



## บทที่ 5

### ผลการคำนวณจากโปรแกรมและวิเคราะห์ผลการคำนวณ

จากบทที่ 4 ได้เขียนขั้นตอนการคำนวณโปรแกรม ในส่วนของบทนี้จะแสดงผลการคำนวณเมื่อเทียบกับข้อมูลจริงและดำเนินการนำโปรแกรมดังกล่าวหาสภาวะที่เหมาะสมต่อไป ดังนั้นในบทนี้จะขอแบ่งหัวข้อเป็นหัวข้อหลักๆดังนี้

#### ขั้นตอนการจำลองกระบวนการ

##### 5.1 ขั้นตอนแรกการทดสอบโปรแกรม

จากที่ได้นำสมการของ เดสมัคค์ มาใช้ในการดำเนินการต้องนำโปรแกรมที่ได้นำมาคำนวณเปรียบเทียบกับโมเดลในวิทยานิพนธ์ของ เดสมัคค์ ซึ่งจะแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือเปรียบเทียบค่าความผิดพลาดสูงสุดระหว่างการทดลองกับโมเดลของเดสมัคค์ และเปรียบเทียบโมเดลของเดสมัคค์กับโมเดลที่นำมาใช้ในการวิจัยนี้

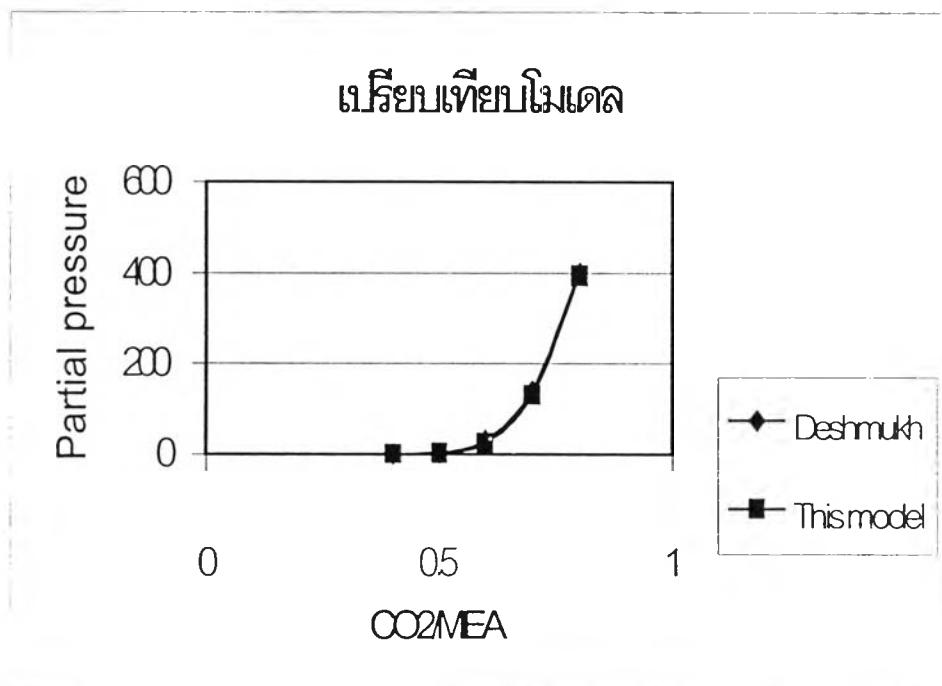
เริ่มทดสอบโปรแกรมกับการทดลองของ เดสมัคค์ จากตารางด้านล่างจะเห็นตารางเปรียบเทียบได้อย่างชัดเจนดังนี้

ตารางที่ 5.1 เปรียบเทียบกับโมเดลของเดสมัคค์

อัตราส่วนการจับ CO <sub>2</sub> /MEA	ความดันบางส่วน CO <sub>2</sub>	ความดันบางส่วน CO <sub>2</sub>	ค่าความผิดพลาด
	(Deshmukh)	จากงานวิจัยนี้	ร้อยละ
0.40	0.2	0.20	0.00
0.50	3	3.02	0.60
0.60	30	29.00	3.33
0.70	140	137.00	2.10
0.80	400	395.00	1.25

จากการเปรียบเทียบจะพบว่าค่าความผิดพลาดมากที่สุดที่เกิดขึ้นประมาณ 3.33% ที่ CO<sub>2</sub>/MEA 0.6 ที่เกิดข้อผิดพลาดเป็นเพราะว่าโมเดลของเดสมัคค์นั้นจะเกิดข้อผิดพลาดมากเมื่อค่า CO<sub>2</sub>/MEA มีค่าสูงๆเป็นเพราะว่าน่าจะเกิดปฏิกิริยา  $\beta(\text{CO}_2 - \text{HS}^-)$  และ  $\beta(\text{H}_2\text{S} - \text{HCO}_3^-)$  ซึ่งจะเพิ่มความสำคัญมากยิ่งขึ้นเมื่อค่าคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงขึ้น ในการคำนวณของงานวิจัยนี้ทำ

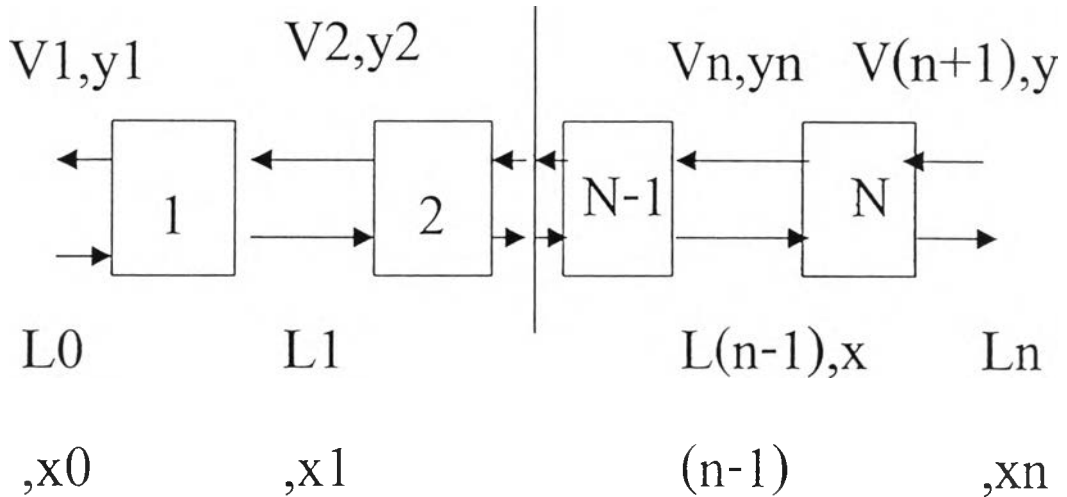
เฉพาะ CO<sub>2</sub> – MEA เท่านั้นไม่มี H<sub>2</sub>S ในระบบอาจจะทำให้เกิดค่าความแตกต่างที่เกิดขึ้นได้บ้าง อีกทั้งรูปแบบการคำนวณจะใช้วิธีประยุกต์ นิวตัน ราล์ฟสัน (Newton Raphson) ซึ่ง ชคราวาตี (Chakravarty 1985) และ ราล์ฟ วิลแลนด์ (Rahp weiland) นำโมเดลของ เดสหมัคห์ มาประยุกต์ใช้ เพื่อให้การคำนวณรวดเร็วมากยิ่งขึ้น ส่วนวิธีของเดสหมัคห์นั้นจะใช้วิธีของบราวน์ (Brown) ตรงจุดนี้น่าจะเป็นจุดที่ทำให้เกิดความแตกต่างขึ้นได้อย่างไรก็ตามค่าความแตกต่างที่เกิดขึ้นก็จะอยู่ในช่วงที่ CO<sub>2</sub>/MEA มีค่าสูงๆ แต่ในระบบที่เราจะดำเนินการนั้นอยู่ในช่วงที่ CO<sub>2</sub>/MEA มีค่าต่ำกว่า 0.4 ดังนั้นผลกระทบดังกล่าวไม่น่าจะส่งผลมากนัก นำมาเขียนกราฟได้ดังนี้



รูปที่ 5.1 กราฟเปรียบเทียบกับโมเดลของเดสหมัคห์

จะเห็นได้ว่าค่าที่ได้จากการทดลองกับ Model จากการวิจัยนี้มีค่าความแตกต่างอยู่บ้างในช่วงที่มี ค่าการจับต่ำประมาณ 0.4 แต่จะให้ค่าความแตกต่างสูงมากยิ่งขึ้นเมื่อ ค่าการจับมีค่ามากกว่า 0.4 ตามรายละเอียดด้านบน ค

การคำนวณขั้นตอนสมดุล



ในกรณีนี้เราจะใช้การคำนวณขั้นตอนสมดุลซึ่งมีรายละเอียดในการคำนวณดังนี้ สมการสมดุลมวลของคาร์บอนไดออกไซด์ รอบขั้นตอนสมดุลที่ 1

$$L_0x_{co_2,0} - V_1y_{co_2,1} = L_1x_{co_2,1} - V_2y_{co_2,2} \dots \dots \dots (5.1)$$

ในกรณีของเราแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เจือจาง  $L_0, L_1$  และ  $V_1, V_2$  เกือบจะคงที่ให้เท่ากับ  $L$  และ  $V$  ได้สมการ

$$L(x_{co_2,0} - x_{co_2,1}) = V(y_{co_2,1} - y_{co_2,2}) \dots \dots \dots (5.2)$$

ใช้สมการเส้นโค้งสมดุล

$$y_{co_2,1} = K_{reaction} x_{co_2,1} \dots \dots \dots (5.3)$$

แทนค่า  $x_{co_2,1}$  จากสมการ (3) ลงในสมการ (2) ได้เทอมใหม่

$$y_{co_2,1} = \frac{y_{co_2,2} + (L/V)x_{co_2,0}}{L/(K_{reaction}V) + 1} \dots \dots \dots (5.4)$$

เทอมรวม  $L/(K_{reaction}V)$  แฟคเตอร์แห่งการดูดซึมในที่นี้คือ A

$$y_{co_2,1} = \frac{y_{co_2,2} + K_{reaction}Ax_{co_2,0}}{A + 1} \dots \dots \dots (5.5)$$

ขั้นตอนสมดุลที่ 2

$$y_{co_2,2} = \frac{y_{co_2,3} + K_{reaction}Ax_{co_2,1}}{A + 1} = \frac{y_{co_2,3} + Ay_{co_2,1}}{A + 1} \dots \dots \dots (5.6)$$

แทนค่า  $y_{co_2,1}$  จากสมการ (5) ลงในสมการ (6) ได้

$$y_{co_2,2} = \frac{(A+1)y_{co_2,3} + K_{reaction} A^2 x_{co_2,0}}{A^2 + A + 1} \dots\dots\dots(5.7)$$

คูณสมการ (7) ด้วย  $(A-1)/(A-1)$  โดยที่  $A \neq 1$  ได้สมการที่ (8) ดังนี้

$$y_{co_2,2} = \frac{(A^2 - 1)y_{co_2,3} + A^2(A-1)K_{reaction} x_{co_2,0}}{A^3 - 1} \dots\dots\dots(5.8)$$

สำหรับขั้นตอนที่ 3 จนถึงขั้นตอนที่ N ก็จะใช้รูปแบบค่า  $y_{co_2,N}$  เหมือนสมการที่ (8) นั่นก็คือเราอาศัยสมการสมดุลมวลสารกับสมการเส้นโค้งสมดุลจากขั้นตอนที่ 1 ถึงขั้นตอนสมดุลที่ N จะได้รูปสมการดังนี้

$$y_{co_2,N} = \frac{(A^N - 1)y_{co_2,N+1} + A^N(A-1)K_{reaction} x_{co_2,0}}{A^{N+1} - 1} \dots\dots\dots(5.9)$$

สมการสมดุลมวลสารรอบเครื่องมือแยกสารของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

$$L(x_{co_2,0} - x_{co_2,N}) = V(y_{co_2,1} - y_{co_2,N+1}) \dots\dots\dots(5.10)$$

$$L(x_{co_2,0} - \frac{y_{co_2,N}}{K_{reaction}}) = V(y_{co_2,1} - y_{co_2,N+1}) \dots\dots\dots(5.11)$$

ได้สมการ

$$\frac{y_{co_2,N+1} - y_{co_2,1}}{y_{co_2,N+1} - K_{reaction} x_{co_2,0}} = \frac{A^{N+1} - A}{A^{N+1} - 1} \dots\dots\dots(5.12)$$

เปลี่ยนรูปสมการที่ (12) ได้ดังนี้

$$\begin{aligned} & A^{N+1} y_{co_2,N+1} - A^{N+1} y_{co_2,1} - y_{co_2,N+1} + y_{co_2,1} \\ & = A^{N+1} y_{co_2,N+1} - A^{N+1} K_{reaction} x_{co_2,0} - A y_{co_2,N+1} + A K_{reaction} x_{co_2,0} \dots\dots(5.13) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & A^{N+1} (y_{co_2,1} - K_{reaction} x_{co_2,0}) \\ & = (A-1)(y_{co_2,N+1} - K_{reaction} x_{co_2,0}) + y_{co_2,1} - K_{reaction} x_{co_2,0} \dots\dots(5.14) \end{aligned}$$

$$A^{N+1} = (A-1) \frac{y_{co_2,N+1} - K_{reaction} x_{co_2,0}}{y_{co_2,1} - K_{reaction} x_{co_2,0}} + \frac{1}{A} \dots\dots\dots(5.15)$$

$$A^N = \left(\frac{A-1}{A}\right) \left(\frac{y_{co_2,N+1} - K_{reaction} x_{co_2,0}}{y_{co_2,1} - K_{reaction} x_{co_2,0}}\right) + \frac{1}{A} \dots\dots\dots(5.16)$$

แก้สมการโดยการใส่ลอกเข้าไปทั้งสองข้าง

$$N = \frac{\ln\left(\frac{A-1}{A}\right) \left(\frac{y_{co_2,N+1} - K_{reaction} x_{co_2,0}}{y_{co_2,1} - K_{reaction} x_{co_2,0}}\right) + \frac{1}{A}}{\ln A} \dots\dots\dots(5.17)$$

สมการที่ (17) ข้างต้นเป็นสมการที่ใช้ในการหาจำนวนขั้นตอนสมดุลซึ่งมีค่าตัวแปรแต่ละตัวดังนี้ ค่าต่าง ๆ นั้นได้จากค่าในการออกแบบข้างต้นดังนี้ (Design Parameter)

$L$  = คืออัตราการไหลในสายของเหลว  $47.6 \text{ M}^3 / \text{Hr}$

$V$  = คืออัตราการไหลในสายแก๊ส  $6401 \text{ M}^3 / \text{Hr}$

$y_{\text{CO}_2, N-1}$  คือสัดส่วนโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ในสายแก๊สเข้า 0.039

$y_{\text{CO}_2, 1}$  คือสัดส่วนโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ในสายแก๊สออก 0.0001

$x_{\text{CO}_2, 0}$  คือสัดส่วนโมลของคาร์บอนไดออกไซด์สายของเหลวเข้า 0.01

$$K_{\text{reaction}} = 5.26 * ((10^{-6} * \exp(20.76 * ((ML(2) + MG(2)) / (ML(6) + MG(6)))) * \exp((-0.0598 * \log((ML(2) + MG(2)) / (ML(6) + MG(6))) + 0.0211) * (T - 273))) / (P * 101.32))$$

โดยที่ค่า  $K(\text{reaction})$  ข้างต้นได้จากสมการเดสม์คร์ห์มีรายละเอียดของตัวแปรดังนี้

$ML(2), MG(2)$  คือ จำนวนโมลของคาร์บอนไดออกไซด์ในสายของเหลวและแก๊สตามลำดับ

$ML(6), MG(6)$  คือ จำนวนโมลของโมโนเอทานอลามีนในสายของเหลวและแก๊สตามลำดับ

$T$  คือ อุณหภูมิมีหน่วยเป็นเคลวินมีค่าที่ใช้ในการคำนวณ 315.1 เคลวิน

$P$  คือ ความดันมีหน่วยเป็น บรรยากาศ (atm) ประมาณ 6 บรรยากาศ

ข้อมูลที่นำมาใช้แทนค่านี้ใช้ค่า การออกแบบข้างต้นในการคำนวณเปรียบเทียบจากการคำนวณได้ค่าชั้นสมดุลประมาณ 8 ดังนั้นในการคำนวณจึงใช้ค่าชั้นสมดุลของหอดูดซึมคือ 8 ในขั้นตอนต่อไปนำจำนวนชั้นที่คำนวณคำนวณเปรียบเทียบกับค่า ในการออกแบบข้างต้นตามสภาวะการดำเนินการจริงก็จะได้ผลการคำนวณเปรียบเทียบในเงื่อนไขของสภาวะดังนี้

เปรียบเทียบผลการจำลองกระบวนการกับค่าการออกแบบข้างต้น  
ตารางค่าการออกแบบข้างต้น

ตารางที่ 5.2 ค่าการออกแบบข้างต้น

สาร	สายแก๊สออก หอดูดซึม	สายของเหลวออก หอดูดซึม	สายของเหลวออก หอฟื้นฟูสภาพ	สายแก๊สออก หอฟื้นฟูสภาพ
CO <sub>2</sub> (kmol)	0.2	99.55	23.16	76.39
H <sub>2</sub> O (kmol)	17.6	1946.63	1963.79	171.90
CH <sub>4</sub> (kmol)	37.7	0.00	0.00	0.00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (kmol)	1819.78	0.00	0.00	0.00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (kmol)	29.65	0.00	0.00	0.00
MEA (kmol)	0	231.55	231.03	0.54
TEMP (K)	315.1	340.50	387.40	380.20
PRESS(ATM)	6.22	6.00	0.50	0.43

ตารางที่ 5.3 ผลการคำนวณโปรแกรมเปรียบเทียบกับค่าการออกแบบข้างต้นในสายของเหลวออกหอดูดซึม

สาร	สายของเหลวออกหอดูดซึม	ค่าการออกแบบข้างต้น	ค่าความแตกต่าง (%)
CO <sub>2</sub> (kmol)	99.56	99.55	0.01
H <sub>2</sub> O (kmol)	1945.00	1946.63	0.08
CH <sub>4</sub> (kmol)	0.01	0.00	คำนวณไม่ได้
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (kmol)	0.05	0.00	คำนวณไม่ได้
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (kmol)	0.03	0.00	คำนวณไม่ได้
MEA (kmol)	231.44	231.55	0.05
TEMP (K)	339.60	340.50	0.26
PRESS(ATM)	6.00	6.00	0.00

ตารางที่ 5.4 ตารางผลการคำนวณโปรแกรมเปรียบเทียบกับค่าการออกแบบข้างต้นในสายแก๊สออก จากหอดูดูดซึม

สาร	สายแก๊สออกจากหอดูดูดซึม	ค่าการออกแบบข้างต้น	ค่าความแตกต่าง (%)
CO <sub>2</sub> (kmol)	0.192	0.2	4.00
H <sub>2</sub> O (kmol)	18.7	17.6	6.25
CH <sub>4</sub> (kmol)	36.97	37.7	1.94
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (kmol)	1814.98	1819.78	0.26
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (kmol)	27.08	29.65	8.67
MEA (kmol)	0.11	0	คำนวณไม่ได้
TEMP (K)	315.1	315.1	0.00
PRESS(ATM)	6.22	6.22	0.00

ตารางที่ 5.5 ตารางผลการคำนวณโปรแกรมเปรียบเทียบกับค่าการออกแบบข้างต้นในสายของแก๊ส ออกหอฟื้นฟูสภาพ

สาร	สายแก๊สออกยอดหอฟื้นฟูสภาพ	ค่าที่ได้จากการออกแบบ	ค่าความแตกต่าง (%)
CO <sub>2</sub> (kmol)	76.50	76.39	0.14
H <sub>2</sub> O (kmol)	181.17	171.90	5.39
CH <sub>4</sub> (kmol)	0.01	0.00	คำนวณไม่ได้
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (kmol)	0.05	0.00	คำนวณไม่ได้
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (kmol)	0.03	0.00	คำนวณไม่ได้
MEA (kmol)	0.42	0.54	21.52
TEMP (K)	379.60	380.20	0.16
PRESS(ATM)	0.43	0.43	0.00

ตารางที่ 5.6 ตารางผลการคำนวณโปรแกรมเปรียบเทียบกับค่าการออกแบบข้างต้นในสายของเหลวออกหอพื้นฟูสภาพ

สาร	สายของเหลวออกด้านล่างหอพื้นฟูสภาพ	ค่าที่ได้จากการออกแบบ	ค่าความแตกต่าง (%)
CO <sub>2</sub> (kmol)	23.05	23.16	0.47
H <sub>2</sub> O (kmol)	1943.91	1963.79	1.01
CH <sub>4</sub> (kmol)	0.00	0.00	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (kmol)	0.00	0.00	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (kmol)	0.00	0.00	0
MEA (kmol)	231.02	231.03	0.00
TEMP (K)	387.40	387.40	0.00
PRESS(ATM)	0.50	0.50	0.00

จากการทดลองนำค่าการคำนวณ 8 Tray มาเปรียบเทียบกับรายการคำนวณในหอดูดซึมจะเห็นได้ว่าค่าคาร์บอนไดออกไซด์ใกล้เคียงกับค่าในการออกแบบข้างต้นโดยมีค่าความผิดพลาดสูงสุดในสายของเหลวออกประมาณ 4% ที่เกิดค่าความผิดพลาดเกิดขึ้นหลังจากได้ทดลองนำโปรแกรมมาคำนวณเปรียบเทียบ เป็นเพราะว่าในขั้นตอนการหาขั้นตอนสมดุลในสมการนั้นเราต้องสมมุติค่า L/V คงที่ทั้งๆที่มีการถ่ายเทมวลข้ามเฟสตลอดที่เราสมมุติไว้ดังนั้นเป็นเพราะว่าค่าคาร์บอนไดออกไซด์มีจำนวนเล็กน้อย ซึ่งอาจจะส่งผลให้จำนวนขั้นตอนสมดุลคลาดเคลื่อนได้



## 5.2 นำโมเดลดังกล่าวมาจำลองเปรียบเทียบกับสภาวะการดำเนินการจริง

ในหอดูดูดุ่จะเปรียบเทียบผลการจำลองด้วยค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในสายแก๊สออกจากหอดูดูดุ่และอุณหภูมิของสายของเหลวออกจากหอดูดูดุ่ที่ต้องเปรียบเทียบอุณหภูมิของสายของเหลวหอดูดูดุ่นี้เป็นเพราะว่าจากแหล่งข้อมูลจริงไม่มีการวัดค่าความเข้มข้นในสายของเหลวออกจากหอดูดูดุ่ดังนั้นจึงใช้ค่าอุณหภูมิในการตรวจสอบแทน

ในหอพื้นฟูสภาพจะเปรียบเทียบผลการจำลองด้วยค่าอุณหภูมิที่ยอดหอพื้นฟูสภาพที่เป็นดังนี้ตามที่ได้ให้เหตุผลไว้ก่อนหน้านี้คือไม่ได้มีการวัดค่าความเข้มข้นของสารในสายเข้าหรือออกไว้ดังนั้นจึงขอใช้อุณหภูมิเป็นค่าที่เปรียบเทียบแทน

นำข้อมูลทั้งหมดมารวบรวมโดยในขั้นต้นต้องการข้อมูลที่มีข้อมูลในสายเข้าที่ครบที่สุด ซึ่งจากการตรวจสอบสามารถได้ข้อมูลที่มีข้อมูลเกือบสมบูรณ์อยู่ 30 ข้อมูล จากการตรวจสอบจากแหล่งข้อมูลทราบว่า ค่าความเข้มข้นของโมโนเอทานอลามีนและค่าคาร์บอนไดออกไซด์ที่ใช้ในหน่วยปฏิบัติการนี้มีค่าความเข้มข้นไม่เปลี่ยนแปลงมากนักค่อนข้างจะคงที่ดังนั้นในการวิจัยนี้จึงใช้ค่าเฉลี่ย ค่าความเข้มข้นของโมโนเอทานอลามีนที่ 27.7 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักและ คาร์บอนไดออกไซด์ที่ 2.4 เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนัก กับข้อมูลชุดที่ไม่มีข้อมูลดังกล่าวสรุปได้ดังนี้

ตารางที่ 5.7 แสดงค่าในหลอดซีม

หลอดซีม								โอมูลเปรียบเทียบ	
CO2 เกิดเข้า	อัตราการไหลของสายเกิดเข้า	MEA เข้า	CO2 ของเหลวเข้า	อัตราการไหลของสายของเหลวเข้า	อุณหภูมิสายเกิดเข้า	มีสายของ	ความดัน	CO2 เกิดออก	อุณหภูมิสายของเหลวออก
1.10	17.81	28.4	2.7	44.82	283.8	317.1	5.47	0.002	311.98
1.26	23.44	27.6	2.4	45.02	303.3	316.9	5.45	0.002	312.37
1.66	35.63	27.6	2.4	48.35	298.9	318.8	5.77	0.0025	314.28
1.77	40.31	27.6	2.4	48.16	300.0	319.0	5.79	0.0026	313.92
2.03	37.50	27	2.5	47.99	295.6	318.5	5.71	0.0023	314.42
2.12	39.38	27.6	2.4	50.03	296.7	319.3	5.75	0.0025	315.35
2.20	39.38	27.6	2.4	47.56	297.0	319.3	5.72	0.0042	315.10
2.22	42.19	27.6	2.4	47.62	297.4	318.9	5.79	0.0044	314.79
2.23	42.19	27.6	2.4	47.88	294.7	318.3	5.80	0.0036	313.27
2.28	39.38	27.2	2.4	48.09	297.6	319.1	5.78	0.0034	315.68
2.29	42.19	25.1	2.0	48.22	298.6	318.7	5.81	0.0035	313.87
2.39	40.31	28.1	2.4	47.73	298.1	319.2	5.87	0.0036	315.60
2.40	40.31	27.6	2.4	49.67	297.1	319.6	5.76	0.0047	316.00
2.40	41.25	27.6	2.4	48.99	296.2	319.3	5.74	0.0036	315.05
2.40	42.19	27.6	2.4	48.09	301.6	319.6	5.80	0.0061	316.28
2.42	41.25	27.6	2.4	48.48	300.4	319.6	5.79	0.0032	316.42
2.45	40.31	27.6	2.4	48.40	297.7	320.1	5.75	0.005	316.40
2.46	39.38	27.7	2.5	48.74	297.8	319.4	5.78	0.0027	316.45
2.48	42.19	27.6	2.4	48.17	296.9	318.7	5.78	0.0037	314.88
2.49	41.25	27.6	2.4	48.23	295.5	318.6	5.81	0.0046	314.10
2.50	40.31	27.6	2.4	47.92	298.5	319.1	5.79	0.0038	316.25
2.52	42.19	28.9	2.1	47.90	298.3	319.1	5.81	0.0039	315.67
2.53	42.19	27.6	2.4	47.93	296.7	318.7	5.81	0.004	314.88
2.59	39.38	27.8	2.3	48.41	288.3	319.3	5.81	0.0046	317.10
2.63	40.31	27.6	2.4	47.58	296.1	319.0	5.82	0.0056	315.02
2.76	40.31	27.6	2.4	48.44	298.2	319.2	5.78	0.0029	316.10
2.77	40.31	27.3	2.1	50.20	296.2	319.4	5.77	0.0034	316.94
2.79	39.38	27.7	2.9	50.03	296.9	319.9	5.76	0.0051	316.78
2.83	39.38	27.6	2.4	47.82	302.7	320.0	5.77	0.0067	317.82
2.88	38.44	28.8	2.6	47.95	302.5	320.1	5.73	0.006	319.63

จากข้อมูลในตารางที่ 5.7 จะเห็นว่าค่าข้อมูลสภาวะต่างๆมีการเปลี่ยนแปลงค่าน้อยมาก ดังจะเห็นได้จากตาราง ค่าอัตราการไหลของสายแก๊สมีค่าเปลี่ยนแปลงไม่เกิน 10 % ค่าอัตราการไหลของสายของเหลว เปลี่ยนแปลงไม่เกิน 5 % และค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์เปลี่ยนแปลงน้อยกว่า 1% ดังนั้นเราจึงถือว่าสภาวะต่างๆอยู่ในสภาวะที่คงที่ อย่างไรก็ตามจากการตรวจสอบ บางค่ามีค่าที่ไม่น่าจะเป็นไปได้เมื่อเทียบกับค่าที่ใกล้เคียงกันจะเห็นได้ว่าค่าส่วนใหญ่มิแนวโน้มของคาร์บอนไดออกไซด์ที่มีมากขึ้น ส่งผลให้มีค่าคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าสูงขึ้นในสายแก๊สออกจากหอดูด ซึ่งมีกรณีที่น่าสนใจอยู่ 4 ตัวอย่างดังนี้

- ข้อมูลชุดความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์เข้า ร้อยละ 2.40 โดยโมล มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สายออก ร้อยละ 0.0061 โดยโมล ถ้าเทียบกับข้อมูลข้างเคียงจะเห็นว่าค่าคาร์บอนไดออกไซด์สายแก๊สออกมีค่ามากเกินความเป็นจริงค่าที่ถูกต้องน่าจะอยู่ในช่วงร้อยละ 0.0032 – 0.0038 โดยโมล
- ข้อมูลชุดความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์เข้า ร้อยละ 2.46 โดยโมล มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สายออก ร้อยละ 0.0027 โดยโมล ถ้าเทียบกับข้อมูลข้างเคียงจะเห็นว่าค่าคาร์บอนไดออกไซด์สายแก๊สออกมีค่าน้อยเกินความเป็นจริงค่าที่ถูกต้องน่าจะอยู่ในช่วงร้อยละ 0.0032 – 0.0038 โดยโมล
- ข้อมูลชุดความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์เข้า ร้อยละ 2.76 และ 2.77 โดยโมล มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สายออก ร้อยละ 0.0029 และ 0.0034 โดยโมล ตามลำดับ ถ้าเทียบกับข้อมูลข้างเคียงจะเห็นว่าค่าคาร์บอนไดออกไซด์สายแก๊สออกมีค่าน้อยเกินความเป็นจริงค่าที่ถูกต้องน่าจะอยู่ในช่วงร้อยละ 0.004 – 0.006 โดยโมล

ทั้ง 4 กรณีดังกล่าวข้างต้นนี้แสดงให้เห็นดังในตารางที่ 5.8 ข้อมูลทั้ง 4 ชุดนั้นถูกแรงงาไว้เพื่อให้เห็นชัดเจนและเพื่อให้เกิดการคำนวณที่ถูกต้องมากยิ่งขึ้นในการคำนวณขั้นต่อไปจะไม่คำนวณในชุดข้อมูลดังกล่าว

ตารางที่ 5.8 แสดงค่าข้อมูลที่มีค่าผันแปรมาก

หมวดหมู่								ข้อมูลเปรียบเทียบ	
CO2 แก๊สเข้า	อัตราการไหลของสายแก๊สเข้า	MEA เข้า	CO2 ของเหลวเข้า	อัตราการไหลของสายของเหลวเข้า	อุณหภูมิสายแก๊สเข้า	อุณหภูมิสายของเหลวเข้า	ความดัน	CO2 แก๊สออก	อุณหภูมิสายของเหลวออก
1.10	17.81	28.4	2.7	44.82	303.8	317.1	5.47	0.002	313.98
1.25	23.44	27.6	2.4	45.02	303.3	316.9	5.45	0.002	312.37
1.66	35.63	27.6	2.4	48.35	298.9	318.8	5.77	0.0025	314.28
1.77	40.31	27.6	2.4	48.16	300.0	319.0	5.79	0.0026	313.92
2.03	37.50	27	2.5	47.99	295.6	318.5	5.71	0.0023	314.42
2.12	39.38	27.6	2.4	50.03	296.7	319.3	5.75	0.0025	315.35
2.20	39.38	27.6	2.4	47.56	297.0	319.3	5.72	0.0032	315.10
2.22	42.19	27.6	2.4	47.62	297.4	318.9	5.79	0.0034	314.79
2.23	42.19	27.6	2.4	47.88	294.7	318.3	5.80	0.0036	313.27
2.28	39.38	27.2	2.4	48.09	297.6	319.1	5.78	0.0034	315.68
2.29	42.19	25.1	2.0	48.22	296.6	318.7	5.81	0.0035	313.87
2.29	40.31	28.1	2.4	47.73	298.1	319.2	5.87	0.0036	315.80
2.40	40.31	27.6	2.4	49.67	297.1	319.6	5.76	0.0042	316.00
2.40	41.25	27.6	2.4	48.99	296.2	319.3	5.74	0.0036	315.05
2.40	42.19	27.8	2.4	48.09	301.6	318.6	5.80	0.0051	318.28
2.42	41.25	27.6	2.4	48.48	300.4	319.6	5.79	0.0032	316.42
2.45	40.31	27.6	2.4	48.40	297.7	320.1	5.75	0.0045	316.40
2.46	39.38	27.7	2.5	48.74	297.8	319.4	5.78	0.0027	316.45
2.48	42.19	27.6	2.4	48.17	296.9	318.7	5.78	0.0037	314.88
2.49	41.25	27.6	2.4	48.23	295.5	318.6	5.81	0.0046	314.10
2.50	40.31	27.6	2.4	47.92	298.5	319.1	5.79	0.0038	316.25
2.52	42.19	28.9	2.1	47.90	298.3	319.1	5.81	0.0039	315.67
2.53	42.19	27.6	2.4	47.93	296.7	318.7	5.81	0.004	314.38
2.59	39.38	27.8	2.3	48.41	298.3	319.3	5.81	0.0046	317.10
2.63	40.31	27.6	2.4	47.58	296.1	319.0	5.82	0.0056	315.02
2.78	40.31	27.8	2.4	48.41	296.7	319.2	5.78	0.0029	318.10
2.79	40.31	27.3	2.1	50.20	298.2	319.4	5.77	0.003	318.84
2.79	39.38	27.7	2.9	50.03	296.9	319.0	5.76	0.0051	316.78
2.83	39.38	27.6	2.4	47.62	302.7	320.0	5.77	0.0067	317.82
2.89	38.44	28.8	2.6	47.95	302.5	320.1	5.73	0.006	319.83

ตารางที่ 5.9 แสดงค่าเปรียบเทียบเชิงจลนศาสตร์จากกระบวนการในหลอดรีโม

หลอดรีโม								ข้อมูลเปรียบเทียบ					
CO2 ผลิตเข้า (Mol %)	อัตราการไหลของความเร็วเข้า ( $\text{Nm}^3/\text{hr}$ )	MEA เข้า (WT%)	CO2 ของเหลวเข้า (WT%)	อัตราการไหลของความเร็วของเหลวเข้า ( $\text{M}^3/\text{hr}$ )	อุณหภูมิสายผลิตเข้า (Celsius)	อุณหภูมิสายของเหลวเข้า (Celsius)	ความดัน ( $\text{Kg}/\text{CM}^2$ )	CO2 ผลิตออก ร้อยละ (Mol%)	CO2 ผลิตออก จำนวน (Mol%)	ค่าความผิดพลาด (%)	อุณหภูมิสายของเหลวออก ร้อยละ (Kelvin)	อุณหภูมิสายของเหลวออก จำนวน (Kelvin)	ค่าความผิดพลาด (%)
1.10	17.81	28.4	2.7	44.82	303.8	317.1	5.47	0.002	0.0012	40.00	314.0	315.3	0.42
1.26	23.44	27.6	2.4	45.02	303.3	316.9	5.45	0.002	0.0013	35.00	312.4	314.6	0.71
1.66	35.53	27.6	2.4	48.35	298.9	318.8	5.77	0.0025	0.0015	40.00	314.3	314	0.09
1.77	40.31	27.6	2.4	48.16	300.0	319.0	5.79	0.0026	0.0017	34.62	313.9	314.5	0.19
2.03	37.50	27	2.5	47.99	295.6	318.5	5.71	0.0023	0.0018	21.74	314.4	315.1	0.22
2.12	39.38	27.6	2.4	50.03	296.7	319.3	5.75	0.0025	0.0018	28.00	315.4	314.9	0.14
2.20	39.38	27.6	2.4	47.56	297.0	319.3	5.72	0.0042	0.0030	28.57	315.1	315.3	0.06
2.22	42.19	27.6	2.4	47.62	297.4	318.9	5.79	0.0044	0.0031	29.55	314.8	313.7	0.35
2.23	42.19	27.6	2.4	47.88	294.7	318.3	5.80	0.0038	0.0028	22.22	313.3	316.2	0.93
2.28	39.38	27.2	2.4	48.09	297.8	319.1	5.78	0.0034	0.0027	20.59	315.7	313.5	0.69
2.29	42.19	25.1	2.0	48.22	296.6	318.7	5.81	0.0035	0.0028	20.57	313.9	315.8	0.55
2.39	40.31	28.1	2.4	47.73	298.1	319.2	5.87	0.0038	0.0028	22.22	315.6	316.1	0.16
2.40	40.31	27.8	2.4	48.67	297.1	319.6	5.78	0.0047	0.0035	25.53	316.0	315.4	0.19
2.40	41.25	27.6	2.4	48.99	296.2	319.3	5.74	0.0038	0.0028	22.22	316.3	317.7	0.45
2.42	41.25	27.6	2.4	48.48	300.4	319.6	5.79	0.0032	0.0025	21.88	316.4	317.6	0.37
2.45	40.31	27.6	2.4	48.40	297.7	320.1	5.75	0.005	0.0038	24.00	316.5	315.8	0.21
2.48	42.19	27.6	2.4	48.17	296.9	318.7	5.78	0.0037	0.0030	18.92	314.9	317.9	0.96
2.49	41.25	27.8	2.4	48.23	295.5	318.6	5.81	0.0048	0.0035	23.91	314.1	317.1	0.95
2.50	40.31	27.6	2.4	47.92	298.5	319.1	5.79	0.0038	0.0030	21.05	316.7	315.3	0.30
2.52	42.19	28.9	2.1	47.90	298.3	319.1	5.81	0.0049	0.0038	22.45	315.7	318.3	0.20
2.53	42.19	27.8	2.4	47.93	298.7	318.7	5.81	0.004	0.0032	20.00	314.9	317.9	0.96
2.59	39.38	27.8	2.3	48.41	298.3	319.3	5.81	0.0046	0.0035	23.91	317.1	316.2	0.29
2.63	40.31	27.6	2.4	47.58	296.1	319.0	5.82	0.0058	0.0045	19.84	316.9	319.1	0.68
2.79	39.38	27.7	2.9	50.03	296.9	319.9	5.78	0.0051	0.0060	17.65	316.8	318	0.39
2.83	39.38	27.6	2.4	47.62	302.7	320.0	5.77	0.0067	0.0057	14.93	317.8	320.1	0.72
2.89	38.44	28.8	2.6	47.95	302.5	320.1	5.73	0.006	0.0052	13.33	319.6	321.6	0.52

ตารางที่ 5 10 แสดงค่าเปรียบเทียบการจำลองกับเหตุป็นสุภาพ

หอดูดาว		หอดูฝนสุภาพ			ข้อมูลเปรียบเทียบ					
CO2 แก๊สเข้า (Mol%)	อัตราการไหลของสายแก๊สเข้า (KNM <sup>2</sup> /Hr)	อุณหภูมิสายของเหลวเข้า (Kelvin)	อุณหภูมิสายของเหลวออก (Kelvin)	ความดัน	อุณหภูมิสายของแก๊สออก (Kelvin)	อุณหภูมิสายของแก๊สออก(จำลอง) (Kelvin)	ค่าความผิดพลาด (%)	อัตราการไหลของไอน้ำ (M <sup>3</sup> /Hr)	อัตราการไหลของไอน้ำ (จำลอง) (M <sup>3</sup> /Hr)	ค่าความผิดพลาด (%)
1.10	17.81	367.2	390.0	0.53	383.3	387.0	1.0	2576.13	3589	39.3
1.26	23.44	366.7	389.9	0.54	383.1	388.3	1.4	2738.63	3298	20.4
1.66	35.63	368.1	391.2	0.42	383.1	386.3	0.8	5162.50	5521.3	7.0
1.77	40.31	368.5	391.9	0.43	383.8	386.6	0.7	5845.13	5998.71	2.6
2.03	37.50	368.1	391.3	0.43	381.9	387.4	1.4	5218.00	5545.3	6.3
2.12	39.38	369.1	392.1	0.46	383.1	387.3	1.1	6249.63	6520.22	4.3
2.20	39.38	368.8	392.0	0.44	382.1	387.5	1.4	5734.63	6100	6.4
2.22	42.19	369.4	392.4	0.48	382.7	387.3	1.2	6646.38	6904.19	3.9
2.23	42.19	368.9	392.2	0.48	382.6	387.4	1.3	6718.13	6900	2.7
2.28	39.38	369.3	392.1	0.47	382.6	387.1	1.2	6246.75	6551.19	4.9
2.29	42.19	368.8	392.1	0.46	382.3	387.6	1.4	6549.38	7080	8.1
2.39	40.31	369.2	392.6	0.47	383.1	387.1	1.1	6631.88	7024.08	5.9
2.40	40.31	369.4	392.4	0.48	382.6	387.5	1.3	6447.38	6784.36	5.2
2.40	41.25	369.3	392.4	0.48	382.5	386.7	1.1	6366.25	6720.34	5.6
2.42	41.25	369.3	392.4	0.45	382.7	384.9	0.6	6250.88	6800	8.8
2.45	40.31	369.7	392.5	0.48	382.7	387.6	1.3	6520.13	7000	7.4
2.48	42.19	368.9	392.2	0.48	382.3	387.1	1.2	6602.88	7100	7.5
2.49	41.25	369.3	392.6	0.48	382.5	387.6	1.3	6751.38	7191.69	6.5
2.50	40.31	369.7	392.5	0.48	382.7	388.0	1.4	6838.38	7289.28	6.6
2.52	42.19	369.5	392.3	0.48	382.4	387.6	1.4	6676.38	7163.57	7.3
2.53	42.19	369.2	392.2	0.48	382.0	387.8	1.5	6528.63	7138.56	9.3
2.59	39.38	369.8	392.7	0.49	382.6	386.7	1.1	6739.50	7219.26	7.1
2.63	40.31	369.2	392.4	0.47	381.6	387.4	1.5	6395.00	7025.75	9.9
2.79	39.38	369.9	392.9	0.49	382.1	382.8	0.2	6651.13	6800	2.2
2.83	39.38	370.0	392.4	0.46	382.5	387.7	1.3	6242.75	6400	2.5
2.89	38.44	370.3	392.4	0.46	382.5	383.9	0.4	6352.38	6650	4.7

จากผลการจำลองดังกล่าวข้างต้นจะพบว่าค่าต่างๆในการจำลองนั้นเป็นไปในทิศทางเดียวกันกับข้อมูลแต่มีค่าความแตกต่างกันอยู่ในระดับหนึ่งซึ่งสามารถอธิบายตามลำดับได้ดังนี้

1. ค่าความแตกต่างของค่าคาร์บอนไดออกไซด์ในสายแก๊สออกของหอดูดูดซึมเปรียบเทียบกับระหว่างการจำลองกับข้อมูลจริงพบว่ามีค่าความแตกต่างเฉลี่ยอยู่ประมาณร้อยละ 30-40 ค่าความแตกต่างจะมีค่ามากยิ่งขึ้นถ้ามีค่าคาร์บอนไดออกไซด์น้อยๆที่เป็นดังนั้นก็ เพราะว่าจากงานวิจัยโมเดลของเดสม์คท์กับการทดลองในกรณีที่ว่า CO<sub>2</sub>/MEA มีค่าน้อยกว่า 0.1 หรือน้อยกว่ามากๆก็จะเกิดค่าความผิดพลาดมากยิ่งขึ้น ในส่วนค่าความแตกต่างที่เกิดขึ้นมาอย่างมากมายจะเป็นเพราะอิทธิพลดังนี้

1.1 ประสิทธิภาพของหอ จากการเปรียบเทียบค่าการออกแบบข้างต้นกับผลที่ได้จากการคำนวณในโมเดลก่อนที่จะนำมาเปรียบเทียบกับข้อมูลจริงอยู่ในเกณฑ์ที่ดีคือมีค่าความผิดพลาดประมาณร้อยละ 4 แต่เมื่อนำมาคำนวณจริงแล้วเกิดค่าความผิดพลาดประมาณร้อยละ 30-40

1.2 ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่ถูกนำมาใช้ในการดำเนินการจริงมีค่าต่ำกว่าค่าการออกแบบข้างต้นถึงร้อยละ 30 กล่าวคือ ค่าการออกแบบข้างต้นมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ประมาณร้อยละ 3.9 โดยโมล แต่ค่าการดำเนินการจริงประมาณร้อยละ 2.4 โดยโมลอาจจะจะเป็นปัจจัยหนึ่งที่ส่งผลกระทบต่อโดยตรงกับประสิทธิภาพของหอดูดูดซึม

1.3 รูปแบบในการคำนวณที่ หอที่มีอยู่จริงนั้นเป็นแบบหอบรรจุแต่การคำนวณเป็นแบบชั้นสมดุล และค่าในการดำเนินการจริงมีค่าคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าค่าการออกแบบรูปแบบการคำนวณอาจจะทำให้ผลในการคำนวณประสิทธิภาพของหอในการคำนวณแตกต่างจากความเป็นจริง

2. ในการคำนวณอุณหภูมิของเหลวออกด้านล่างหอกับอุณหภูมิด้านบนหอพื้นฟูสภาพนั้น ค่าความผิดพลาดอยู่ในเกณฑ์ไม่มากถือว่าอาจจะเกิดจากการคำนวณ

3. ค่าอัตราการไหลของไอน้ำที่ใช้ในหม้อต้มซ้ำมีค่าความแตกต่างเฉลี่ยอยู่ประมาณ ร้อยละ 10 มีข้อที่น่าสังเกตก็คือค่าความแตกต่างในช่วงของค่าคาร์บอนไดออกไซด์มีค่าประมาณ 1 % โดยโมลมีค่าความผิดพลาดมากอาจจะเป็นเพราะว่าในการคำนวณหอพื้นฟูสภาพนั้นช่วงที่ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์น้อยๆเช่น 1% ก็จะมีค่าความผิดพลาดมากจนไม่สามารถคำนวณนำช่วงดังกล่าวมาคำนวณได้

จะเห็นได้ว่าการใช้ชั้นตอนสมดุลง 8 ชั้นตอนนั้นยังเกิดข้อผิดพลาดอยู่อาจจะเนื่องมาจากเหตุผลที่สรุปข้างต้นเพื่อให้สามารถนำโปรแกรมในการคำนวณใช้ในการหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมให้ได้ดียิ่งขึ้น จึงต้องปรับเปลี่ยนจำนวนชั้นตอนสมดุลงให้เหมาะสมกับการคำนวณในแต่ละกรณี ซึ่งในที่นี้จะขอแบ่งกลุ่มข้อมูลได้เป็น 3 กรณีคือ

กรณีที่ 1. กลุ่มข้อมูลที่มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าร้อยละ 2 โดยโมล

กรณีที่ 2. กลุ่มข้อมูลที่มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าร้อยละ 2.5 โดยโมล

กรณีที่ 3. กลุ่มข้อมูลที่มีค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำกว่าร้อยละ 3.0 โดยโมล

ในตารางแสดงค่าจำนวนชั้นตอนสมดุลงที่เหมาะสมกับข้อมูลที่ 5.10 นี้จะเห็นได้อย่างชัดเจนว่า ค่าเฉลี่ยของชั้นตอนสมดุลงของ

กรณีที่ 1. ชั้นตอนสมดุลงประมาณ 4.83 ชั้นตอนสมดุลง ค่าความผิดพลาดประมาณร้อยละ 8.8

กรณีที่ 2. ชั้นตอนสมดุลงประมาณ 6.2 ชั้นตอนสมดุลง ค่าความผิดพลาดประมาณร้อยละ 11

กรณีที่ 3. ชั้นตอนสมดุลงประมาณ 7 ชั้นตอนสมดุลง ค่าความผิดพลาดประมาณร้อยละ 8

จากตารางที่ 5.12 จะเห็นว่าค่าความผิดพลาดมีค่าน้อยลงเฉลี่ยเหลือประมาณ 10% ดังนั้นในหลักเกณฑ์ดังกล่าวนี้จะนำไปใช้ในการหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมต่อไป



ตารางที่ 5.11 แสดงค่าจำนวนชิ้นคอนกรีตที่เผาไหม้

นอกเตา								ข้อมูลเปรียบเทียบ						
CO2 เกิดเข้า (Mol %)	อัตราการไหลของอากาศเข้า (KNm <sup>3</sup> /hr)	MEA เข้า (WT%)	CO2 ของเหลวเข้า (WT%)	อัตราการไหลของมวลของเหลวเข้า (M <sup>3</sup> /hr)	อุณหภูมิสายเกิดเข้า (Celsius)	อุณหภูมิสายของเหลวเข้า (Celsius)	ความดัน (Kg/CM <sup>2</sup> )	CO2 เกิดออก เชิงรุก (Mol%)	CO2 เกิดออก จำลอ (Mol%)	ค่าความผิดพลาด (%)	อุณหภูมิสายของเหลวออก เชิงรุก (Kcal/hr)	อุณหภูมิสายของเหลวออก จำลอ (Kcal/hr)	ค่าความผิดพลาด (%)	จำนวนชิ้นเบรค
1.10	17.01	26.4	2.7	44.02	303.3	317.1	5.47	0.002	0.002	0.00	314.0	315	0.33	4.50
1.20	23.44	27.6	2.4	45.02	303.3	316.9	5.45	0.002	0.002	0.00	312.4	314.6	0.71	4.30
1.66	35.63	27.6	2.4	48.35	298.9	316.8	5.77	0.0025	0.0025	0.00	314.3	314	0.09	5.00
1.77	40.31	27.6	2.4	48.18	300.0	319.0	5.79	0.0026	0.0026	0.00	313.9	314.5	0.19	5.50
2.03	37.50	27	2.5	47.99	295.6	316.5	5.71	0.0023	0.0023	0.00	314.4	315.1	0.22	5.30
2.12	39.38	27.6	2.4	50.03	296.7	319.3	5.75	0.0025	0.0025	0.00	315.4	314.9	0.14	6.00
2.20	39.38	27.6	2.4	47.56	297.0	319.3	5.72	0.0042	0.0042	0.00	315.1	315.3	0.06	5.00
2.22	42.19	27.6	2.4	47.62	297.4	318.9	5.79	0.0044	0.0044	0.00	314.8	313.7	0.35	5.30
2.23	42.19	27.6	2.4	47.88	294.7	318.3	5.80	0.0036	0.0036	0.00	313.3	316.2	0.93	5.30
2.28	39.38	27.2	2.4	48.09	297.8	319.1	5.78	0.0034	0.0034	0.00	315.7	313.5	0.69	5.60
2.29	42.19	25.1	2.0	48.22	296.6	318.7	5.81	0.0035	0.0035	0.00	313.0	315.6	0.55	5.30
2.39	40.31	28.1	2.4	47.73	298.1	319.2	5.87	0.0038	0.0038	0.00	315.6	316.1	0.16	5.60
2.40	40.31	27.8	2.4	49.67	297.1	319.6	5.76	0.0047	0.0047	0.00	316.0	315.4	0.19	5.40
2.40	41.25	27.6	2.4	48.99	296.2	319.3	5.74	0.0038	0.0038	0.00	316.3	317.7	0.45	5.80
2.42	41.25	27.6	2.4	48.48	300.4	319.6	5.79	0.0032	0.0032	0.00	316.4	317.6	0.37	5.60
2.45	40.31	27.6	2.4	48.40	297.7	320.1	5.75	0.005	0.005	0.00	316.5	315.8	0.21	5.70
2.48	42.19	27.6	2.4	48.17	296.9	318.7	5.78	0.0037	0.0037	0.00	314.9	317.9	0.96	5.30
2.49	41.25	27.6	2.4	48.23	295.5	318.6	5.81	0.0046	0.0046	0.00	314.1	317.1	0.95	6.20
2.50	40.31	27.8	2.4	47.92	298.5	319.1	5.79	0.0038	0.0038	0.00	316.3	315.3	0.30	7.50
2.52	42.19	28.9	2.1	47.90	298.3	319.1	5.81	0.0049	0.0049	0.00	315.7	316.3	0.20	6.40
2.53	42.19	27.6	2.4	47.93	296.7	318.7	5.81	0.004	0.004	0.00	314.9	317.9	0.96	7.60
2.59	39.38	27.8	2.3	48.41	298.3	319.3	5.81	0.0048	0.0048	0.00	317.1	316.2	0.29	6.70
2.63	40.31	27.6	2.4	47.58	296.1	319.0	5.82	0.0056	0.0056	0.00	316.9	319.1	0.68	6.80
2.79	39.38	27.7	2.9	50.03	296.9	319.9	5.76	0.0051	0.0051	0.00	316.8	318	0.39	7.00
2.81	39.38	27.6	2.4	47.62	302.7	320.0	5.77	0.0067	0.0067	0.00	317.8	320.1	0.72	7.20
2.89	38.44	28.8	2.6	47.95	302.5	320.1	5.73	0.006	0.006	0.00	319.6	321.6	0.62	7.40

ตารางที่ 5.12 แสดงค่าจำนวนชั้นตอนลมสุกที่เหมาะสมตามกรณี

พอดูซึม								ข้อมูลเปรียบเทียบ						จำนวนชั้นลมสุก
CO2 ผลิตเข้า (Mol %)	อัตราการไหลของอากาศเข้า (KNm <sup>3</sup> /Hr)	MEA เข้า (WT%)	CO2 ของเหลวเข้า (WT%)	อัตราการไหลของเหลวเข้า (M <sup>3</sup> /Hr)	อุณหภูมิอากาศเข้า (Celsius)	อุณหภูมิของเหลวเข้า (Celsius)	ความดัน (Kg/CM <sup>2</sup> )	CO2 ผลิตออก ข้อมูล (Mol%)	CO2 ผลิตออก จำลอง (Mol%)	ค่าความผิดพลาด (%)	อุณหภูมิอากาศของเหลวออก ข้อมูล (Kelvin)	อุณหภูมิอากาศของเหลวออก จำลอง (Kelvin)	ค่าความผิดพลาด (%)	
1.10	17.81	28.4	2.7	44.82	303.8	317.1	5.47	0.002	0.0019	7.33	314.0	315	0.33	4.83
1.26	23.44	27.8	2.4	45.02	303.3	316.9	5.45	0.002	0.0018	12.33	312.4	314.6	0.71	4.83
1.66	35.63	27.8	2.4	48.35	298.9	318.8	5.77	0.0025	0.0026	3.40	314.3	314	0.09	4.83
1.77	40.31	27.8	2.4	48.16	300.0	319.0	5.79	0.0026	0.0027	2.00	313.9	314.5	0.19	4.83
2.03	37.50	27	2.5	47.99	296.6	318.5	5.71	0.0023	0.0021	6.70	314.4	315.1	0.22	6.19
2.12	39.38	27.8	2.4	50.03	296.7	319.3	5.75	0.0025	0.0024	3.17	315.4	314.9	0.14	6.19
2.20	39.38	27.8	2.4	47.56	297.0	319.3	5.72	0.0042	0.0038	10.00	315.1	315.3	0.06	6.19
2.22	42.19	27.8	2.4	47.62	297.4	318.9	5.79	0.0044	0.0039	11.36	314.8	313.7	0.35	6.19
2.23	42.19	27.6	2.4	47.88	294.7	318.3	5.80	0.0036	0.0032	11.11	313.3	316.2	0.93	6.19
2.28	39.38	27.2	2.4	48.09	297.6	319.1	5.78	0.0034	0.0036	6.21	315.7	313.5	0.88	6.19
2.29	42.19	25.1	2.0	48.22	296.6	318.7	5.81	0.0025	0.0036	1.75	313.9	315.6	0.55	6.19
2.30	40.31	28.1	2.4	47.73	298.1	319.2	5.87	0.0036	0.0038	6.21	315.6	316.1	0.16	6.19
2.40	40.31	27.8	2.4	49.67	297.1	319.6	5.76	0.0047	0.0043	8.51	316.0	315.4	0.19	6.19
2.40	41.25	27.6	2.4	48.99	296.2	319.3	5.74	0.0036	0.0039	8.97	315.1	317.7	0.84	6.19
2.42	41.25	27.8	2.4	48.48	300.4	319.6	5.79	0.0032	0.0030	6.25	316.4	317.6	0.37	6.19
2.45	40.31	27.6	2.4	48.40	297.7	320.1	5.75	0.005	0.0046	8.50	316.4	315.8	0.19	6.19
2.48	42.19	27.6	2.4	48.17	296.9	318.7	5.76	0.0037	0.0035	5.41	314.9	317.9	0.95	6.19
2.49	41.25	27.8	2.4	48.23	295.5	318.6	5.81	0.0046	0.0045	2.17	314.1	317.1	0.95	6.19
2.50	40.31	27.8	2.4	47.92	298.5	319.1	5.79	0.0038	0.0038	5.26	316.3	315.3	0.30	6.19
2.52	42.19	28.9	2.1	47.90	298.3	319.1	5.81	0.0049	0.0044	10.00	315.7	316.3	0.20	7.00
2.53	42.19	27.8	2.4	47.93	296.7	318.7	5.81	0.004	0.0043	7.88	314.9	317.9	0.96	7.00
2.59	39.38	27.8	2.3	48.41	298.3	319.3	5.81	0.0046	0.0044	4.48	317.1	316.2	0.29	7.00
2.63	40.31	27.8	2.4	47.58	296.1	319.0	5.82	0.0058	0.0054	2.94	315.0	319.1	1.30	7.00
2.79	39.38	27.7	2.9	50.03	296.9	319.8	5.76	0.0051	0.0051	0.00	316.8	318	0.39	7.00
2.83	39.38	27.6	2.4	47.62	302.7	320.0	5.77	0.0067	0.0069	2.78	317.6	320.1	0.72	7.00
2.89	38.44	28.8	2.6	47.95	302.5	320.1	5.73	0.006	0.0063	5.41	319.6	321.6	0.62	7.00

### 5.3 การหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสม

ในการหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับระบบการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ สมการวัตถุประสงค์หลักต้องการหาสภาวะที่ให้ค่าใช้จ่ายต่ำที่สุด ค่าใช้จ่ายที่ใช้ในระบบส่วนใหญ่คือ ค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำ ดังนั้นสมการวัตถุประสงค์หลักก็คือการลดค่าพลังงานที่ต้องใช้ในหม้อต้มซ้ำ สมการค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำมีรูปสมการดังนี้

$$L_{n+1,L} H_{n+1} + Q_{reboiler} = h_2 V_2 + H_2 L_2 + Q_{reaction}$$

$$Q_{reboiler} = mL$$

โดยที่

$L_{n+1,L}$  = คือค่าอัตราการไหลสายของเหลวเข้าหอฟื้นฟูสภาพ ( $M^3 / Hr$ )

$H_{n+1}$  = คือค่าเอนทัลปีในสายของเหลวเข้า ( $Joule / Hr$ )

$V_2$  = คือค่าอัตราการไหลสายแก๊ส ( $KNM^3 / Hr$ )

$h_2$  = คือค่าเอนทัลปีในสายแก๊สออกหอฟื้นฟูสภาพ ( $Joule / Hr$ )

$L_2$  = คืออัตราการไหลสายของเหลวออกด้านล่างหอฟื้นฟูสภาพ ( $M^3 / Hr$ )

$Q_{reboiler}$  = คือค่าพลังงานที่ใช้ในหม้อต้มซ้ำ ( $Joule / Hr$ )

$Q_{reaction}$  = คือค่าพลังงานเนื่องจากปฏิกิริยาคายความร้อน ( $Joule / Hr$ )

จากสมการข้างต้นจะเห็นได้ว่าค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำขึ้นอยู่กับปริมาณความร้อนของค่าพลังงานเนื่องจากปฏิกิริยาและปริมาณความร้อนในสายแก๊สออกและสายของเหลวออกแต่เนื่องจากผลของการจำลองกระบวนการพบว่าปริมาณความร้อนในสายแก๊สออกและสายของเหลวมีผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำน้อยมากเห็นได้จากฟังก์ชันของเอนทัลปี

$$h, H = f(m, T)$$

ฟังก์ชันขึ้นอยู่กับอุณหภูมิและมวลจากการจำลองพบว่าค่าอุณหภูมิมีการเปลี่ยนแปลงน้อยมากประกอบกับสมดุลมวลสารรอบหอส่งผลให้สมการด้านบนสามารถเขียนได้ใหม่ดังนี้

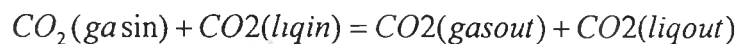
$$Q_{reboiler} \text{ ขึ้นอยู่กับการเปลี่ยนแปลง } Q_{reaction} \text{ เป็นส่วนใหญ่}$$

ค่าพลังงานเนื่องจากปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์สายเข้า ถ้าสารละลายโมโนเอทานอลามีนจับคาร์บอนไดออกไซด์เข้ามาในหอฟื้นฟูสภาพได้มากก็จะส่งผลให้ค่าพลังงานเนื่องจากปฏิกิริยามีค่าสูงขึ้นและจะส่งผลตามรูปสมการให้ค่าพลังงานที่ใช้ในหม้อต้มซ้ำมีค่าสูงมากยิ่งขึ้นดังสมการ ดังจะเห็นได้จากสมการความสัมพันธ์ปฏิกิริยา

$$Q_{reaction} = f(CO_2)$$

จากสมการจะเห็นได้ว่าค่าพลังงานเนื่องจากปฏิกิริยานั้นขึ้นอยู่กับปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เป็นสำคัญ ค่าคาร์บอนไดออกไซด์ที่เพิ่มสูงขึ้นในหอฟื้นฟูสภาพจะต้องมาจากการจับคาร์บอนไดออกไซด์จากหอดูดซึมเข้ามาได้มากซึ่งนั่นจะมีตัวแปรที่สัมพันธ์กับค่าคาร์บอนไดออกไซด์ดังนี้

- ค่าความเข้มข้นคาร์บอนไดออกไซด์สายแก๊สเข้าหอดูดซึม ยิ่งเพิ่มค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในสายแก๊สเข้าในขณะที่สภาวะต่างๆคงที่ ก็จะมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มสูงขึ้นในหอฟื้นฟูสภาพ ซึ่งจะส่งผลให้ค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำเพิ่มขึ้น
  - ค่าอัตราการไหลของสายแก๊สเข้าหอดูดซึม ยิ่งเพิ่มอัตราการไหลเพิ่มขึ้นก็จะเป็นการเพิ่มปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ในสายแก๊สเข้าที่สภาวะต่างๆคงที่ ซึ่งจะส่งผลให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เข้าหอฟื้นฟูสภาพมีค่าสูงขึ้นจะส่งผลโดยตรงให้ค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำมีค่าสูงมากยิ่งขึ้น
- ทั้งค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์และอัตราการไหลสายแก๊สมีค่าเพิ่มขึ้นจะส่งผลให้ปริมาณค่าคาร์บอนไดออกไซด์ในสายของเหลวเข้าหอฟื้นฟูสภาพเพิ่มขึ้นตามสมการสมดุลมวลสารคาร์บอนไดออกไซด์



- อัตราการไหลของสายของเหลวเข้าหอดูดซึม เมื่อเพิ่มอัตราการไหลของสายของเหลวเข้าหอดูดซึมก็จะทำให้ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เข้าหอฟื้นฟูสภาพสูงขึ้น ส่งผลให้ค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำมีค่าสูงขึ้น
- อุณหภูมิสายของเหลวเข้า เมื่อเพิ่มอุณหภูมิสายของเหลวเพิ่มขึ้นส่งผลให้ปฏิกิริยาเคมีช้าลงทำให้มีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์เข้าไปในหอฟื้นฟูสภาพมีค่าน้อยลงส่งผลให้ปริมาณพลังงานหม้อต้มซ้ำมีค่าลดลง
- ความเข้มข้นของโมโนเอทานอลามีนสายของเหลว เมื่อเพิ่มค่าความเข้มข้นปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เข้าหอฟื้นฟูสภาพจะมีค่าลดลงส่งผลให้ค่าพลังงานในหม้อต้มซ้ำมีค่าลดลง

จากทั้งสามตัวแปรดังกล่าวจะเห็นได้อย่างชัดเจนมากยิ่งขึ้นในสมการค่าสมดุลเนื่องจากปฏิกิริยาของคาร์บอนไดออกไซด์กับสารละลายโมโนเอทานอลามีนดังนี้

$$K_{reaction} = 5.26 * ((10^{-6} * \exp(20.76 * ((ML(2) + MG(2)) / (ML(6) + MG(6)))))) * \exp((-0.0598 * \log((ML(2) + MG(2)) / (ML(6) + MG(6)))) + 0.0211) * (T - 273)) / (P * 101.32)$$

จากสมการตัวแปรทั้งสามนั้น มีผลต่อค่าสมดุลเนื่องจากปฏิกิริยาซึ่งส่งผลให้ประสิทธิภาพในการจับคาร์บอนไดออกไซด์ในหอดูดูดซึมเปลี่ยนแปลงไป นำไปสู่ปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ที่เข้าหอดูดูดซึมต่อไป จากความสัมพันธ์ของตัวแปรทั้งหมดมีผลต่อค่าพลังงานในหม้อต้มข้าทั้งสิ้น จะเห็นได้ว่าแนวทางในการลดพลังงานที่ใช้ในหม้อต้มข้าจากตัวแปรดังกล่าวมีอยู่เช่น การปรับลดอัตราการไหล ลดค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ เพิ่มค่าอุณหภูมิของเหลว หรือแม้กระทั่งลดอัตราการไหลในสายแก๊สลง อย่างไรก็ตามในการปฏิบัติการจริงค่าตัวแปรส่วนใหญ่มีการเปลี่ยนแปลงดังนี้

- ความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ เปลี่ยนแปลงร้อยละ 1-2.9 โดยโมล
- อัตราการไหลของสายแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เปลี่ยนแปลง 36 – 38 กิโลกรัมต่อชั่วโมง
- ความเข้มข้นของสารละลายโมโนเอทานอลามีน ร้อยละ 27.4 – 27.8 โดยน้ำหนัก
- อัตราการไหลของสายของเหลวสารละลายโมโนเอทานอลามีน 46 - 48 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง
- อุณหภูมิสายของเหลวเข้า 317 -320 เคลวิน

จากค่าการเปลี่ยนแปลงข้างต้นจะเห็นได้ว่าค่าตัวแปรมีการเปลี่ยนแปลงประมาณร้อยละ 5 ซึ่งถือว่าน้อยมาก จะมีเพียงค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์สายแก๊สเข้าหอดูดูดซึมเพียงค่าเดียวเท่านั้นที่มีการเปลี่ยนแปลงค่ามากถึงเท่าตัว ในกรณีที่มีตัวแปรเพียงตัวแปรเดียวไม่สามารถหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสม ดังนั้นในการหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมสำหรับกรณีนี้ไม่สามารถกระทำได้

## สรุป

1. การจำลองกระบวนการโดยโปรแกรมให้ค่าที่ใกล้เคียงกับค่าที่ได้จากการดำเนินการจริง ค่าความผิดพลาดอยู่ประมาณ 10 %หนึ่งโดยเปรียบเทียบในหัวข้อ ค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์ในสายแก๊สออก ค่าอุณหภูมิในสายของเหลวขาออกด้านล่างของหอดูดซึม ค่าอุณหภูมิสายแก๊สออกในหอฟื้นฟูสภาพ และ อัตราการใช้ไอน้ำในหม้อต้มซ้ำของหอฟื้นฟูสภาพ
2. ในส่วนของการหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสมนั้นจากการวิเคราะห์สมการ ตัวแปร และข้อจำกัดพบว่ามีเพียงตัวแปรค่าความเข้มข้นของคาร์บอนไดออกไซด์เท่านั้นที่เปลี่ยนแปลงค่า จึงเหลือเพียงตัวแปรเดียวในการหาสภาวะการดำเนินการที่เหมาะสม ซึ่งไม่สามารถดำเนินการได้