแบบตัวแปรไร้นิติยจะถูกนำมาใช้คำนวณเพื่อหาสถานะต่างๆ ในการสังเคราะห์ไบโอดีเซล

2. ทฤษฎี

2.1 เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน (CSTR)

CSTR ทำงานในสภาวะคงตัว (Steady State) อุณหภูมิและความเข้มข้นของสารในเครื่องปฏิกรณ์จะมีค่าเท่ากับที่ทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ [5] การดุลโมลของสาร i ใน CSTR คือ

$$F_{i0} - F_i = -r_i V \quad (1)$$

เมื่อ F_{i0} และ F_i คือ อัตราการไหลเชิงโมลของสารที่เข้าและออกจาก CSTR, V คือ ปริมาตรของ CSTR, r_i คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยาของสาร i

2.2 อัตราการเกิดปฏิกิริยาทรานเอสเตอริฟิเคชัน

Darnoko และ Cheryan [6] ทดลองหาค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาทรานเอสเตอริฟิเคชันโดยกำหนดให้ปฏิกิริยาเกิดขึ้น 3 ขั้นตอนแบบไม่ผันกลับตามสมการข้างล่าง



เมื่อ TG, DG, MG, GL, M, B คือ ไตรกลีเซอไรด์, ไดกลีเซอไรด์, โมโนกลีเซอไรด์, กลีเซอริน, เมทานอล และไบโอดีเซล ตามลำดับ พบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาเป็นปฏิกิริยาอันดับที่สองดังนี้

$$-r_{TG} = k_1 c_{TG} c_M = k_1 \frac{F_{TG}}{F_{TG0}} \frac{F_M}{F_{TG0}} \frac{F_{TG0}^2}{V^2} \quad (5)$$

$$r_{DG} = k_1 c_{TG} c_M - k_2 c_{DG} c_M \quad (6)$$

$$r_{MG} = k_2 c_{DG} c_M - k_3 c_{MG} c_M \quad (7)$$

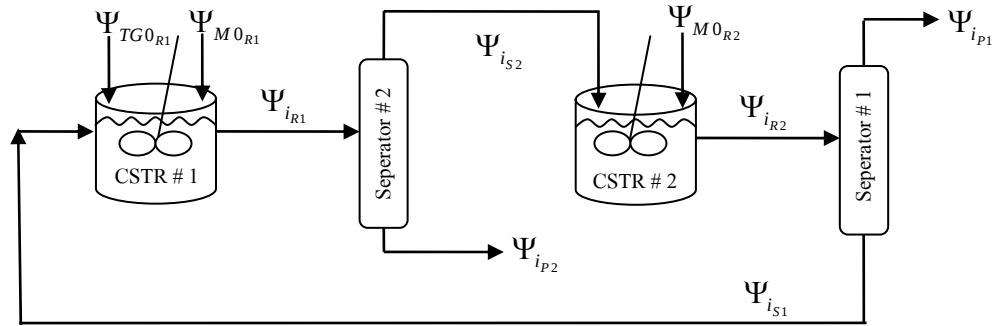
$$r_B = k_1 c_{TG} c_M + k_2 c_{DG} c_M + k_3 c_{MG} c_M \quad (8)$$

เมื่อ V คือ อัตราการไหลเชิงปริมาตร

2.3 สมดุลของสารในแต่ละวัฏภาค (Phase Equilibrium)

ในระบบปิดใดๆ ในสภาวะสมดุลค่าศักย์เคมี (μ_i) และฟิวาซิตี (f_i) ของสาร i ในแต่ละวัฏภาคจะมีค่าเท่ากัน ซึ่งในระบบของเหลว-ของเหลวที่มีหลายวัฏภาคเมื่อระบบเข้าสู่สภาวะสมดุลจะหาค่าความเข้มข้นของสาร i ในแต่ละวัฏภาค (α และ β) ได้จาก [7]

$$\gamma_{i,\alpha} x_{i,\alpha} = \gamma_{i,\beta} x_{i,\beta} \quad (9)$$



รูปที่ 1 รูปจำลองการสังเคราะห์ไบโอดีเซลในเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่องแบบอนุกรมที่มีการป้อนสารกลับ

เมื่อ γ_i คือสัมประสิทธิ์แอกทิวิตี (Activity coefficient) ของสาร i , x_i คือ สัดส่วนโดยโมลของสาร i สมการที่ (9) จะใช้เพื่อคำนวณหาค่าสัดส่วนโมลของสาร i ในแต่ละวัฏภาค ในงานวิจัยนี้จะใช้สมการของวิลสัน (Wilson's Equation) [8] หาสัมประสิทธิ์แอกทิวิตีเนื่องจากทราบค่า λ_{ij} จากงานจากงานวิจัยของ Chuang-Wei และคณะ[9]

3. แบบจำลอง CSTR ต่อแบบอนุกรมมีการป้อนสารกลับ

ในการสร้างแบบจำลองดังรูปที่ 1 มีสมมุติฐานดังนี้

1. มีปริมาณกรดไขมันอิสระไดกลีเซอไรด์และโมโนกลีเซอไรด์ในน้ำมันปาล์มที่ใช้ทำปฏิกิริยาน้อยมาก
2. ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นใน CSTR มีเพียงปฏิกิริยาทรานเอสเตอริฟิเคชันของกลีเซอไรด์เท่านั้นและเกิดขึ้น 3 ขั้นตอนแบบไม่ผันกลับโดยมีอัตราการเกิดปฏิกิริยาตามสมการที่ (5)-(8)
3. การแยกชั้นของกลีเซอรินและไบโอดีเซลเกิดอยู่ในสภาวะสมดุลในเครื่องแยกสารที่อุณหภูมิ 25 °C สารชั้นบนจะประกอบด้วยไบโอดีเซล ไตรกลีเซอไรด์ ไดกลีเซอไรด์ โมโนกลีเซอไรด์และเมทานอล และชั้นล่างประกอบด้วยกลีเซอรินและเมทานอล [10]
4. นำชั้นล่างของเครื่องแยกสารเครื่องที่ 1 กลับมาใช้ใหม่ทั้งหมดใน CSTR เครื่องที่ 1

ในการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์จะกำหนดตัวแปรไร้หน่วยดังนี้

$$\Psi_{i_j} \equiv \frac{F_{i_j}}{\Theta_{F_{TG0_{R1}}}} \quad (10)$$

$\Theta = 1$ เมื่อ i คือ TG0, TG, DG, MG และ GL

$\Theta = 6$ เมื่อ i คือ M0 และ M

$\Theta = 3$ เมื่อ i คือ B

$$K_l \equiv \frac{k_l}{k_1} \quad (11)$$

$$Da_{Rj} \equiv \frac{k_1 F_{TG0_{R1}} V_{Rj}}{V_{Rj}^2} : \text{Damköhler number} \quad (12)$$

เมื่อ l คือปฏิกิริยาที่ 1, 2 และ 3 ตามสมการที่ (2)-(4) ตามลำดับ

j คือ CSTR(R) และเครื่องแยกสาร(S) ที่ 1 และ 2 ตามลำดับ

V_{Rj} คืออัตราการไหลเชิงปริมาตรใน CSTR เครื่องที่ j

จากสมการดุลโมลของสาร i ใน CSTR (1) และสมการอัตราเร็วของปฏิกิริยา (5)-(8) จะได้สมการหาค่า Ψ_{i_j} ในแต่ละสายดังนี้

$$\Psi_{TG0_{Rj}} + \Psi_{TG_{Sj}} - \Psi_{TG_{Rj}} = 6Da_{Rj} \Psi_{M_{Rj}} \Psi_{TG_{Rj}} \quad (13)$$

$$\Psi_{DG_{Sj}} - \Psi_{DG_{Rj}} = 6Da_{Rj} \Psi_{M_{Rj}} (\Psi_{DG_{Rj}} K_2 - \Psi_{TG_{Rj}}) \quad (14)$$

$$\begin{aligned} \Psi_{MG_{Sj}} - \Psi_{MG_{Rj}} \\ = 6Da_{Rj} \Psi_{M_{Rj}} (\Psi_{MG_{Rj}} K_3 - \Psi_{DG_{Rj}} K_2) \end{aligned} \quad (15)$$

$$\begin{aligned} \Psi_{B_{Rj}} - \Psi_{B_{Sj}} = \\ 2Da_{Rj} \Psi_{M_{Rj}} (\Psi_{TG_{Rj}} + K_2 \Psi_{DG_{Rj}} + K_3 \Psi_{MG_{Rj}}) \end{aligned} \quad (16)$$

และจาก stoichiometry จะได้ว่า

$$\begin{aligned} \Psi_{GL_{Rj}} - \Psi_{GL_{Sj}} = \Psi_{TG0_{Rj}} + \Psi_{TG_{Sj}} + \Psi_{DG_{Sj}} \\ + \Psi_{MG_{Sj}} - (\Psi_{TG_{Rj}} + \Psi_{DG_{Rj}} + \Psi_{MG_{Rj}}) \end{aligned} \quad (17)$$

$$2\Psi_{M_{Rj}} = \Psi_{B_{Sj}} - \Psi_{B_{Rj}} + 2\Psi_{M_{Sj}} + 2\Psi_{M0_{Rj}} \quad (18)$$

โดยที่ $\Psi_{TG_{S1}}, \Psi_{DG_{S1}}, \Psi_{MG_{S1}}, \Psi_{B_{S1}}, \Psi_{GL_{S2}}, \Psi_{TG0_{R2}} = 0$

และสามารถหาค่า Ψ_{ij} ที่ออกจากเครื่องแยกสารได้จากสมการที่ (9) และสมการดุลโมลของเมทานอลรอบเครื่องแยกสารที่ 1 และ 2 ดังนี้

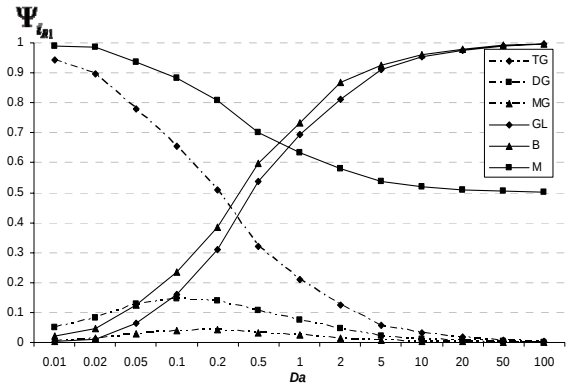
$$\Psi_{M_{R1}} = \Psi_{M_{S2}} + \Psi_{M_{P2}} \quad (19)$$

$$\Psi_{M_{R2}} = \Psi_{M_{S1}} + \Psi_{M_{P1}} \quad (20)$$

4. ผลการคำนวณ

เมื่อทำการจำลองผลโดยใช้วิธีระเบียบวิธีการทำซ้ำจุดตรึง (simple fixed-point iteration) ในการหาค่า Ψ_{ij} จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สมการที่ (13)-(20) ได้ผลการคำนวณดังนี้

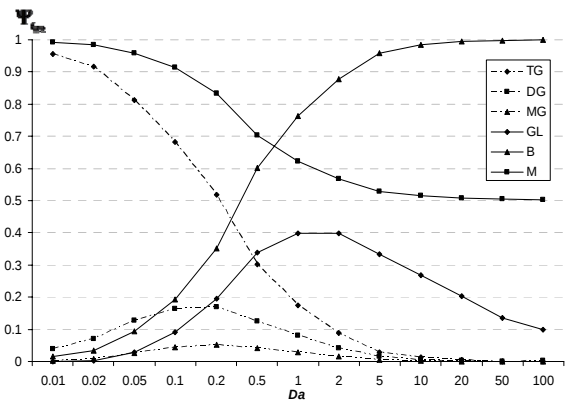
ผลของเวลาในการทำปฏิกิริยาต่อปริมาณผลิตภัณฑ์ที่ได้



รูปที่ 2 ผลของค่า Da ต่อ $\Psi_{i_{R1}}$ ในแบบจำลอง CSTR 1

ถึง เมื่อ $\Psi_{M0} = 1$

จากแบบจำลอง CSTR 1 ถึงดังรูปที่ 2 ที่อุณหภูมิ 60 °C, $c_{TG0} = 0.82$ mol/L, เวลาในการทำปฏิกิริยา 60 นาที จะให้ไบโอดีเซล 84.90% เมื่อเทียบกับการทดลองของ Darnoko และ Cheryan [2] จะมีความคลาดเคลื่อนสัมบูรณ์เท่ากับ 0.82%



รูปที่ 3 ผลของค่า Da ต่อ $\Psi_{i_{R2}}$ ในแบบจำลอง CSTR 2 ถึง

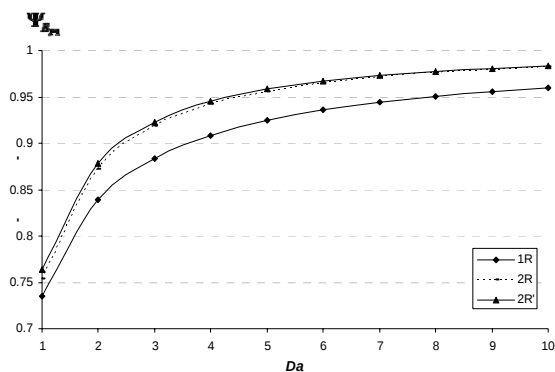
แบบมีการป้อนสารกลับ ($Da = Da_{R1} + Da_{R2}$,

$$Da_{R1} = Da_{R2}, \Psi_{M0_{R1}} = \Psi_{M0_{R2}} = 0.5)$$

เมื่อค่า Da มากจะได้ไบโอดีเซลมากขึ้นเพราะมีเวลาทำปฏิกิริยามากขึ้นดังรูปที่ 3 แล้วจะเริ่มคงที่เมื่อ $Da \approx 10$ เนื่องจากเมื่อ $Da \geq 10$ ไม่มีสารตั้งต้นเหลืออยู่ใน CSTR

แต่ปริมาณกลีเซอรินจะเพิ่มจนถึงค่า $Da = 1$ แล้วจะลดลงเรื่อยๆเมื่อ Da สูงขึ้น เพราะในช่วง $Da < 1$ มีน้ำมันเข้าสู่ถังที่สองมากเนื่องจากถังแรกมีเวลาทำปฏิกิริยาน้อย แต่เมื่อ $Da > 1$ น้ำมันในถังแรกมีเวลาทำปฏิกิริยามากขึ้นจึงเหลือน้ำมันที่จะทำปฏิกิริยาต่อในถังที่ 2 ลดลง ทำให้ได้กลีเซอรินจากถังที่ 2 น้อยลง ดังนั้นการเลือกใช้ช่วง Da ที่สมควรจะเลือกช่วง $1 < Da < 10$ ในทางปฏิบัติพบว่าที่อุณหภูมิ 60°C , $c_{\text{TGO}} = 0.82 \text{ mol/L}$, เวลาในการทำปฏิกิริยา 30 นาที ให้ค่า $Da=3.3$

รูปที่ 4 แสดงให้เห็นว่า CSTR 2 ถังต่อกันจะให้ได้ค่าผลผลิตของไบโอดีเซลมากกว่า CSTR ถังเดียว เมื่อผลรวมโมลของเมทานอลที่เติมลงปฏิกิริยาเท่ากัน และเมื่อพิจารณา CSTR 2 ถังที่มีและไม่มี การป้อนสารกลับ พบว่าการป้อนสารกลับให้ค่าผลผลิตของไบโอดีเซลมากกว่าเล็กน้อย

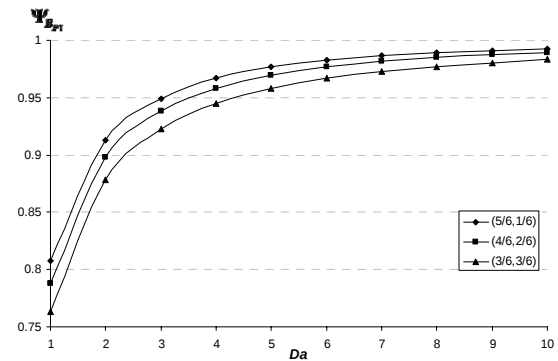


รูปที่ 4 การเปรียบเทียบค่า $\Psi_{B_{P1}}$ จากแบบจำลอง CSTR

แบบต่างๆ 1R : CSTR 1 ถัง, 2R : CSTR 2 ถัง,
2R' : CSTR 2 ถังมีการป้อนสารกลับ

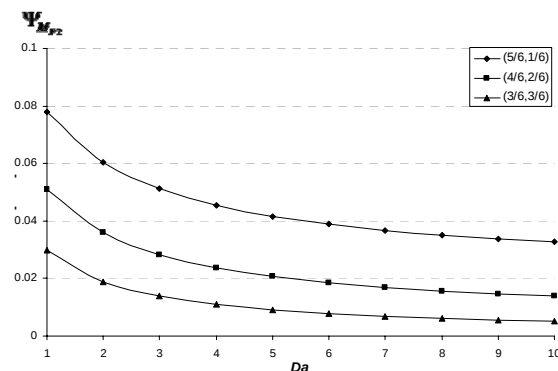
$$(\Psi_{M_{0R1}} = \Psi_{M_{0R2}} = 0.5, \Psi_{M0} = 1, Da_{R1} = Da_{R2}, \\ Da = Da_{R1} + Da_{R2})$$

ผลของปริมาณเมทานอลที่ป้อนใน CSTR แต่ละถัง
 $Da_{R1} = Da_{R2}$



รูปที่ 5 การเปรียบเทียบผล $\Psi_{M_{0Rj}}$ ต่อ $\Psi_{B_{P1}}$ เมื่อคู่อันดับ
คือ $(\Psi_{M_{0R1}}, \Psi_{M_{0R2}})$

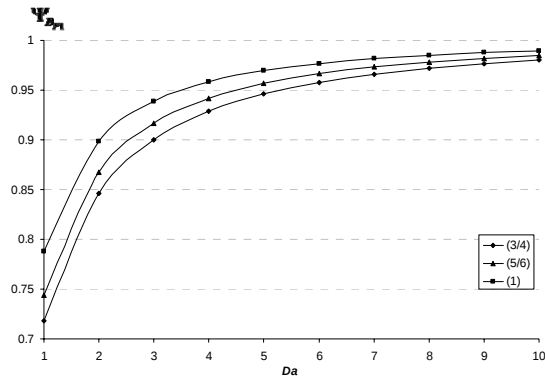
เมื่อผลรวม $\Psi_{M_{0Rj}} = 1$ จะเห็นว่าเมื่อเพิ่มปริมาณเมทานอลที่เติมในถังที่ 1 จะให้ค่าผลผลิตของไบโอดีเซลที่มากขึ้นดังรูปที่ 5 เพราะใน CSTR ความเข้มข้นของสารต่างๆ จะเท่ากันทั้งถัง ในถังแรกจะมีความเข้มข้นของสารตั้งต้นมากกว่าถังที่ 2 อัตราการเกิดปฏิกิริยาจึงสูงกว่าการเติมเมทานอลมากขึ้นในถังแรกจะทำให้อัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงขึ้นมากกว่าการเติมเมทานอลมากขึ้นในถังที่ 2



รูปที่ 6 แสดง $\Psi_{B_{P2}}$ ที่ $(\Psi_{M_{0R1}}, \Psi_{M_{0R2}})$ ต่างๆที่
 $\Psi_{M_{0R1}} + \Psi_{M_{0R2}} = 1$

เมื่อเปรียบเทียบปริมาณเมทานอลที่ถูกแยกในเครื่องแยกสารเครื่องที่ 2 เมื่อป้อนเมทานอลในอัตราส่วนที่แตกต่างกันใน CSTR แต่ละเครื่องดังรูปที่ 6 พบว่าที่

$(\Psi_{M0R1}, \Psi_{M0R2}) = (5/6, 1/6)$ จะมีปริมาณเมทานอลที่ถูกแยกออกมามากกว่าที่ $(4/6, 2/6)$ และ $(3/6, 3/6)$ เฉลี่ย 2.15 และ 3.4 % ตามลำดับ ดังนั้นการเลือกสภาวะ $(\Psi_{M0R1}, \Psi_{M0R2}) = (4/6, 2/6)$ จะทำให้ไม่สูญเสียเมทานอลมากเกินไปในเครื่องแยกสารและมีเวลาให้เมทานอลส่วนใหญ่ทำปฏิกิริยาได้นานพอ



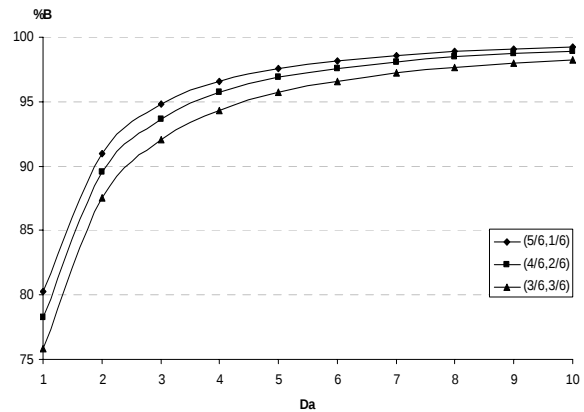
รูปที่ 7 แสดง Ψ_{Bp1} ที่ผลรวม Ψ_{M0Rj} ต่างๆ

เมื่อกำหนดให้เมทานอลที่เติมเข้า CSTR ถึงที่ 1 คงที่ $(\Psi_{M0R1} = 4/6)$ และเปลี่ยนแปลงผลรวมของ Ψ_{M0Rj} จะได้ผลตามรูปที่ 7 การลดปริมาณเมทานอลที่เติมลงในถังที่ 2 จะมีผลต่อค่าผลผลิตของไบโอดีเซลมากในช่วง Da น้อย ดังนั้นถ้าต้องการลดปริมาณเมทานอลที่ใช้ควรลดปริมาณเมทานอลที่เติมลงในถังที่สองแล้วเพิ่มค่า Da ให้สูงขึ้น

ไบโอดีเซลที่สามารถนำไปใช้ในเครื่องยนต์ดีเซลได้นั้นต้องมีความบริสุทธิ์เป็นไปตามมาตรฐานคือ 96.5% โดยน้ำหนัก

$$\%Bio = \frac{wt_B}{wt_B + wt_{TG} + wt_{DG} + wt_{MG}} \times 100\% \quad (21)$$

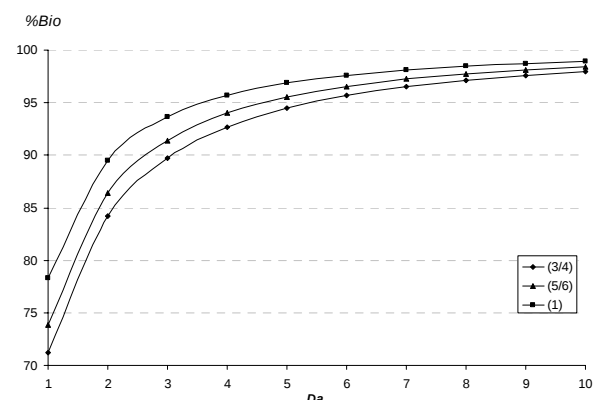
เมื่อ $\%Bio$ คือ ค่าร้อยละความบริสุทธิ์โดยน้ำหนักของไบโอดีเซล, wt_i คือ น้ำหนักของสาร i



รูปที่ 8 แสดง $\%Bio$ ที่คู่อันดับ $(\Psi_{M0R1}, \Psi_{M0R2})$ ต่างๆเมื่อ $\Psi_{M0R1} + \Psi_{M0R2} = 1$

ถ้าผลรวมเมทานอลที่เติมลงในขบวนการเท่ากัน การเติมเมทานอลใน CSTR ถึงที่ 1 มากกว่าจะได้ $\%Bio$ ตามมาตรฐานที่ Da ต่ำกว่าดังรูปที่ 8 เพราะใน CSTR ดังแรกอัตราการเกิดปฏิกิริยาสูงกว่า CSTR ถึงที่ 2

เมื่อต้องการลดปริมาณเมทานอลที่เติมลงในขบวนการลงเพื่อลดต้นทุนการผลิตจำเป็นต้องเพิ่ม Da มากขึ้นเพื่อให้ได้ไบโอดีเซลเป็นไปตามมาตรฐาน ดังรูปที่ 9 เพราะเมื่อความเข้มข้นของสารในระบบมากโมเลกุลของสารมีโอกาสชนกันได้มากทำให้ปฏิกิริยาเกิดได้เร็ว ดังนั้นที่อุณหภูมิในการทำปฏิกิริยา 60°C , $C_{TG0} = 0.82 \text{ mol/L}$ ไม่ควรลดปริมาณเมทานอลที่ใช้ทั้งหมดต่ำกว่า 4.5 โมลต่อน้ำมันในถังแรกเพื่อให้เวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาไม่เกิน 60 นาที



รูปที่ 9 แสดง $\%Bio$ ที่ผลรวม Ψ_{M0Rj} ต่างๆเมื่อ Ψ_{M0R1} คงที่เท่ากับ 4/6

5. สรุปผลการทดลอง

จากแบบจำลองทางคณิตศาสตร์พบว่า ขบวนการผลิตไบโอดีเซลแบบ CSTR 2 ถังต่ออนุกรมจะให้ปริมาณไบโอดีเซลมากกว่า CSTR 1 ถัง CSTR ต่ออนุกรม 2 ถังแบบมีการป้อนสารกลับให้ผลดีกว่า CSTR ต่ออนุกรม 2 ถังธรรมดาเมื่อผลรวมโมลของเมทานอลที่เติมลงในขบวนการผลิตเท่ากัน ควรเลือกใช้ Da ในช่วง $1 < Da < 10$ การเติมเมทานอลส่วนใหญ่ลงใน CSTR ถังที่ 1 จะให้ปริมาณไบโอดีเซลมากกว่าเติมเมทานอลส่วนใหญ่ลงในถังที่ 2 แต่เพื่อไม่ให้สูญเสียเมทานอลในขั้นตอนแยกกลีเซอรินออกควรเลือกสภาวะ $(\Psi_{M0_{R1}}, \Psi_{M0_{R2}}) =$

$(4/6, 2/6)$ ที่ $\Psi_{M0_{R1}} + \Psi_{M0_{R2}} = 1$ และถ้าต้องการลดปริมาณเมทานอลที่ใช้ลงควรลดปริมาณเมทานอลที่เติมลงในถังที่สองแต่ผลรวมเมทานอลทั้งหมดไม่ควรน้อยกว่า 4.5 โมลต่อน้ำมันในถังแรกแล้วเพิ่มค่า Da ให้มากขึ้นกว่าเดิมเพื่อให้ไบโอดีเซลที่ผลิตเป็นไปตามมาตรฐาน

เอกสารอ้างอิง

- [1] Leevijit T., Tongurai C., Prateepchaikul G. and Wisutmethangoon W. "Performance test of a 6-stage continuous reactor for palm methyl ester production." **Bioresource Technology.**, vol.99, 2008. Pp. 214-221
- [2] Darnoko D. and Cheryan M. "Continuous Production of Palm Methyl esters." **JAOCS.**, vol.77, no. 12, 2000. Pp. 1269-1272
- [3] Van Gerpen J. "Biodiesel processing and production." **Fuel Processing Technology.**, vol.86, 2005. Pp. 1097-1107
- [4] www.lurgi.com
- [5] Fogler S. H. **Elements of Chemical Reaction Engineering.** 3rd ed. New Jersey : Prentice-Hall. 1999.
- [6] Darnoko D. and Cheryan M. "Kinetic of Palm oil Tranesterification in Batch Reactor." **JAOCS.**, vol.77, no. 12, 2000. Pp. 1263-1267
- [7] กัทรพรรณ ประศาสน์สารกิจ. เทอร์โมไดนามิกส์วิศวกรรมเคมี. กรุงเทพฯ : จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. 2538.
- [8] Walas S. M. **Phase Equilibria in Chemical Engineering.** Boston : Butterworth. 1985.
- [9] Chuang-Wei C., Michael J. G., and Galen J. S. "Distribution of Methanol and Catalysts between Biodiesel and Glycerin Phases." **AIChE Journal.**, vol.51, no. 4, 2005. Pp. 1274-1278
- [10] Bouaid A., Diaz Y., Martinez M., Aracil J. "Pilot plant studies of biodiesel production using *Brassica carinata* as raw material." **Catalyst Today.**, vol.106, 2005. Pp. 193-196
- [11] Steven C. C. and Raymond P. C. **Numerical Methods for Engineering with Software and Programming Applications.** 4th ed. Singapore : McGraw-Hil. 2003.