

การจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน สำหรับการผลิตออกซิเจนจากอากาศ

Modeling of Pressure Swing Adsorption Process for Oxygen Production from Air

จันทร์พร ผลการกุล^{1,2} อธิปดี คงปรี่พันธุ์¹ เพ็ญศิริ ทองผดุงโรจน์³

¹ ศูนย์วิจัยเทคโนโลยีผลิตภัณฑ์และพลังงานหมุนเวียน และ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ 1518 ถนน พิบูลสงคราม เขต บางซื่อ กรุงเทพฯ 10800

² ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
1518 ถนน พิบูลสงคราม เขต บางซื่อ กรุงเทพฯ 10800

³ ภาควิชาวิศวกรรมการผลิต คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าพระนครเหนือ
1518 ถนน พิบูลสงคราม เขต บางซื่อ กรุงเทพฯ 10800

บทคัดย่อ

งานวิจัยนี้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อจำลองการผลิตออกซิเจนบริสุทธิ์ด้วยกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันและศึกษาผลกระทบของตัวแปรต่างๆ ในกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน ที่มีต่อความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับของออกซิเจนที่ผลิตได้ การสร้างแบบจำลองของกระบวนการแยกออกซิเจนอยู่บนสมมติฐานของสมดุลดูดซับและการไหลตามแนวแกนอย่างสมบูรณ์ ระบบสมการคณิตศาสตร์ประกอบด้วยสมการอนุพันธ์เชิงย่อยแบบควบคู่ การวิเคราะห์แบบจำลองด้วยวิธีเชิงเส้น (method of line) โดยใช้โปรแกรม Matlab[®] จากนั้นทำการเปรียบเทียบผลการจำลองกับผลจากงานวิจัยที่มีมาก่อน (Mendes และคณะ, 2000) ซึ่งใช้สมมติฐานของแรงขับเคลื่อนเชิงเส้น ตัวแปรที่ทำการศึกษามี 5 ตัวแปรได้แก่ ความดันในการดูดซับ (3, 4.2, 5.1 และ 7.1 บาร์) อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ (0.1, 0.55 และ 1.05 ลิตรต่อวินาที) อัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้ง (0.5, 1.15 และ 1.5 ลิตรต่อวินาที) เวลาของวัฏจักร (60, 180 และ 240 วินาที) และการเพิ่มขึ้นตอนการปรับความดัน โดยกระบวนการที่มีประสิทธิภาพสูงที่สุดได้แก่ กระบวนการที่มีขั้นตอนการปรับความดันความดันการดูดซับ 7.1 บาร์ อัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ 0.1 ลิตรต่อวินาที อัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้ง 1.15 ลิตรต่อวินาที และเวลาของหนึ่งวัฏจักร 180 วินาที โดยได้ความบริสุทธิ์ของออกซิเจนรวมกับอาร์กอน 98.9% อัตราส่วนแยกกลับ 4.7%

คำหลัก: กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน กระบวนการแยกออกซิเจน แบบจำลองชนิดสมดุลดูดซับ แบบจำลองทางคณิตศาสตร์ วัฏจักรสการ์สเตอร์ม

Abstract

The aim of this research is to develop the mathematical model for simulating the pressure swing adsorption process and for finding the range of proper operating conditions for pure oxygen production. The mathematical model was developed based on assumptions of ideal plug flow and rapid equilibrium. A set of partial differential equations was developed and was solved by the method of line using Matlab[®]. The simulation results were compared with those in the literature (Mendes et al, 2000) which employed a

linear driving force model. The five variables examined were: adsorption pressure (3, 4.2, 5.1 and 7.1 bar) production flowrate (0.1, 0.55 and 1.05 liters per minute), purge flowrate (0.5, 1.15 and 1.5 liters per minute), cycle time (60, 180 and 240 seconds) and the addition of equalization step. The optimal operating condition was: the adsorption pressure of 7 bar, the production flowrate of 0.1 liters per minute, the purge flowrate of 1.15 liters per minute, the cycle time of 180 seconds with the addition of equalization step. The predicted purity (oxygen plus argon) and recovery were 98.9% and 4.7%, respectively.

Keywords: Pressure Swing Adsorption, Oxygen Separation, Equilibrium Model, Mathematical Model, Skarstorm cycle

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ

สัญลักษณ์ คำอธิบาย

a	ความสามารถในการเกิดปฏิกิริยาเคมี
b_i	ค่าคงที่สมดุลของการดูดซับแบบแลงเมียร์ขององค์ประกอบ i (kPa^{-1})
B	ค่าคงที่ของฟีกซ์
c_i	ค่าความเข้มข้นในก๊าซเฟสขององค์ประกอบ i (mol/m^3)
c	ค่าความเข้มข้นทั้งหมดในก๊าซเฟส (mol/m^3)
d_p	ค่าความยาวของเส้นผ่าศูนย์กลางของวัสดุดูดซับ (m)
D_c	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่แบบไมโครพอร์ (m^2/s)
D_e	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่เทียบเท่า (m^2/s)
D_K	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่แบบนัตเซน (m^2/s)
D_L	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่กระจายตามแนวแกน (m^2/s)
D_m	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่แบบบัลค์และการแพร่ที่พื้นผิว (m^2/s)
D_{ON}	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซออกซิเจนในก๊าซไนโตรเจน (m^2/s)
D_p	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่แบบมาโครพอร์ (m^2/s)
D_∞	ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ที่สภาวะอ้างอิง (m^2/s)
E	พลังงานกระตุ้น (J/mol)
G	อัตราส่วนกระแสเป่าทิ้งต่อกระแสเป่า
H	พลังงานเอนทัลปี (J)
J	ความแตกต่างของพลังงานศักย์เคมี
k_f	สัมประสิทธิ์การแพร่ (m/s)
K	ค่าคงที่ของเฮนรี่ (molecule/cavity-torr)
L	ความยาวของหลอดดูดซับ (m)
M_N	มวลโมเลกุลของก๊าซไนโตรเจน
M_O	มวลโมเลกุลของก๊าซออกซิเจน
n_i	ฟลักซ์เชิงโมลขององค์ประกอบ i
N_i	ฟลักซ์เชิงมวลขององค์ประกอบ i
P	ความดัน (kPa)
P_H	ความดันที่ปลายท่อในขั้นตอนการดูดซับ (kPa)
P_L	ความดันที่ปลายท่อในขั้นตอนการชะล้าง (kPa)

คำอธิบายสัญลักษณ์และคำย่อ (ต่อ)

สัญลักษณ์ คำอธิบาย

q_i	ความเข้มข้นขององค์ประกอบ i ที่ถูกดูดซับ (kmol/m^3)
q^*	ความเข้มข้นขององค์ประกอบ i ที่ถูกดูดซับที่สภาวะสมดุล (kmol/m^3)
q_{si}	ความเข้มข้นขององค์ประกอบ i ที่ถูกดูดซับที่สภาวะอิ่มตัว (kmol/m^3)
r	ค่าความยาวของรัศมีของวัสดุดูดซับ (m)
R	ค่าคงที่ของก๊าซ ($8.314 \text{ kPa}\cdot\text{m}^3/\text{kmol}\cdot\text{K}$)
R_p	ระยะทางจากจุดศูนย์กลางอนุภาคถึงชั้นฟิล์ม (m)
sh	ตัวเลข sherwood
t	เวลา (s)
T	อุณหภูมิ (K)
u	ความเร็วของก๊าซภายในท่อที่ไหลเข้าท่อ (m/s)
U	พลังงานภายใน (J)
x	สัดส่วนโดยโมลในเฟสวัสดุดูดซับ
y	สัดส่วนโดยโมลของออกซิเจน
z	ระยะทาง (m)
α	อัตราการเพิ่มหรือลดความดัน (kPa/s)
ρ	ความหนาแน่นของอากาศ (kg/m^3)
ε	ความพรุนเบด
μ	ความหนืดของอากาศ ($\text{kg/m}\cdot\text{s}$)
$\Omega_{D,ON}$	ค่าคงที่ของการชนกันของโมเลกุลออกซิเจนและไนโตรเจน
Θ	ความเข้มข้นในวัสดุดูดซับในระบบแบบจลนศาสตร์ (mol/L)
θ	ความเข้มข้นในก๊าซเฟสในระบบแบบจลนศาสตร์ (mol/L)
σ_{ON}	ระยะทางในการชนกันของโมเลกุลออกซิเจนและไนโตรเจน (Å)
ads	การดูดซับ
blow	การลดความดัน
cycle	วงรอบหรือวัฏจักร
eq	การปรับความดัน

feed	กระแสป้อน
H	ความดันสูง
L	ความดันต่ำ
prod	ผลิตภัณฑ์
press	การเพิ่มความดัน
purge	กระแสเป่าทิ้ง
ref	ค่าอ้างอิง
0	ค่าเริ่มต้นของแต่ละขั้นตอน

1. บทนำ

ในปัจจุบันออกซิเจนบริสุทธิ์ถูกนำไปใช้ประโยชน์ในกระบวนการอุตสาหกรรมต่างๆเป็นจำนวนมาก ซึ่งกระบวนการผลิตออกซิเจนที่นิยมใช้อย่างแพร่หลาย ได้แก่ กระบวนการกลั่นที่อุณหภูมิต่ำและการดูดซับแบบสลับความดัน วิธีทั้งสองมีความเหมาะสมที่ปริมาณการใช้ต่างกัน และตอบรับความต้องการที่ต่างกัน โดยกระบวนการกลั่นที่อุณหภูมิต่ำมีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์เมื่อมีกำลังการผลิตสูงเท่านั้น (ประมาณ 25-1500 ตันต่อวัน) ทำให้โรงงานมีขนาดใหญ่ซึ่งต้องใช้เงินลงทุนสูง และผลิตออกซิเจนเพื่อจำหน่าย แต่ยังมีโรงงานผลิตออกซิเจนในประเทศไทยทำให้เมื่อมีความต้องการใช้ออกซิเจนจึงจำเป็นต้องซื้อจากโรงกลั่น ซึ่งต้องเสียค่าใช้จ่ายในการขนส่งและสิ้นเปลืองเนื้อที่ในการจัดเก็บ ส่วนกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน เป็นทางเลือกหนึ่งสำหรับอุตสาหกรรมที่มีความต้องการใช้ออกซิเจนในปริมาณไม่สูงมากนัก และไม่มีจำเป็นต้องใช้ออกซิเจนที่ความบริสุทธิ์สูงมาก เช่น กระบวนการผลิตไอโซน กระบวนการผลิตก๊าซเชื้อเพลิงจากถ่านหิน กระบวนการหลอมโลหะ กระบวนการหมัก กระบวนการบำบัดน้ำเสีย อุตสาหกรรมอาหาร อุตสาหกรรมแก้ว อุตสาหกรรมเยื่อกระดาษ เป็นต้น รวมถึงโรงพยาบาลและผู้ป่วยพักฟื้นตามบ้าน เนื่องจากเทคนิคนี้ไม่สามารถแยกออกซิเจนกับก๊าซเฉื่อยเช่นอาร์กอนได้ ข้อจำกัดของการผลิตก๊าซออกซิเจนบริสุทธิ์ด้วยกระบวนการดูดซับคือความบริสุทธิ์สูงสุดที่สามารถผลิตได้อยู่ที่ร้อยละ 95-98 (ขึ้นกับปริมาณก๊าซเฉื่อยในอากาศ เช่น ความบริสุทธิ์ของออกซิเจนที่ร้อยละ 95 อาร์กอนที่ร้อยละ 5) ขณะที่

ความบริสุทธิ์สูงสุดของออกซิเจนด้วยกระบวนการกลั่นแยกอากาศอยู่ที่ร้อยละ 99.9999

การผลิตออกซิเจนบริสุทธิ์ด้วยกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันช่วยให้มีการใช้ออกซิเจนอย่างคล่องตัวขึ้นเนื่องจากสามารถผลิตออกซิเจนไว้ใช้ได้เอง แต่ทั้งนี้ปัจจุบันในประเทศไทยยังมีการศึกษาเกี่ยวกับเทคโนโลยีกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันอย่างจำกัด ทำให้ยังไม่สามารถผลิตด้วยเทคโนโลยีในประเทศได้

งานวิจัยนี้ศึกษาเกี่ยวกับกลไกและเทคนิคต่างๆของกระบวนการแยกออกซิเจนออกจากอากาศด้วยกระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน และทำการจำลองกระบวนการด้วยสมการคณิตศาสตร์และหาคำตอบด้วยวิธีเชิงตัวเลข เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในการดำเนินงานที่จะให้ความบริสุทธิ์และปริมาณของออกซิเจนสูงสุดในอัตราากำลังการผลิตที่ต้องการ เพื่อเป็นแนวทางการผลิตและการลงทุนต่อไป

2. วิธีการวิจัย

2.1 สมมติฐานในการสร้างแบบจำลอง

การสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อจำลองกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันอยู่ภายใต้ข้อสมมติฐานดังต่อไปนี้

1. อุณหภูมิในกระบวนการดูดซับมีค่าคงที่
2. ความแตกต่างของความเข้มข้นตามแนวรัศมีน้อยมากจนไม่มีผลกระทบ
3. รูปแบบการไหลเป็นแบบแพร่กระจายตามแนวแกน
4. พฤติกรรมของก๊าซเป็นแบบอุดมคติ
5. ความดันลดภายในหอเป็นไปตามสมการของเออร์เกน
6. สมดุลของการดูดซับเป็นไปตามสมการของแลงเมียร์ชนิดสององค์ประกอบ
7. อัตราการดูดซับเร็วเพียงพอทำให้ความเข้มข้นในตัวดูดซับเข้าสู่สมดุลในทันที

2.2 สมการสมดุลมวลสารของกระบวนการดูดซับ

จากสมมติฐานที่กำหนดสามารถเขียนสมดุลมวลของออกซิเจนในก๊าซเฟสได้ดังนี้

$$-\varepsilon D_L \frac{\partial^2 Py}{\partial z^2} + \varepsilon \frac{\partial u Py}{\partial z} + \varepsilon \frac{\partial Py}{\partial t} + (1-\varepsilon) RT \frac{\partial q_{O_2}^*}{\partial t} = 0 \quad (1)$$

ในทำนองเดียวกันสามารถเขียนสมการมวลของไนโตรเจนในก๊าซเฟสได้ดังนี้

$$-\varepsilon D_L \frac{\partial^2 P(1-y)}{\partial z^2} + \varepsilon \frac{\partial u P(1-y)}{\partial z} + \varepsilon \frac{\partial P(1-y)}{\partial t} + (1-\varepsilon) RT \frac{\partial q_{N_2}^*}{\partial t} = 0 \quad (2)$$

โดยความเข้มข้นที่สมดุลหาได้จากไอโซเทอมของแลงเมียร์ของออกซิเจนและไนโตรเจนตามสมการที่ (3) และ (4) ตามลำดับ

ไอโซเทอมแลงเมียร์สำหรับออกซิเจน [1]

$$\frac{q_{O_2}^*}{q_{sO_2}} = \frac{b_o Py}{1 + b_o Py + b_N P(1-y)} \quad (3)$$

ไอโซเทอมแลงเมียร์สำหรับไนโตรเจน [1]

$$\frac{q_{N_2}^*}{q_{sN_2}} = \frac{b_N P(1-y)}{1 + b_o Py + b_N P(1-y)} \quad (4)$$

ความดันลดภายในท่อหาได้จากสมการของเออร์เกน [2]

$$-\frac{\partial P}{\partial z} = \frac{150(1-\varepsilon)^2 \mu u}{d_p^2 \varepsilon^3} + \frac{1.75 \rho (1-\varepsilon) u^2}{\varepsilon^3 d_p} \quad (5)$$

2.2 สภาวะขอบเขตและสภาวะเริ่มต้นของ

กระบวนการดูดซับแบบสลับความดัน

ในการแก้สมการที่ (1) และ (2) ใช้สภาวะขอบเขตดังต่อไปนี้

การปรับความดันจากหอ B ไปยังหอ A

$$y(L, t) = y_{prod} \quad (6)$$

$$\frac{\partial y}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0 \quad (7)$$

$$P(L, t) = P_{0,z=L} + \alpha_{eq} t \quad (8)$$

การเพิ่มความดันด้วยก๊าซผสมที่ด้านล่างของหอ

$$y(0, t) = y_{feed} \quad (9)$$

$$\frac{\partial y}{\partial z} \Big|_{z=L} = 0 \quad (10)$$

$$P(L, t) = P_{0,z=L} + \alpha_{eq} t \quad (11)$$

การดูดซับ

$$y(0, t) = y_{feed} \quad (12)$$

$$P(0, t) = P_{0,z=0} \quad (13)$$

$$u(0, t) = u_{feed} \quad (14)$$

การปรับความดันจากหอ A ไปยังหอ B

$$\frac{\partial y}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0 \quad (15)$$

$$P(L, t) = P_{0,z=L} - \alpha_{eq} t \quad (16)$$

การลดความดันแบบปล่อยทิ้งที่ด้านล่างของหอ

$$\frac{\partial y}{\partial z} \Big|_{z=L} = 0 \quad (17)$$

$$P(0, t) = P_{0,z=0} - \alpha_{blow} t \quad (18)$$

การชะล้างด้วยก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ด้านบนของหอ

$$y(0, t) = y_{prod} \quad (19)$$

$$P(L, t) = P_{0,z=L} \quad (20)$$

$$u(L, t) = u_p \quad (21)$$

สภาวะเริ่มต้นที่หอเต็มไปด้วยก๊าซผลิตภัณฑ์ที่

ความดันบรรยากาศ

$$y(z, 0) = y_{prod} \quad (22)$$

$$P(z, 0) = P_L \quad (23)$$

2.3 การจัดรูปสมการและเทคนิคการแก้ระบบ

สมการอนุพันธ์เชิงย่อยแบบความคู่

ในการวิเคราะห์เพื่อหาคำตอบของแบบจำลองได้จัดรูปสมการมวลล่ออกซิเจนและไนโตรเจนใหม่เพื่อให้ง่ายต่อการวิเคราะห์ โดยแทนสมการที่ (3) ไอโซเทอมของออกซิเจนลงในสมการ (1) และแทนสมการที่ (4) ไอโซเทอมของไนโตรเจน ลงในสมการ (2) แล้วทำการจัดรูปใหม่ได้

$$a_1 P(a_2 - a_3 + (a_4 - a_5) P) \frac{\partial y}{\partial t} + (1 + a_1(a_2 y + (1-y)a_3)) \frac{\partial P}{\partial t} = D_L \frac{\partial^2 P}{\partial z^2} - u \left(\frac{\partial P}{\partial z} \right) - P \left(\frac{\partial u}{\partial z} \right) \quad (24)$$

$$P(1 + a_1((1-y)(a_2 + a_4 P) + y(a_3 + a_5 P))) \frac{\partial y}{\partial t} + (a_1 y(1-y)(a_2 - a_3)) \frac{\partial P}{\partial t} = PD_L \frac{\partial^2 y}{\partial z^2} + 2D_L \frac{\partial P}{\partial z} \frac{\partial y}{\partial z} - uP \frac{\partial y}{\partial z} \quad (25)$$

โดยที่ $a_1 = \frac{RT(1-\varepsilon)}{\varepsilon(1+b_O P y + b_N P(1-y))^2}$

$$a_2 = b_O q_{sO_2}$$

$$a_3 = b_N q_{sN_2}$$

$$a_4 = b_O b_N q_{sO_2}$$

$$a_5 = b_O b_N q_{sN_2}$$

สมการสุดท้ายที่จะนำไปใช้ในการวิเคราะห์กระบวนการคือสมการที่ (24) และสมการที่ (25) โดยค่าความเร็วภายในหอสสามารถหาได้จากสมการเออร์เกนที่จัดรูปใหม่ดังนี้

เมื่อ $u > 0$ (ป้อนก๊าซด้านล่างของหอ)

$$u = \left[\frac{-150(1-\varepsilon)^2 \mu}{d_p^2 \varepsilon^3} + \left\{ \frac{-150(1-\varepsilon)^2 \mu}{d_p^2 \varepsilon^3} - 4 \left(\frac{1.75(1-\varepsilon) PM}{RT d_p \varepsilon^3} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right\}^{1/2} \right] \left/ 2 \left(\frac{1.75(1-\varepsilon) PM}{RT d_p \varepsilon^3} \right) \right. \quad (26)$$

เมื่อ $u < 0$ (ป้อนก๊าซด้านบนของหอ)

$$u = \left[\frac{-150(1-\varepsilon)^2 \mu}{d_p^2 \varepsilon^3} - \left\{ \frac{-150(1-\varepsilon)^2 \mu}{d_p^2 \varepsilon^3} + 4 \left(\frac{1.75(1-\varepsilon) PM}{RT d_p \varepsilon^3} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right\}^{1/2} \right] \left/ 2 \left(\frac{1.75(1-\varepsilon) PM}{RT d_p \varepsilon^3} \right) \right. \quad (27)$$

แบบจำลองระบบดูดซับแบบสลับความดันที่ได้เป็นสมการเชิงอนุพันธ์ย่อยสองสมการซึ่งไม่เป็นอิสระต่อกัน โดยตัวแปรอิสระคือเวลาและระยะทางในแกน z ตามความยาวของหอ และตัวแปรที่สนใจคือสัดส่วนโดยโมลและความดัน ซึ่งจะใช้วิธีเชิงเส้น (method of line) [3] ในการแก้สมการ โดยทำการจัดกลุ่มตัวแปรในสมการที่ (24) และ (25) ใหม่และทำการประมาณค่าอนุพันธ์เทียบกับระยะทางด้วยสมการไฟไนต์ดิฟเฟอเรนซ์ จะได้

$$A_j \frac{\partial y_j}{\partial t} + B_j \frac{\partial P_j}{\partial t} = E_j \quad (28)$$

$$C_j \frac{\partial y_j}{\partial t} + D_j \frac{\partial P_j}{\partial t} = F_j \quad (29)$$

โดยที่

$$A_j = P_j \left[1 + a_{1j} \left\{ (1-y_j)(a_2 + a_4 P_j) + y_j(a_3 + a_5 P_j) \right\} \right] \quad (30)$$

$$B_j = (a_{1j} y_j (1-y_j)(a_2 - a_3)) \quad (31)$$

$$C_j = a_{1j} P_j (a_2 - a_3 + (a_4 - a_5) P_j) \quad (32)$$

$$D_j = (1 + a_{1j}(a_2 y_j + (1-y_j)a_3)) \quad (33)$$

$$E_j = P_j D_{Lj} \left(\frac{y_{j+1} + 2y_j - y_{j-1}}{\Delta z^2} \right) + 2D_{Lj} \left(\frac{P_{j+1} - P_j}{\Delta z} \right) \left(\frac{y_{j+1} - y_j}{\Delta z} \right) - u_j P_j \left(\frac{y_{j+1} - y_j}{\Delta z} \right) \quad (34)$$

$$F_j = D_{Lj} \left(\frac{P_{j+1} - 2P_j + P_{j-1}}{\Delta z^2} \right) - u_j \left(\frac{P_{j+1} - P_j}{\Delta z} \right) - P_j \left(\frac{u_{j+1} - u_j}{\Delta z} \right) \quad (35)$$

จากสมการที่ (28) และ (29) ซึ่งเป็นระบบสมการสองสมการสองตัวแปร ทำการแก้สมการเพื่อหาค่า $\frac{\partial y_j}{\partial t}$ และ $\frac{\partial P_j}{\partial t}$ ได้ดังนี้

$$\frac{\partial y_j}{\partial t} = \left(\frac{E_j D_j - B_j F_j}{A_j D_j - C_j B_j} \right) \quad (36)$$

$$\frac{\partial P_j}{\partial t} = \left(\frac{A_j F_j - C_j E_j}{A_j D_j - C_j B_j} \right) \quad (37)$$

หากทำการแบ่งความยาวของหอเป็นกริดจำนวน n กริด จะได้ระบบสมการของอนุพันธ์เชิงสามัญทั้งหมด 2n สมการดังนี้

$$\frac{\partial y_1}{\partial t} = \left(\frac{E_1 D_1 - B_1 F_1}{A_1 D_1 - C_1 B_1} \right)$$

$$\frac{\partial P_1}{\partial t} = \left(\frac{A_1 F_1 - C_1 E_1}{A_1 D_1 - C_1 B_1} \right)$$

$$\frac{\partial y_2}{\partial t} = \left(\frac{E_2 D_2 - B_2 F_2}{A_2 D_2 - C_2 B_2} \right)$$

$$\frac{\partial P_2}{\partial t} = \left(\frac{A_2 F_2 - C_2 E_2}{A_2 D_2 - C_2 B_2} \right)$$

.

.

.

$$\frac{\partial y_n}{\partial t} = \left(\frac{E_n D_n - B_n F_n}{A_n D_n - C_n B_n} \right)$$

$$\frac{\partial P_n}{\partial t} = \left(\frac{A_n F_n - C_n E_n}{A_n D_n - C_n B_n} \right)$$

ในการแทนค่าสภาวะเริ่มต้นและสภาวะขอบเขตเพื่อแก้สมการที่ (28) และ (29) ต้องทำการปรับแก้สภาวะขอบเขตและสภาวะเริ่มต้นดังนี้

จากสมการสภาวะขอบเขตในขั้นตอนการเพิ่มความดันด้วยก๊าซผลิตภัณฑ์ที่ด้านบนของหอ

$$y(L, t) = y_{prod} \quad (6)$$

$$\frac{\partial y}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0 \quad (7)$$

$$P(0, t) = P_{0,z=0} - \alpha_{blow} t \quad (8)$$

จะเห็นว่าสภาวะขอบเขตมีสองชนิดคือ สภาวะขอบเขตที่เป็นค่าคงที่หรือมีค่าแน่นอน เช่น $y(L, t) = y_{prod}$ และ $P(L, t) = P_0 + \alpha t$ และสภาวะขอบเขตที่เป็นสมการอนุพันธ์ เช่น $\frac{\partial y}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0$ ในส่วนของสภาวะขอบเขตที่เป็นค่าคงที่ให้ทำการหาอนุพันธ์เทียบกับเวลา เพราะฉะนั้นสมการอนุพันธ์ที่โนดที่ n จะได้ $\frac{\partial y_n}{\partial t} = 0$ และ $\frac{\partial P_n}{\partial t} = \alpha$ และมีค่าสภาวะเริ่มต้นเป็น $y_n(0, L) = y_{feed}$ และ $P_n(0, L) = P_0$

ในส่วนสภาวะขอบเขตที่เป็นสมการอนุพันธ์ต้องทำการประมาณค่าอนุพันธ์โดยใช้ไฟไนต์ดิฟเฟอเรนซ์ ซึ่งจะเรียกสภาวะขอบเขตที่แทนไฟไนต์ดิฟเฟอเรนซ์ว่า สภาวะขอบเขตเสมือน [4] โดยมีหลักการคือแทนค่าสภาวะขอบเขตด้วยสมการไฟไนต์ดิฟเฟอเรนซ์แบบตรงกลางโดยมีอันดับความถูกต้องเป็นอันดับสองจากสมการที่ (34) เมื่อนำมาใช้กับโนดที่หนึ่งจะได้

$$E_1 = P_1 D_{L1} \left(\frac{y_2 + 2y_1 - y_0}{\Delta z^2} \right) + 2D_{L1} \left(\frac{P_2 - P_1}{\Delta z} \right) \left(\frac{y_2 - y_1}{\Delta z} \right) - u_1 P_1 \left(\frac{y_2 - y_1}{\Delta z} \right) \quad (38)$$

เนื่องจาก y_0 เป็นจุดที่ไม่มีอยู่ในโนดที่กำหนดขึ้น จึงต้องทำการกำจัดตัวแปรนี้ จากสมการที่ (7),

$\frac{\partial y}{\partial z} \Big|_{z=0} = 0$ แทนค่าด้วยสมการไฟไนต์ดิฟเฟอเรนซ์แบบตรงกลางโดยมีอันดับความถูกต้องเป็นอันดับสอง

$$\frac{y_2 - y_0}{2\Delta z} \quad (39)$$

จัดรูปสมการที่ (39) ใหม่จะได้ $y_0 = y_2$ และแทนค่าลงในสมการที่ (38) จะได้ค่า E_1 สำหรับโนดที่หนึ่งดังนี้

$$E_1 = P_1 D_{L1} \left(\frac{2y_1}{\Delta z^2} \right) + 2D_{L1} \left(\frac{P_2 - P_1}{\Delta z} \right) \left(\frac{y_2 - y_1}{\Delta z} \right) - u_1 P_1 \left(\frac{y_2 - y_1}{\Delta z} \right) \quad (40)$$

สำหรับการแทนค่าสภาวะขอบเขตที่ขั้นตอนการดำเนินงานอื่นๆ สามารถทำในทำนองเดียวกัน

ในการศึกษานี้ได้ใช้เครื่องมือ ode15s ของโปรแกรม MATLAB เพื่อหาคำตอบของระบบสมการอนุพันธ์เชิงสามัญโดยกำหนดค่าคลาดเคลื่อนที่ยอมรับได้มีค่าเท่ากับ 10^{-3}

ความบริสุทธิ์และอัตราส่วนการแยกกลับของผลิตภัณฑ์หาได้จากสมการที่ (41) และ (42) ตามลำดับ [5]

$$\bar{y}_{prod} = \frac{\int_0^{t_{ads}} y_{prod}(t) dt}{t_{ads}} \quad (41)$$

ปริมาณของก๊าซออกซิเจนที่ได้ใน
อัตราส่วน ขั้นตอนการดูดซับ- ปริมาณของก๊าซ
แยกกลับ = ออกซิเจนที่ใช้ในขั้นตอนการเป่าทิ้ง
ปริมาณของก๊าซออกซิเจนที่ใช้ใน
ขั้นตอนการดูดซับ+ ปริมาณของก๊าซ
ออกซิเจนที่ใช้ในขั้นตอนการเพิ่มความ
ดัน

$$= \frac{\bar{y}_{prod} (P_H v_f t_{ads} - P_L G v_f t_{purge})}{y_f (P_H v_f t_{ads} + (P_H + P_L / 2) v_f t_{pres})} \quad (42)$$

2.4 การทดสอบแบบจำลอง

เพื่อทำการทดสอบความถูกต้องของแบบจำลองจึงนำผลการจำลองไปเปรียบเทียบกับผลของงานวิจัยที่มีมาก่อน โดยบทความที่นำมาเปรียบเทียบเป็น

บทความของ Mendes และคณะ [6] ซึ่งมีคุณลักษณะของกระบวนการที่ใช้ในการจำลองแสดงดังตารางที่ 1

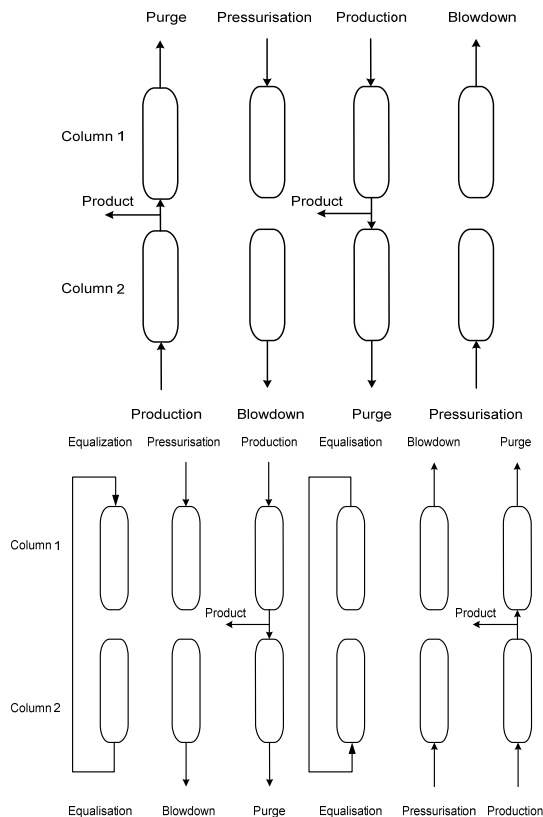
สมบัติของอากาศจำลองประกอบด้วยไนโตรเจนร้อยละ 78 และออกซิเจนรวมกับอาร์กอนร้อยละ 22 กระบวนการที่นำมาจำลองเป็นการแยกก๊าซออกซิเจนออกจากอากาศโดยใช้ซีโอไลต์ 5A และโดยใช้วัฏจักรของสการ์สเตอร์ม [7] แบบที่มีและไม่มีขั้นตอนการปรับความดัน โดยขั้นตอนการปรับความดันดำเนินการแบบไหลตามกัน ขั้นตอนการดำเนินงานแสดงดังรูปที่

ตารางที่ 1 คุณลักษณะของหอและสารดูดซับซีโอไลต์ 5A และค่าคงที่ของแลงเมียร์แบบสององค์ประกอบของออกซิเจนและไนโตรเจนที่อุณหภูมิ 20 °C [6]

หอดูดซับ		ค่าคงที่ของแลงเมียร์แบบสององค์ประกอบ	
เส้นผ่าศูนย์กลางภายในของหอ	25.0 mm	<u>ออกซิเจน</u>	
เส้นผ่าศูนย์กลางภายนอกของหอ	28.2 mm	ความเข้มข้นอิ่มตัว, $Q_{s,O}$	3.342 mol/kg
น้ำหนักของซีโอไลต์ที่บรรจุลงในหอ	0.3085 kg	ค่าคงที่แลงเมียร์, b_O	0.03494 bar ⁻¹
ความพรุนของหอ, ε	0.36	<u>ไนโตรเจน</u>	
ความยาวของเบด, L	0.84 m	ความเข้มข้นอิ่มตัว, $Q_{s,N}$	1.880 mol/kg
<u>สารดูดซับ</u>		ค่าคงที่แลงเมียร์, b_N	0.2025 bar ⁻¹
เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย, d_p	1.70 ± 0.02 mm		
ความหนาแน่น, ρ	1160 kg/m ³		
ความพรุน, ε_p	0.31		
เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของโพรง	20 nm		

ตารางที่ 2 สภาวะที่ใช้ในการจำลองกระบวนการ

การจำลองที่	P _{prod} (bar)	t _{cycle} (s)	t _{press} (s) t _{blow} (s)	t _{ads} (s) t _{purge} (s)	Q _{prod} (L/min)	Q _{purge} (L/min)	การปรับความดัน
1/2	4.2	180	40	50	0.1	1.15	ไม่มี / มี
3/4	4.2	180	40	50	0.55	1.15	ไม่มี / มี
5/6	4.2	180	40	50	1.05	1.15	ไม่มี / มี
7/8	4.2	180	40	50	0.1	1.5	ไม่มี / มี
9/10	4.2	180	40	50	0.1	0.5	ไม่มี / มี
11/12	4.2	60	10	20	0.1	1.15	ไม่มี / มี
13/14	4.2	240	40	80	0.1	1.15	ไม่มี / มี
15/16	4.2	180	40	50	0.25	1.15	ไม่มี / มี
17/18	3.0	180	40	50	0.1	1.15	ไม่มี / มี
19/20	5.1	180	40	50	0.1	1.15	ไม่มี / มี
21/22	7.1	180	40	50	0.1	1.15	ไม่มี / มี



รูปที่ 1 กระบวนการของสการ์สตอร์มแบบที่ไม่มี
และมีขั้นตอนการปรับความดัน

3. ผลการวิจัย

3.1 ผลของความดันที่ใช้ในขั้นตอนดูดซับ

ในการศึกษาถึงผลของความดันที่ใช้ในขั้นตอนดูดซับได้ทำการจำลองกระบวนการที่ 17, 1, 19 และ 21 ซึ่งเป็นกระบวนการที่ไม่มีขั้นตอนการปรับความดันและจำลองกระบวนการที่ 18, 2, 20 และ 22 ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีขั้นตอนการปรับความดันโดยมีความดันในการดูดซับเป็น 3, 4.2, 5.1 และ 7.1 bar ตามลำดับ โดยผลที่ได้แสดงให้เห็นว่าความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับของผลิตภัณฑ์ลดลงเมื่อความดันที่ใช้มีค่าเพิ่มมากขึ้น แสดงดังรูปที่ 2 แต่ในกระบวนการที่มีขั้นตอนปรับความดัน ความดันจะไม่มีผลต่อความบริสุทธิ์ แสดงดังรูปที่ 3 ซึ่งเป็นไปในทิศทางเดียวกับผลที่นำมาเปรียบเทียบ โดยปกติแล้วความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์จะเพิ่มขึ้นจนถึงจุดสูงสุดที่ความดันที่เหมาะสม เมื่อเพิ่มความดันขึ้นไปอีกจะทำ

ให้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ลดลง แต่เนื่องจากกระบวนการของ Mendes และคณะ [6] ไม่ครอบคลุมที่ความดันต่ำ จึงทำการจำลองเพิ่มที่ความดันต่ำที่ 2 และ 2.5 bar เพื่อหาจุดที่เหมาะสมของความดันที่ใช้ในการดูดซับ โดยผลของความดันต่อความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์อธิบายได้จากค่าตัวประกอบการแยกสามารถหาได้จากสมการที่ (43) [5]

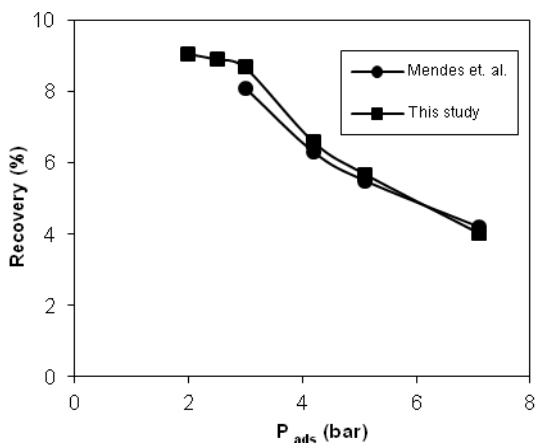
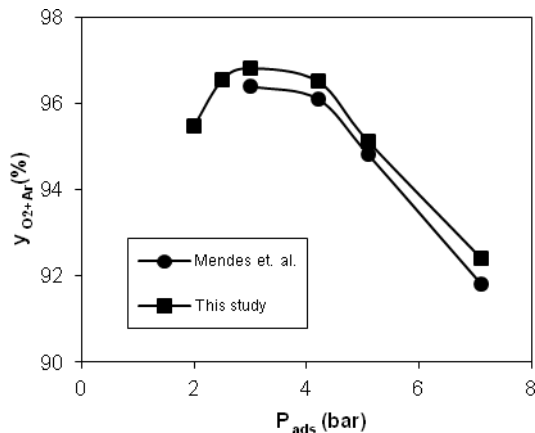
$$\alpha_{12} = \frac{K_1}{K_2} \sqrt{\frac{D_1}{D_2}} \quad (43)$$

เมื่อค่าตัวประกอบการแยกมีค่าสูงจะทำให้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์มีค่าสูง [5] ดังนั้นเมื่อพิจารณาสมการที่ (43) จะเห็นว่าค่าตัวประกอบการแยกขึ้นอยู่กับผลกระทบทางสมดุล และผลกระทบทางจลน์ศาสตร์ โดยผลกระทบทางสมดุลอธิบายได้จากไอโซเทอมของไนโตรเจนและออกซิเจนดังแสดงในรูปที่ 4 กลไกในการแยกออกซิเจนออกจากอากาศของกระบวนการดูดซับแบบสลับความดันใช้ความสามารถในการดูดซับที่แตกต่างกันของไนโตรเจนและออกซิเจน ซึ่งที่ความดันสูงความสามารถในการดูดซับจะแตกต่างกันน้อยลง ให้ความบริสุทธิ์ลดลง ผลกระทบทางจลน์ศาสตร์อธิบายได้โดยค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ โดยค่าสัมประสิทธิ์การแพร่จะแปรผกผันกับความดัน เมื่อความดันมีค่าสูงขึ้นจะทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่มีค่าลดลงทำให้ค่าสัดส่วนการแยกมีค่าน้อยลงตามไปด้วย และจากที่ความบริสุทธิ์แปรผันตรงกับอัตราส่วนแยกกลับดังสมการที่ (42) ทำให้เมื่อความบริสุทธิ์ลดลงค่าอัตราส่วนแยกกลับจะมีค่าน้อยลงตามไปด้วย

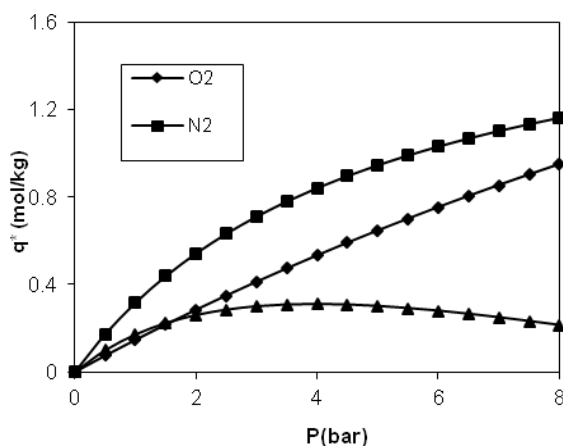
3.2 ผลของอัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้ง

ในการศึกษาถึงผลของอัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้งได้ทำการจำลองกระบวนการที่ 9, 1 และ 7 ซึ่งเป็นกระบวนการที่ไม่มีขั้นตอนการปรับความดันและจำลองกระบวนการที่ 10, 2 และ 8 ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีขั้นตอนการปรับความดันโดยมีอัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้งเป็น 0.5, 1.15 และ 1.5 L/min ตามลำดับ ผลที่ได้แสดงให้เห็นว่าความบริสุทธิ์

ของผลิตภัณฑ์จะเพิ่มสูงขึ้นเมื่ออัตราการไหลของ
กระแสเป่าทั้งสูงขึ้นแต่จะเริ่มลดลงที่อัตราการไหล
1.05 L/min แต่ผลของ Mendes และคณะ [6] จะให้ค่า

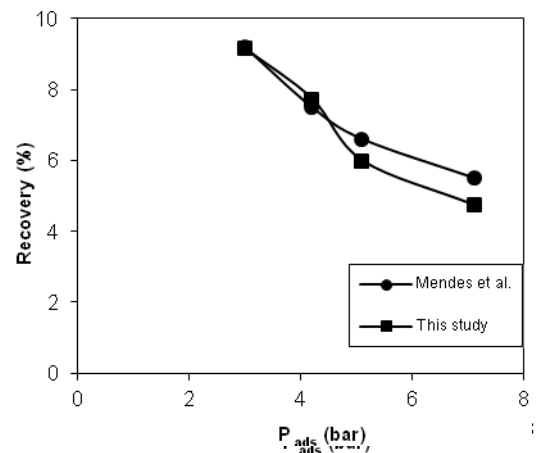
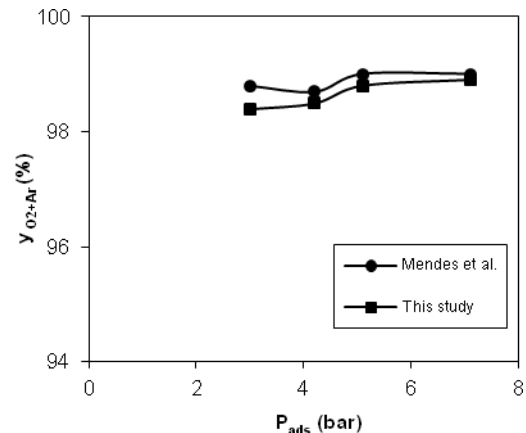


รูปที่ 2 ผลกระทบของความดันที่ใช้ในขั้นตอนการดูดซับ
ต่อความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่
ไม่มีขั้นตอนการปรับความดัน



รูปที่ 4 ไอโซเทอมแสดงผลกระทบของความดันต่อความ
เข้มข้นในสารดูดซับ (1)

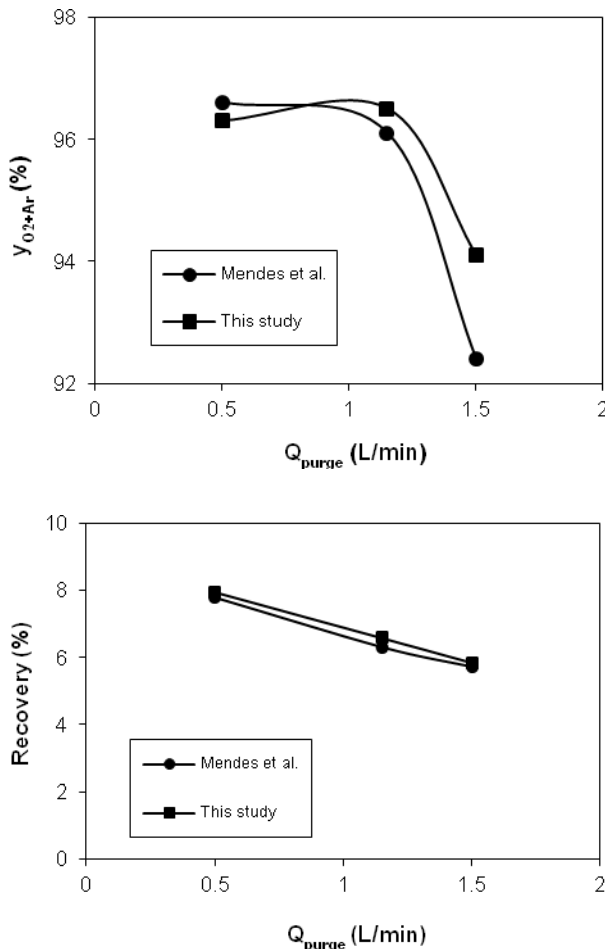
ความบริสุทธิ์ลดลงเท่านั้นเมื่ออัตราการไหลของกระแสเป่า
ทั้งสูงขึ้น ในส่วนผลของอัตราส่วนแยกกลับเป็นไปใน
ทิศทางเดียวกัน ดังแสดงในรูปที่ 5 และ 6



รูปที่ 3 ผลกระทบของความดันที่ใช้ในขั้นตอนการดูดซับต่อ
รูปที่ 3 ผลกระทบของความดันที่ใช้ในขั้นตอนการดูดซับ
ความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่มี
ต่อความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่
มีขั้นตอนการปรับความดัน
มีขั้นตอนการปรับความดัน

ขั้นตอนการชะล้างเป็นการทำความสะอาดเบตที่
เต็มไปด้วยไนโตรเจนที่ความดันต่ำ โดยใช้ผลิตภัณฑ์
ที่ได้จากขั้นตอนดูดซับ เพราะฉะนั้นเมื่อใช้อัตราการ
ไหลของกระแสเป่าทั้งมากขึ้นจะเกิดการล้างมากขึ้น
ประสิทธิภาพในการดูดซับจะสูงขึ้นทำให้ความบริสุทธิ์
ของผลิตภัณฑ์สูงขึ้น แต่ถ้าอัตราการไหลของกระแส
เป่าทั้งสูงจนเกินไปจะทำให้ออกซิเจนในกระแสเป่าทั้ง
ถูกดูดซับอยู่ในตัวดูดซับ ทำให้ประสิทธิภาพในการทำ
หน้าที่ดูดซับในวัฏจักรต่อไปน้อยลง และในส่วนของ
อัตราส่วนแยกกลับจะลดลงเมื่อกระแสเป่าทั้งเพิ่ม
สูงขึ้น เนื่องจากสูญเสียผลิตภัณฑ์ไปในการชะล้าง
เพราะฉะนั้นอัตราการไหลของกระแสเป่าทั้งที่

เหมาะสมจะขึ้นอยู่กับกระแสป้อน โดยปกติแล้ว เพื่อให้ประสิทธิภาพในการดูดซับสูงและอัตราส่วนแยกกลับไม่น้อยจนเกินไปจะใช้อัตราส่วนระหว่างกระแสเป่าทิ้งและกระแสป้อนอยู่ที่ 1-2 [5]

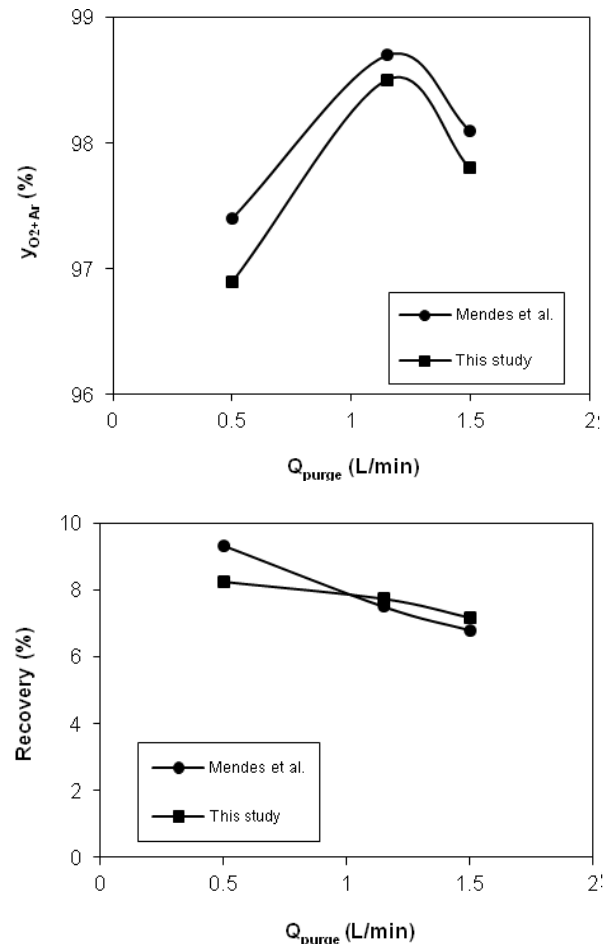


รูปที่ 5 ผลกระทบอัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้งต่อความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่ไม่มีขั้นตอนการปรับความดัน

3.3 ผลของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์

ในการศึกษาถึงผลของอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ได้ทำการจำลองกระบวนการที่ 1, 15, 3 และ 5 ซึ่งเป็นกระบวนการที่ไม่มีขั้นตอนการปรับความดันและจำลองกระบวนการที่ 2, 16, 4 และ 6 ซึ่งเป็นกระบวนการที่มีขั้นตอนการปรับความดันโดยมีอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์เป็น 0.1, 0.25, 0.55 และ 1.05 L/min ตามลำดับ แสดงให้เห็นว่าความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์จะลดลงเมื่ออัตราการไหลของผลิตภัณฑ์สูงขึ้น และทำให้อัตราส่วนแยกกลับเพิ่มสูงขึ้นซึ่งส่งผลไปให้ทิศทางเดียวกันกับผลที่นำมาเปรียบเทียบโดย

ผลจากรูปที่ 7 และ 8 อธิบายได้ว่า เมื่ออัตราการไหลเพิ่มมากขึ้นทำให้อากาศเคลื่อนที่ผ่านหอเร็วเกินไปหรือมีเวลาที่อยู่ในระบบน้อยลง ส่งผลให้ตัวดูดซับทำการดูดซับในโตรเจนได้น้อยลงทำให้ความบริสุทธิ์ของ



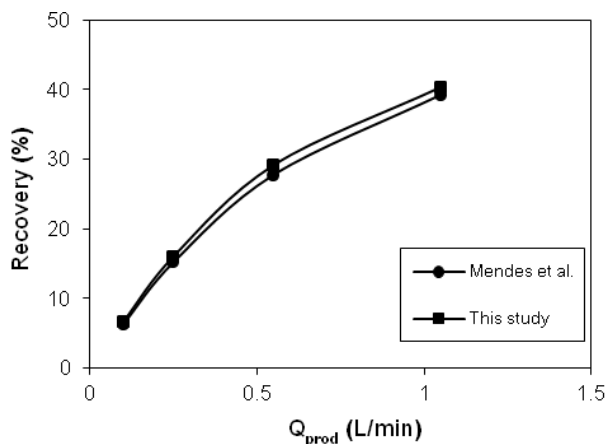
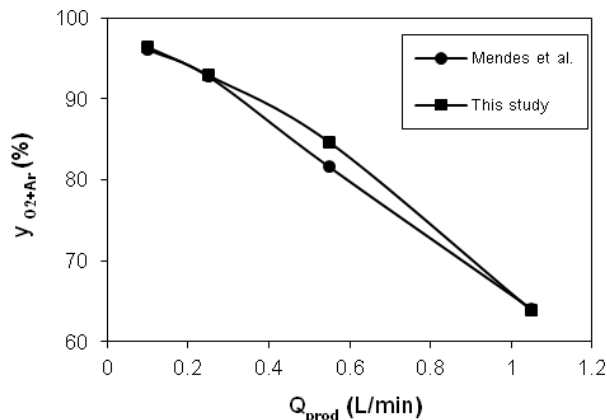
รูปที่ 6 ผลกระทบอัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้งต่อความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่มีขั้นตอนการปรับความดัน

ผลิตภัณฑ์ลดลง และในส่วนของอัตราส่วนแยกกลับเมื่อพิจารณาสมการที่ (42) ซึ่งใช้สำหรับหาค่าอัตราส่วนแยกกลับ จะแปรผันตรงกับความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์และปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่ได้ ซึ่งปริมาณของผลิตภัณฑ์ที่ได้ส่งผลต่ออัตราส่วนแยกกลับมากกว่าความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ ส่งผลให้อัตราส่วนแยกกลับเพิ่มขึ้นเมื่ออัตราการไหลของผลิตภัณฑ์สูงขึ้น

3.4 ผลของเวลาในขั้นตอนการดูดซับ

ในการศึกษาถึงผลของเวลาในขั้นตอนการดูดซับได้ทำการจำลองกระบวนการที่ 11, 1 และ 13 ซึ่งเป็น

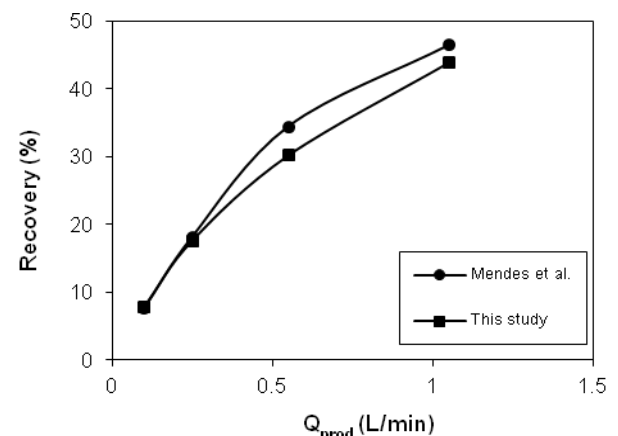
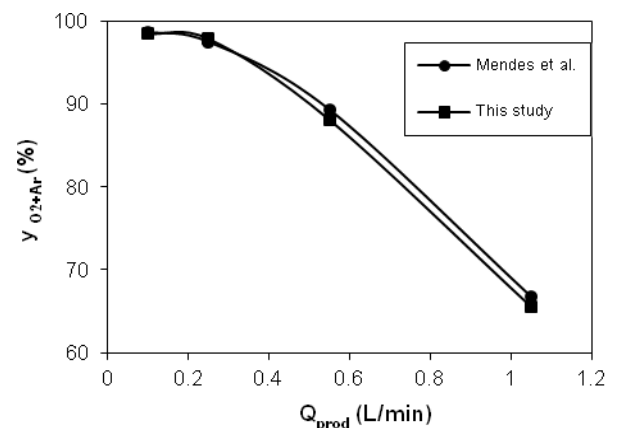
กระบวนการที่ไม่มีขั้นตอนการปรับความดันและ
จำลองกระบวนการที่ 12, 2 และ 14 ซึ่งเป็น



รูปที่ 7 ผลกระทบอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ต่อความ
บริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่ไม่มี
ขั้นตอนการปรับความดัน

กระบวนการที่มีขั้นตอนการปรับความดันโดยมีเวลาใน
ขั้นตอนการดูดซับเป็น 20, 50 และ 80 s ตามลำดับ
จากรูปที่ 9 และ 10 แสดงให้เห็นว่าความบริสุทธิ์ของ
ผลิตภัณฑ์ลดลงเมื่อเวลาในการดูดซับสูงขึ้น แต่จะทำ
ให้อัตราส่วนแยกกลับเพิ่มสูงขึ้นซึ่งให้ผลไปให้ทิศทาง
เดียวกันกับผลที่นำมาเปรียบเทียบกับอธิบายผลของเวลา
ที่ใช้ในการดูดซับนั้นๆมีค่าสูงกว่า เวลาเบรกทูร์จ
(breakthrough) กล่าวคือที่เวลาขณะนั้นเบดอิ่มตัวเต็ม
ไปด้วยไนโตรเจนหรือหมดสภาพการดูดซับแล้ว การ
ดูดซับต่อไป ทำให้ไนโตรเจนหลุดออกมาพร้อม
ผลิตภัณฑ์มากขึ้น ทำให้ความบริสุทธิ์ลดลงอย่าง
รวดเร็ว แต่ในขณะที่อัตราส่วนแยกกลับเพิ่มขึ้นไม่สูง

นักเพราะฉะนั้นเวลาที่ใช้ในการดูดซับไม่ควรเกิน
เวลาเบรกทูร์จ

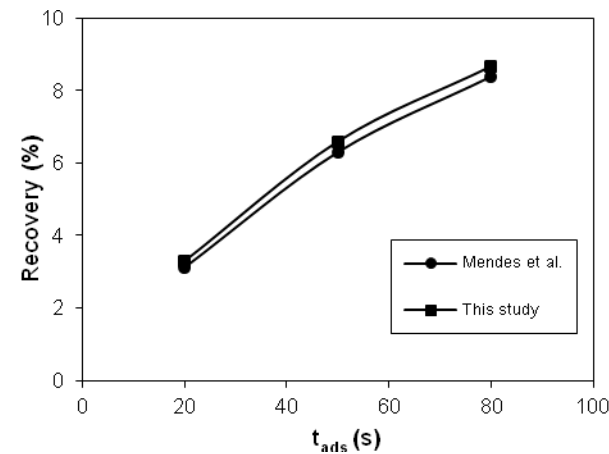
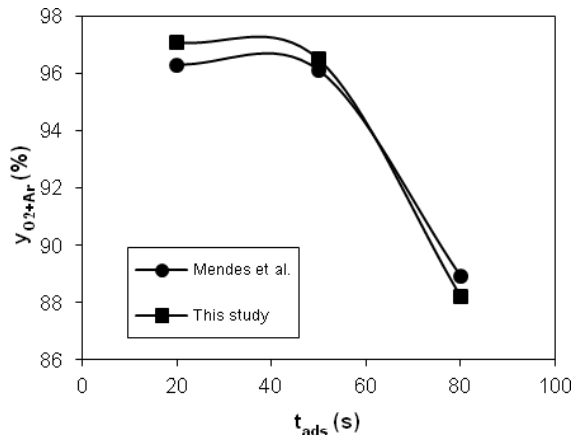


รูปที่ 8 ผลกระทบอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ต่อความ
บริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่มีขั้นตอน
การปรับความดัน

3.5 ผลของการเพิ่มขั้นตอนปรับความดัน

จากตารางที่ 3 จะเห็นว่ากระบวนการที่มีขั้นตอน
การปรับความดันจะให้ค่าความบริสุทธิ์และอัตราส่วน
แยกกลับสูงกว่า กระบวนการที่ไม่มีขั้นตอนการปรับ
ความดัน ซึ่งอธิบายได้ว่า ในขั้นตอนการปรับความดัน
เป็นการใช้ผลิตภัณฑ์ที่ได้หลังจากสิ้นสุดขั้นตอนการ
ดูดซับ ซึ่งเป็นออกซิเจนที่มีความบริสุทธิ์สูงจะถูก
นำมาเพิ่มความดันในเบื่องต้นให้กับหอที่สอง ในขณะที่
การเพิ่มความดันด้วยอากาศ ไนโตรเจนบางส่วนจะ
ถูกดูดซับในขณะที่ทำการเพิ่มความดัน ทำให้
ประสิทธิภาพในการดูดซับลดลง เมื่อเทียบกับการ
เพิ่มความดันด้วยออกซิเจน ซึ่งถูกดูดซับระหว่างการ
เพิ่มความดันน้อยกว่า ทำให้ระบบที่มีการปรับความ

ต้นให้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์สูงกว่า สำหรับใน
ส่วนผลของอัตราส่วนแยกกลับเนื่องจากกระแสที่นำมา

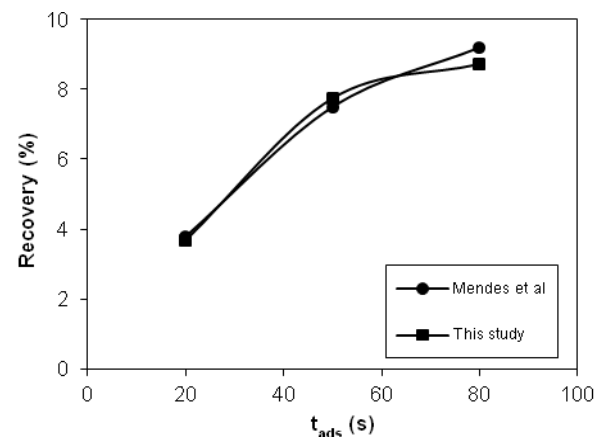
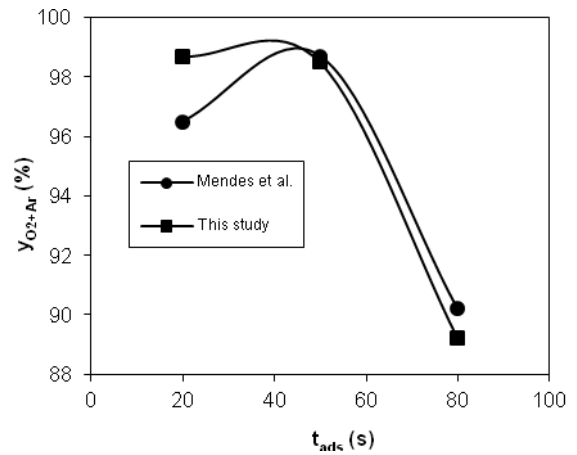


รูปที่ 9 ผลกระทบของเวลาในการดูดซับต่อความบริสุทธิ์
และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่ไม่มีขั้นตอน

เพิ่มความดันนี้เป็นกระแสที่เดิมที่จะปล่อยทิ้งใน
ขั้นตอนการลดความดัน แต่ในระบบที่มีขั้นตอนการ
ปรับความดันจะนำกระแสที่เพิ่มมาเพิ่มความดันเบื้องต้น
ให้กับหอที่สอง ทำให้ปริมาณกระแสป้อนที่ใช้ในการ
เพิ่มความดันลดลง จึงทำให้อัตราส่วนแยกกลับสูงกว่า
ระบบที่ไม่มีการปรับความดัน

4. สรุปผลการวิจัย

1. เมื่อความดันในการดูดซับมีค่าสูงขึ้นส่งผลให้ความ
บริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับลดลงในกระบวนการที่
ไม่มีการปรับความดัน แต่ในกระบวนการที่มีขั้นตอน
การปรับความดัน ความดันจะไม่ส่งผลต่อความบริสุทธิ์
มากนัก



รูปที่ 10 ผลกระทบของเวลาในการดูดซับต่อความบริสุทธิ์
และอัตราส่วนแยกกลับในกระบวนการที่มีขั้นตอน

การปรับความดัน

ตารางที่ 3 ผลของความบริสุทธิ์และอัตราส่วนแยก
กลับของผลิตภัณฑ์ในระบบที่ไม่มีและมีส่วนการ
ปรับความดัน

กระบวนการ	ผลต่าง ความบริสุทธิ์ (%)	ผลต่าง อัตราส่วนแยกกลับ (%)
B.1-A.1	2.00	1.15
B.2-A.2	3.40	1.09
B.3-A.3	1.60	3.64
B.4-A.4	0.70	1.32
B.5-A.5	4.00	0.31
B.6-A.6	1.60	0.41
B.7-A.7	1.00	0.06
B.8-A.8	4.90	1.63
B.9-A.9	1.60	0.47
B.10-A.10	3.80	0.31
B.11-A.11	6.50	0.72

2. เมื่ออัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้งสูงขึ้นจะทำให้
ความบริสุทธิ์สูงขึ้น แต่อัตราส่วนแยกกลับลดลง แต่ใน

กรณีที่อัตราการไหลของกระแสเป่าทิ้งมากเกินไป
ความบริสุทธิ์จะลดลง

3. เมื่ออัตราการไหลของผลิตภัณฑ์สูงขึ้นจะทำให้
ความบริสุทธิ์ลดลง แต่อัตราส่วนแยกกลับสูงขึ้น

4. เมื่อเวลาในการดูดซับสูงขึ้นจะทำให้อัตราส่วนแยก
กลับสูงขึ้น แต่หากเวลาในการดูดซับมากเกินไป
เบรกทอร์จะทำความบริสุทธิ์ลดลง

5. กระบวนการที่มีขั้นตอนปรับความดันให้ความ
บริสุทธิ์และอัตราส่วนแยกกลับสูงกว่ากระบวนการที่ไม่
มีขั้นตอนการปรับความดัน

6. เมื่อเปรียบเทียบผลการจำลองกับงานวิจัยของ
Mendes และคณะ (2000) ซึ่งใช้สมมติฐานของแรง
ขับเคลื่อนเชิงเส้น พบว่าความแตกต่างของความ
บริสุทธิ์เฉลี่ยเท่ากับ 0.84% (สูงสุด 2.28%) และความ
แตกต่างของอัตราส่วนแยกกลับเฉลี่ยเท่ากับ 5.29%
(สูงสุด 13.96%)

5. กิตติกรรมประกาศ

ขอขอบคุณสำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย ฝ่าย
อุตสาหกรรม ในการอุดหนุนทุนวิจัยผ่านโครงการการ
พัฒนาระบบงานวิจัยในสถานประกอบการผ่านงาน
พัฒนาต้นแบบเครื่องผลิตออกซิเจนจากอากาศ
(RDG4950014)

6. เอกสารอ้างอิง

- [1] Douglas MR, Farooq S, Knaebel KS. Pressure Swing Adsorption. New York: VCH; 1994.
- [2] McCabe WL, Smith JC, Harriott P. Unit Operations of Chemical Engineering. 7th ed. Singapore: McGRAW-HILL; 2005.
- [3] Stanley MW. Modeling with Differential Equations in Chemical Engineering. New York: Butterworth-Heinemann; 1991.
- [4] Hanna OT, Sandall OC. Computational Methods in Chemical Engineering. New Jersey: Prentice-Hall; 1995.
- [5] Jain S, Moharir AS, Wozny G. Heuristic Design of Pressure Swing Adsorption: a

Preliminary Study. Separation and Purification Technology 2002 Dec 4; 33: 25-43.

- [6] Mendes AM, Costa CA, Rodrigues AE. Oxygen Separation from Air by PSA: Modelling and Experimental Results Part I: Isothermal Operation. Separation and Purification Technology 2000 Nov 24; 24: 173-188.
- [7] Skarstorm CW. Recent Development in Separation Science. 1975; 2: 95.