

สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในหอกลิ้นแบบบรรจุด้วยขดลวดสแตนเลส  
Mass transfer coefficient in a packed column  
containing stainless steel scrubber



นายนิทรวิทย์ พัฒนา  
Mr. Nattawutt Pattana  
นายวรพจน์ สีหาอินทร์  
Mr. Vorapot Sihain

เลขหมู่.....  
เลขทะเบียน..... 61738  
วัน,เดือน,ปี..... 21 11. 2549

b.....  
i.....

ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต  
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี  
คณะวิศวกรรมศาสตร์  
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหาร ลาดกระบัง  
ปีการศึกษา 2547

# สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในหอกลับแบบบรรจุด้วยขดลวดสแตนเลส



ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต  
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี  
คณะวิศวกรรมศาสตร์  
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหาร ลาดกระบัง  
ปีการศึกษา 2547

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Mass transfer coefficient in a packed column containing  
stainless steel scrubber



A Report Submitted in Partial Fulfillment of The Requirments  
For The Degree of Bachelor of Chemical Engineering  
Faculty of Engineering  
King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญาานิพนธ์เรื่อง สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในหอกลับแบบบรรจุ  
ด้วยขดลวดสแตนเลส  
โดย นายันท์ธวัช พัฒนา รหัสนักศึกษา 45015699  
นายวรพจน์ สีหาอินทร์ รหัสนักศึกษา 45015709  
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์  
อาจารย์ที่ปรึกษา รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา  
ปริญญาานิพนธ์ วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี  
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์  
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปริญญาานิพนธ์นี้ได้รับการพิจารณาอนุมัติให้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร  
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี

คณะกรรมการตรวจสอบปริญญาานิพนธ์

ประธานกรรมการ

( รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา )

พณสวัสดิ์ กฤษณะนันทกุล กรรมการ  
( ดร. พรสวรรค์ กาญจนวนิชย์กุล )

กรรมการ

( ดร. อภินันท์ นัมคณิสสรณ์ )

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปรินญาณิพนธ์เรื่อง สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในหอกลับแบบบรรจุด้วยขดลวดสแตนเลส  
 โดย นายนัทธวุธ พัฒนา  
 นายวรพจน์ สีหาอินทร์  
 ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์  
 อาจารย์ที่ปรึกษา รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา  
 ปรินญาณิพนธ์ วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิศวกรรมเคมี  
 ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์  
 สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

### บทคัดย่อ

โครงการนี้ได้ทำการศึกษาหาความสัมพันธ์ของสมการ  $\left(\frac{k_c a}{D_{AB}}\right) = A \left(\frac{L'}{\mu}\right)^B Sc^{0.5}$  ของหอกลับ  
 ประเภทบรรจุด้วยขดลวดสแตนเลส ระบบที่ศึกษาคือเอทิลแอลกอฮอล์-น้ำ โดยสารป้อนมีความเข้มข้นของ  
 เอทิลแอลกอฮอล์ 20 % โดยปริมาตร ข้อมูลที่นำมาสร้างความสัมพันธ์ได้จากกรกัณฑ์แยก จำนวน 20  
 การทดลองที่ใช้อัตราการไหลของสารป้อนและสารป้อนกลับแตกต่างกัน ค่าพารามิเตอร์ A  
 และ B เพื่อสร้างสมการความสัมพันธ์โดยใช้โปรแกรมโพลีแมท ความสัมพันธ์ดังนี้คือ  
 $\left(\frac{k_c a_{(G)}}{D_{AB,G}}\right) = 59.9 \left(\frac{G}{\mu_G}\right)^{0.7554} Sc_{(G)}^{0.5}$  สำหรับ ส่วนเพิ่มความเข้มข้นใน เฟสแก๊ส

Report Title            Mass transfer coefficient in packed column by stainless steel scrubber

By                         Mr. Nattawutt Pattana  
                               Mr. Vorapot Sihain

Advisor                 assoc. Prof. Dr. Prakob Kitchaiya

Report for              Bachelor Degree of Chemical Engineering  
                               Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering  
                               King Mongkut's of Technology Ladkrabang

### Abstract

This project aims to establish the a correlation of the form  $\left(\frac{k_c a}{D_{AB}}\right) = A \left(\frac{L'}{\mu}\right)^B Sc^{0.5}$  for a packed distillation column, in which for stainless steel scrubber is used as a packing material. The model system is ethanol-water system with a feed concentration of 20% by volume. The correlation was established from 20 sets experimental data whose feed and reflux flow rates were varied. The fitting coefficients obtained using polymath, yielding the following correlation  $\left(\frac{k_c a_{(G)}}{D_{AB,(G)}}\right) = 59.9 \left(\frac{G}{\mu_G}\right)^{0.7554} Sc_{(G)}^{0.5}$  for gas phase.

## กิตติกรรมประกาศ

ปริญญานิพนธ์ฉบับนี้คงจะไม่สำเร็จลุล่วงด้วยดีหากปราศจากบุคคลต่างๆดังนี้

รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา อาจารย์ที่ปรึกษา รวมถึงเจ้าหน้าที่ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหาร ลาดกระบัง ทุกท่านที่ให้ความรู้ คำปรึกษา และความช่วยเหลือต่างๆ

ครอบครัวของผู้จัดทำ และเพื่อนๆคณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหาร ลาดกระบังทุกคนที่ให้คำปรึกษาและเป็นกำลังใจที่ดีตลอดมา

ซึ่งทางคณะผู้จัดทำต้องขอขอบพระคุณเป็นอย่างสูง

คณะผู้จัดทำ

22 มีนาคม 2548



# สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	จ
กิตติกรรมประกาศ	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญภาพ	ฅ
สารบัญตาราง	ญ
สัญลักษณ์	ฎ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาของงานวิจัย	1
1.2 วัตถุประสงค์	1
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย	2
1.4 ขั้นตอนการดำเนินงาน	2
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ	2
บทที่ 2 หอประเภทบรรจุ	3
2.1 ลักษณะการใช้งาน	3
2.2 ปัญหาในการออกแบบ	3
2.3 วัสดุบรรจุ	3
2.3.1 ชนิดของวัสดุบรรจุ	3
2.3.2 วัสดุดิบที่นำมาใช้ทำวัสดุบรรจุ	6
2.4 เส้นใยทั่วไปที่หอบรรจุเอื้ออำนวยต่อการใช้งาน	6
2.5 เส้นใยทั่วไปที่หอบรรจุไม่เอื้ออำนวยต่อการใช้งาน	7
บทที่ 3 การกลั่นและทฤษฎีการคำนวณ	8
3.1 ทฤษฎีการกลั่นแบบสมดุล	8
3.1.1 สมการดุลวัตถุ	8
3.1.2 เส้นปฏิบัติการ	9

## สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
3.1.3 เส้น $q$	11
3.1.4 การหาจำนวนชั้นทางทฤษฎี โดยวิธีการของ McCABE-THIELE	12
3.1.5 จำนวนชั้นทางทฤษฎีที่น้อยที่สุด	13
3.1.6 อัตราส่วนป้อนกลับน้อยที่สุด	13
3.2 การออกแบบหอกลับประเภทบรรจุ	15
3.2.1 ความสูงของหอกลับประเภทบรรจุ	15
3.3 การถ่ายเทมวลระหว่างเฟส	18
3.3.1 ทฤษฎีสองความต้านทาน	18
3.3.2 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลย่อย	19
3.3.3 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวม	20
บทที่ 4 การถ่ายเทมวล	25
4.1 สัมประสิทธิ์การแพร่	25
4.1.1 สัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซ	25
4.1.2 สัมประสิทธิ์การแพร่ของของเหลว	26
4.2 การพามวล	29
บทที่ 5 วิธีการทดลองและผลการทดลอง	30
5.1 วิธีการทดลอง	30
5.2 ผลการทดลอง	31
บทที่ 6 สรุปลผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง	36
เอกสารอ้างอิง	37
ภาคผนวก ก. ตัวอย่างการคำนวณ	39
ภาคผนวก ข. Simson's rule	49

# สารบัญภาพ

	หน้า
รูปที่ 2.1 แรชซิก ริง	3
รูปที่ 2.2 เรชซิง ริง	4
รูปที่ 2.3 เบิร์ล แชดเดิล	4
รูปที่ 2.4 พอล ริง	4
รูปที่ 2.5 คาสเคด	5
รูปที่ 2.6 อินทาลอกซ์ แชดเดิล	5
รูปที่ 2.7 เทลเลเลท แพ็คคิง6	9
รูปที่ 3.1 การตุลมวลสารสำหรับการกลั่นลำดับส่วนอย่างต่อเนื่อง	12
รูปที่ 3.2 การหาจำนวนชั้นทางทฤษฎีของ MCCABE-THIELE	13
รูปที่ 3.3 การหาจำนวนชั้นทางทฤษฎีที่น้อยที่สุด	14
รูปที่ 3.4 การหาอัตราส่วนป้อนกลับน้อยที่สุด	15
รูปที่ 3.5 หอแพ็คบรรจุ	16
รูปที่ 3.6 Differential contact in a countercurrent-flow packed column	19
รูปที่ 3.7 เกรเดียนท์ความเข้มข้นระหว่างสองเฟสในการถ่ายเทมวลจากแก๊สเฟสไปยังเฟสของเหลว	21
รูปที่ 3.8 การหาค่าความเข้มข้นที่ผิวระหว่างเฟส โดยใช้ทฤษฎีสองความดันหนาน	21
รูปที่ 3.9 แรงดันในการถ่ายเทมวล/ทฤษฎีสองความดันหนานในการถ่ายเทมวลจากแก๊สเฟสไปยังเฟสของเหลว	24
รูปที่ 3.10 กราฟแสดงการแบ่งช่วงข้อมูลของเอทานอล	33
รูปที่ 5.1 ความสัมพันธ์ของ $\frac{k_c a(L)}{D_{AB}}$ และ $\frac{L'}{\mu_L}$ จากข้อมูลการทดลอง	34
รูปที่ 5.2 แสดงการทำ Linearization	

## สารบัญตาราง

	หน้า
ตารางที่ 4.1 ปริมาตรระตอมและปริมาตรของโมเลกุลสำหรับใช้กับสมการของ Fuller	26
ตารางที่ 4.2 ปริมาตรเชิงโมลที่จุดเดือดปกติของสารประกอบบางชนิด	27
ตารางที่ 4.3 ปริมาตรระตอมของธาตุบางชนิด	27
ตารางที่ 5.1 ผลการทดลอง	31
ตารางที่ 5.2 ผลการคำนวณ	32



## สัญลักษณ์

- B : อัตราการไหลของสายกันห่อ (kmole/hr)
- d : เส้นผ่าศูนย์กลางของหอกลับ (m)
- D : อัตราการไหลของสายกลับ (kmole/hr)
- $D_{AB}$  : สัมประสิทธิ์การแพร่ ( $m^2/s$ )
- F : อัตราการไหลของสายป้อน (kmole/hr)
- G : อัตราการไหลเชิงโมลของไอต่อพื้นที่หน้าตัดของห่อ ( $kmole/hr.m^2$ )
- $k_c a$  : สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลเชิงปริมาตร ( $kmole/hr.m^3$ )/( $kmole/m^3$ )
- $k_x a$  : สัมประสิทธิ์ถ่ายเทมวลเชิงปริมาตรสำหรับสถานะของเหลว ( $kmole/hr.m^3$ )
- $K_x a$  : สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมเชิงปริมาตรบนฐานของความเข้มข้นในเฟสของเหลว ( $kmole/hr.m^3$ )
- $k_y a$  : สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลเชิงปริมาตรสำหรับสถานะแก๊ส ( $kmole/hr.m^3$ )
- $K_y a$  : สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมเชิงปริมาตรบนฐานของความเข้มข้นในเฟสไอ ( $kmole/hr.m^3$ )
- L : อัตราการไหลป้อนกลับ (kmole/hr)
- $L'$  : อัตราการไหลเชิงโมลของของเหลวต่อหน่วยพื้นที่หน้าตัดของห่อ ( $kmole/hr.m^2$ )
- $M_w$  : น้ำหนักโมเลกุล (kg/kmole)
- P : ความดัน (atm)
- R : อัตราส่วนป้อนกลับ (Reflux ratio)
- $R_m$  : อัตราส่วนป้อนกลับน้อยที่สุด (Minimum reflux ratio)
- S : พื้นที่หน้าตัดของห่อ ( $m^2$ )
- Sc : Schmidt number
- $v$  : ปริมาตรเชิงโมล หาได้จากตาราง 4.2 และ 4.3
- $V$  : อัตราการไหลเชิงโมลของไอ (kmole/hr)
- x : อัตราส่วนเชิงโมลของของเหลว
- $x^*$  : อัตราส่วนเชิงโมลของของเหลวที่อยู่ในสมดุลกับไอ
- y : อัตราส่วนเชิงโมลของไอ

- $y^*$  : อัตราส่วนเชิงโมลของไอที่อยู่ในสมดุลกับของเหลว  
 $Z$  : ความสูงของหอ (m)  
 $v$  : ปริมาตรอะตอมและปริมาตรโมเลกุล หาได้จากตาราง 4.1  
 $\rho$  : ความหนาแน่น ( $\text{kg/m}^3$ )  
 $\mu$  : ความหนืด (cP)  
 $\Psi$  : Association parameter

#### Subscript

- B : Bottom  
 D : Distillate  
 F : Feed  
 G : แก๊ส  
 L : ของเหลว  
 R : Rectifying Section  
 S : Stripping Section



# บทที่ 1

## บทนำ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลซึ่งเขียนอยู่ในรูปสมการความสัมพัทธ์  $\left(\frac{k_c a}{D_{AB}}\right) = A \left(\frac{L'}{\mu}\right)^B Sc^{0.5}$  ของเครื่องกลั่นแอลกอฮอล์แบบบรรจุด้วยขดสแตนเลส เพื่อนำไปออกแบบเครื่องกลั่นแอลกอฮอล์ในการหาความสูงของหอกลั่น

ในการทำงานวิจัยนี้ได้ทำการทดลองกลั่นแอลกอฮอล์ ซึ่งจะม้องค์ประกอบของสายป้อน และ อัตราการป้อนแตกต่างกันไปเพื่อให้ได้มาซึ่งค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลโดยรวมเชิงปริมาตร ( $K_G a$ ,  $K_L a$ ) แล้วนำไปคำนวณหาสมการความสัมพัทธ์ดังกล่าว

### 1.1 ความเป็นมาของงานวิจัย

เครื่องกลั่นประเภทบรรจุนั้นจะมีวัสดุบรรจุ (Packing) อยู่หลายชนิด เช่น แรชชิ่งริง (Rasching ring) ซึ่งแต่ละแบบนั้นได้มีนักวิจัยหลายท่านได้เล็งขอสมการความสัมพัทธ์ของการถ่ายเทมวลไว้หลายลักษณะเช่นกัน แต่ในงานวิจัยนี้เป็นกรนำเอาขดสแตนเลสมาใช้เป็นวัสดุบรรจุซึ่งจากการค้นคว้ายังไม่พบว่าได้มีการรายงานค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลไว้ ขดสแตนเลส มีคุณสมบัติทางกายภาพที่ดี กล่าวคือ มีพื้นที่ผิวสัมผัสมากทำให้มีพื้นที่สำหรับการถ่ายเทมวล (Mass transfer) มาก ยังผลให้ได้ผลผลิตที่กลั่นได้มีความเข้มข้นที่ออกมาสูง ดังนั้นการศึกษาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลสำหรับวัสดุบรรจุแบบขดลวดสแตนเลสจะเป็นประโยชน์ เพื่อนำไปออกแบบหอกลั่นในอนาคตต่อไป

### 1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1. ศึกษาหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในรูปของสมการ  $\left(\frac{k_c a}{D_{AB}}\right) = A \left(\frac{L'}{\mu}\right)^B Sc^{0.5}$  ของหอกลั่นแอลกอฮอล์ประเภทบรรจุด้วยขดสแตนเลส
2. นำสมการความสัมพัทธ์ของการถ่ายเทมวล มาใช้ออกแบบหอกลั่นแอลกอฮอล์ประเภทบรรจุด้วยขดสแตนเลสเพื่อหาความสูงของหอกลั่น

### 1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

งานวิจัยชิ้นนี้จะทำในการหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมในรูปสมการความสัมพันธ์

$$\left(\frac{k_c a}{D_{AB}}\right) = A \left(\frac{L'}{\mu}\right)^B Sc^{0.5} \text{ สำหรับเครื่องกลั่นแอลกอฮอล์ประเภทบรรจุด้วยขดสแตนเลส}$$

### 1.4 ขั้นตอนการดำเนินงาน

1. ทำการกลั่นแอลกอฮอล์ เพื่อหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลโดยรวมเชิงปริมาตร ( $K_y a$ ,  $K_x a$ ) โดยจะทำการทดลองกลั่นหลายๆ ครั้ง ซึ่งแต่ละครั้ง จะมีองค์ประกอบของสายป้อนและอัตราการป้อนแตกต่างกัน เพื่อให้ได้มาซึ่งค่าสัมประสิทธิ์ดังกล่าว

2. นำค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล ( $K_y a$ ,  $K_x a$ ) มาคำนวณหาสมการความสัมพันธ์ของการถ่ายเทมวลในรูปสมการ  $\left(\frac{k_c a}{D_{AB}}\right) = A \left(\frac{L'}{\mu}\right)^B Sc^{0.5}$  เพื่อทำการคำนวณหาค่า A และ B

### 1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. สามารถสร้างสมการความสัมพันธ์เพื่อใช้ในการศึกษาหาค่าสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทมวล และนำไปประยุกต์ใช้งานออกแบบเครื่องกลั่น
2. ได้เรียนรู้กระบวนการกลั่น วิธีการ เครื่องมือและอุปกรณ์ และการคำนวณในเครื่องกลั่นแอลกอฮอล์ประเภทบรรจุด้วยขดสแตนเลส
3. สามารถนำความรู้ทางวิศวกรรมทางเคมีมาประยุกต์และปฏิบัติงานได้จริง

## บทที่ 2

### หอบประเภทบรรจุ

ในบทนี้จะกล่าวถึงคุณลักษณะทั่วไปของหอบประเภทบรรจุ (Packed tower) และข้อดีข้อเสีย เมื่อเปรียบเทียบกับหอบประเภทชั้น (Tray tower)

#### 2.1 ลักษณะการใช้งาน

ลักษณะโดยทั่วไปของหอบประเภทบรรจุ นั้น จะถูกบรรจุด้วยวัสดุที่มีรูพรongต่างๆ เพื่อเพิ่มพื้นที่ ในการแลกเปลี่ยนมวลสารระหว่างเฟสของไอกับเฟสของเหลว ซึ่งเป็นการเพิ่มประสิทธิภาพของหอบ ในงานอุตสาหกรรมนิยมใช้หอบประเภทบรรจุ ในกระบวนการกลั่น และกระบวนการดูดซึม

#### 2.2 ปัญหาในการออกแบบ

ปัญหาลำคัญในการออกแบบหอบประเภทบรรจุ คือ การเลือกวัสดุบรรจุ โดยควรเลือกวัสดุที่มี คุณสมบัติเหมาะสมกับสารที่ใช้ในกระบวนการ อีกทั้งควรคำนึงถึงค่าความดันตกที่เกิดขึ้นภายใน หอบ ปัจจุบันวัสดุบรรจุแบ่งออกได้เป็นหลายชนิด เช่น แรชชิกริง (Raschig ring) เบิร์ลแซดเดิล (Berl saddle) เป็นต้น โดยแต่ละชนิดจะมีคุณสมบัติจำเพาะเจาะจงทั้งในด้านพื้นที่สำหรับใช้งาน ค่าความดันตกที่เกิดขึ้น และราคา

#### 2.3 วัสดุบรรจุ

##### 1.3.1 ชนิดของวัสดุบรรจุ

- แรชชิก ริง (Rasching ring) มีลักษณะเป็นทรงกระบอกที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ภายนอกใกล้เคียงกับความยาวดังรูปที่ 2.1 โดยทั่วไปทำมาจากเซรามิก โลหะ พลาสติก



รูปที่ 2.1 แรชชิก ริง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- เรซซิง ริง (Lessing ring) มีลักษณะคล้ายกับ แรชซิก ริง (Raschig ring) เป็นการนำเอา แรชซิก ริง (Raschig ring) มาพัฒนารูปทรง โดยมีการแบ่งครึ่งภายในเพื่อเพิ่มพื้นที่ผิวดังรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 เรซซิง ริง

- เบิร์ด แซดเดิล (Bird saddle) ได้ถูกพัฒนาให้มีพื้นที่ผิวต่อหน่วยปริมาตรเพิ่มขึ้น และให้ค่าความดันลดต่ำ ทำให้มีประสิทธิภาพสูงกว่าแรชซิก ริง และเรซซิง ริง ดังรูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 เบิร์ด แซดเดิล

- พอล ริง (Pall ring) พัฒนารูปทรงมาจาก แรชซิก ริง ดังรูปที่ 2.4 โดยมีลักษณะเป็นทรงกระบอกยาว ที่มีการเจาะผนังภายใน ซึ่งการเจาะที่พื้นผิว จะทำให้ไอและของเหลวไหลได้ดี อีกทั้งยังช่วยเพิ่มพื้นที่ผิวในการสัมผัสระหว่างเฟสไอและเฟสของเหลว



รูปที่ 2.4 พอล ริง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- คาสเคด (Cascade) หรือมินิริง (Mini ring) มีลักษณะคล้ายกับพอล ริง แต่มีอัตราส่วนของความยาวต่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเป็น 1:3 (ทรงกระบอก) มีพื้นที่สำหรับการถ่ายเทมวลมาก ดังรูปที่ 2.5



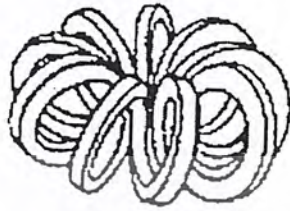
รูปที่ 2.5 คาสเคด

- อินทาลอกซ์ แซดเดิล (Intalox saddle) ได้รับการพัฒนารูปทรงมาจาก เบิร์ล แซดเดิล ดังรูปที่ 2.6 โดยมีการปรับแต่งช่องทางไหลของของเหลว และไอ เพื่อให้เกิดสมรรถนะและมีประสิทธิภาพที่ดี อีกทั้งยังให้ค่าความดันลดต่ำกว่า เมื่อเทียบกับเบิร์ล แซดเดิล



รูปที่ 2.6 อินทาลอกซ์ แซดเดิล

- เทลเลอร์แพคคิง (Tellerette packing) ทำจากพลาสติก ให้ค่าความดันลดต่ำ นิยมใช้ในงานควบคุมมลภาวะ ดังแสดงในรูปที่ 2.7



รูปที่ 2.7 เทลเลอร์แพคคิง

### 2.3.2 วัสดุดิบที่นำมาใช้ทำวัสดุบรรจุ

- โลหะคาร์บอน (Carbon steel) มักถูกเลือกเป็นตัวเลือกแรก เมื่อใช้งานกับสารก่อให้เกิดการกัดกร่อน หากเปรียบเทียบกับ เซรามิก (Ceramic) และพลาสติก (Plastic) แล้วจะให้สมรรถนะและประสิทธิภาพที่สูงกว่า ทนทานต่อการเปลี่ยนรูปทรงและแตกหักยาก
- เซรามิก ถ้าเปรียบเทียบกับพลาสติก แล้วจะแตกหักยากกว่า แต่มีสมรรถนะที่ต่ำกว่า ส่วนมากจะนำเซรามิก ไปใช้กับงานที่เฉพาะ เช่น สารเคมีที่มีความหนืด เป็นต้น อีกทั้งยังสามารถทนต่ออุณหภูมิสูงได้ อย่างไรก็ตาม เซรามิกมักจะเกิดการสูญเสียสภาพได้ง่ายจากพวกสารเคมี
- พลาสติก มีราคาถูก และเหมาะกับการใช้งานในระบบที่มีการที่มีอุณหภูมิไม่เกิน 121 องศาเซลเซียส

### 2.4 เงื่อนไขทั่วไปที่หอบรรจุเอื้ออำนวยต่อการใช้งาน

1. เหมาะกับการใช้งานกับกรดและสารที่กัดกร่อนชนิดอื่นๆ ได้ เพราะสามารถเลือกใช้วัสดุบรรจุเป็น เซรามิก (Ceramic) หรือวัสดุที่ต้านทานการกัดกร่อนได้
2. เหมาะกับการใช้งานกับวัสดุที่มีความว่องไวต่อการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ เพราะจะมีของเหลวตกค้างอยู่ในหอน้อย ซึ่งจัดว่าเป็นข้อได้เปรียบเมื่อเทียบกับหอบประเภทอื่น
3. ภายในหอบ ของเหลวจะเปลี่ยนเป็นฟองและสัมผัสกับไอน้ำมากยิ่งขึ้น
4. วัสดุบรรจุจะให้ค่าประสิทธิภาพ และค่าความดันลดที่เหมาะสม

## 2.5 เงื่อนไขที่หอบรรจุมิเอื่ออำนวยความสะดวกการใช้งานเมื่อเทียบกับหอประเภทชั้น

1. หอประเภทชั้น จะสามารถถอดทำความสะอาดได้ง่ายกว่า หอประเภทบรรจุ
2. วัสดุบรรจุจำนวนหนึ่งอาจสูญหาย หรือแตกหักได้ง่ายในระหว่างที่ทำการบรรจุเข้าไปภายในหอ หรืออาจได้รับความเสียหายจากการขยายตัวและหดตัวของอุณหภูมิ
3. หอประเภทชั้นมีความสามารถในการจัดการกับวัตถุดิบปริมาณมากได้ดีกว่า หอประเภทบรรจุ เพราะสามารถสร้างให้มีขนาดใหญ่มากๆ ได้
4. หอประเภทบรรจุไม่เหมาะสมกับการใช้งานที่อัตราการป้อนของเหลวต่ำๆ เพราะจะเป็นการลดประสิทธิภาพในการสัมผัสกันระหว่างเฟสไอกับเฟสของเหลวลง



### บทที่ 3

## การกลั่นและทฤษฎีการคำนวณ

ในบทนี้จะกล่าวถึง ทฤษฎีการคำนวณการกลั่น ในลักษณะของการคำนวณแบบจำลองแบบ สมดุล (Equilibrium based model) หลังจากนั้นจะกล่าวถึง วิธีการคำนวณในลักษณะแบบจำลอง แบบอัตราเร็ว (Rate based model) เนื่องจาก หอกกลั่นประเภทบรจนั้น มีปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้น ภายในหอ ซึ่งถูกกำหนดด้วยอัตราการถ่ายเทมวลสาร ระหว่างเฟสไอและเฟสของเหลว

### 3.1 ทฤษฎีการกลั่นแบบสมดุล [1]

เมื่อพิจารณาการดุลมวลทั้งหมด (Overall balance) ของทั้งหอกกลั่น อาจพิจารณาระบบ 2 องค์ประกอบ (Binary System) ได้ดังนี้

#### 3.1.1 สมการดุลวัสดุ (Material balance)

สมการดุลรวม (Total balance) เขียนเป็นสมการได้ดังนี้

$$F = D + B \quad \dots(3.1)$$

เมื่อ  $F$  : อัตราการไหลของสายป้อน (kmol/hr)

$D$  : อัตราการไหลของสายการกลั่น (kmol/hr)

$B$  : อัตราการไหลของสายกันหอ (kmol/hr)

และสมการดุลขององค์ประกอบ A (Species balance) เขียนได้ดังนี้

$$F x_{A,F} = D x_{A,D} + B x_{A,B} \quad \dots(3.2)$$

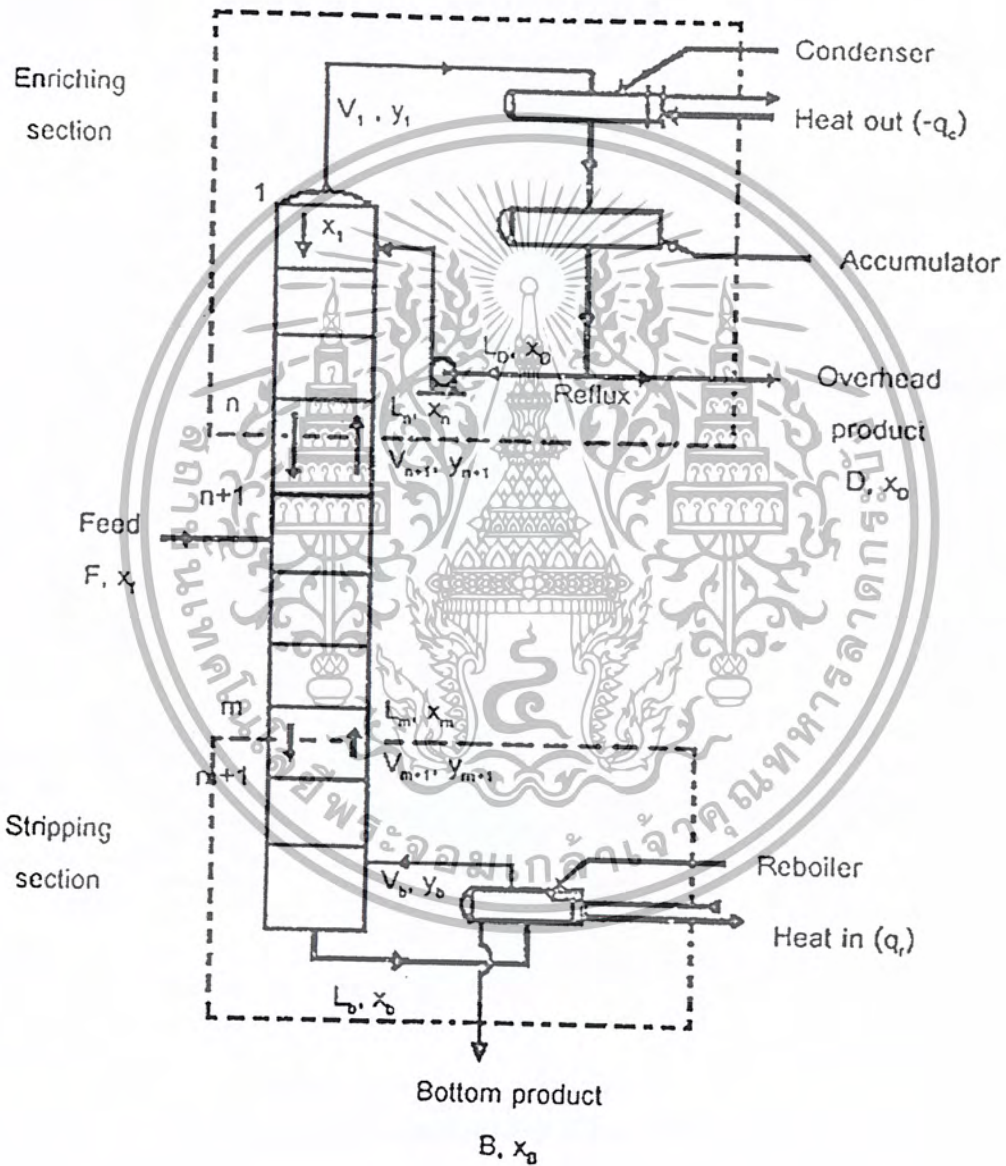
เมื่อ  $x_{A,F}$  : อัตราส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบ A ในสายป้อน

$x_{A,D}$  : อัตราส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบ A ในสายการกลั่น

$x_{A,B}$  : อัตราส่วนเชิงโมลขององค์ประกอบ A ในสายกันหอ

3.1.2 เส้นปฏิบัติการ (Operating line)

การทำดุลมวลสารในหอกลั่น เมื่อพิจารณาเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนบนและส่วนล่างของหอกลั่น สามารถทำได้ดังแสดงในรูปที่ 3.1 เพื่อเขียนเป็นสมการเส้นปฏิบัติการได้ดังนี้



รูปที่ 3.1 การดุลมวลสารสำหรับการกลั่นลำดับส่วนอย่างต่อเนื่อง [1, 2]

ให้  $X_n$  และ  $L_n$  คือสัดส่วนเชิงโมล และอัตราการไหลของของเหลวที่ไหลออกจากชั้นที่  $n$  นับจากยอดหอกลั่นลงมา ให้  $y_{n+1}$  และ  $V_{n+1}$  คือส่วนประกอบและอัตราการไหลของไอที่ลอยตัวมาจากชั้นที่  $n+1$  จะได้เส้นปฏิบัติการของช่วงเพิ่มความเข้มข้น (Enriching section) ดังสมการต่อไปนี้

$$V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + D x_D \quad \text{.....(3.3)}$$

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{D}{V_{n+1}} x_D \quad \text{.....(3.4)}$$

ถ้าให้  $L$  และ  $V$  มีค่าคงที่ หรือเป็น Equimolal counter diffusion จะได้ว่า

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D}{L_n + D} x_D \quad \text{.....(3.5)}$$

ถ้าให้อัตราส่วนการป้อนกลับ (Reflux ratio) คือ  $R = L/D$  แล้วแทนลงในสมการที่ 3.5 จะได้

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{1}{R+1} x_D \quad \text{.....(3.6)}$$

ในทำนองเดียวกันให้  $y_{m+1}$ ,  $V_{m+1}$  คือส่วนประกอบและอัตราส่วนการไหลของไอที่ลอยขึ้นจากชั้น  $m+1$  และให้  $x_m$ ,  $L_m$  คือส่วนประกอบ และอัตราการไหลของของเหลวที่ไหลลงมาจากชั้นที่  $m$  จะได้เส้นปฏิบัติการของช่วงไล่สารระเหยง่าย (Stripping section) ดังสมการต่อไปนี้

$$V_{m+1} y_{m+1} = L_m x_m + B x_B \quad \text{.....(3.7)}$$

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} x_m + \frac{B}{V_{m+1}} x_B \quad \text{.....(3.8)}$$

และ

$$V_{m+1} = L_m - B \quad \text{.....(3.9)}$$

สมการเส้นปฏิบัติการทั้งสองช่วงนี้สามารถเขียนได้ดังแสดงในรูปที่ 3.2

### 3.1.3 เส้น q (q-line)

ถ้าสารป้อน 1 โมล มีสัดส่วนของเหลว q และสัดส่วนไอ 1-q เมื่อ  $0 \leq q \leq 1$  จะได้ ความสัมพันธ์ของสมการ

$$L_m = L_n + qF \quad \text{.....(3.10)}$$

และ

$$V_n = V_m - (1-q)F \quad \text{.....(3.11)}$$

จุดตัดของเส้นปฏิบัติการของช่วงเพิ่มความเข้มข้นกับเส้นปฏิบัติการของช่วงไล่สารระเหยง่าย บนกราฟ xy หาได้จากการเขียนสมการใหม่จากสมการที่ 3.3 และสมการที่ 3.7 โดยเมื่อนำเอา สัมประสิทธิ์ของ x ออก จะได้

$$V_n y = L_n x + Dx_0 \quad \text{.....(3.12)}$$

และ

$$V_m y = L_m x + Bx_b \quad \text{.....(3.13)}$$

นำสมการที่ 3.12 และสมการที่ 3.13 มาลบกัน จะได้

$$(V_m - V_n)y = (L_m - L_n)x - (Dx_0 + Bx_b) \quad \text{.....(3.14)}$$

แทนสมการที่ 3.2, 3.10 และ 3.11 ในสมการที่ 3.14 จะได้เส้น q คือเส้นตรง ที่แสดงได้ด้วย สมการ

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad \text{.....(3.15)}$$

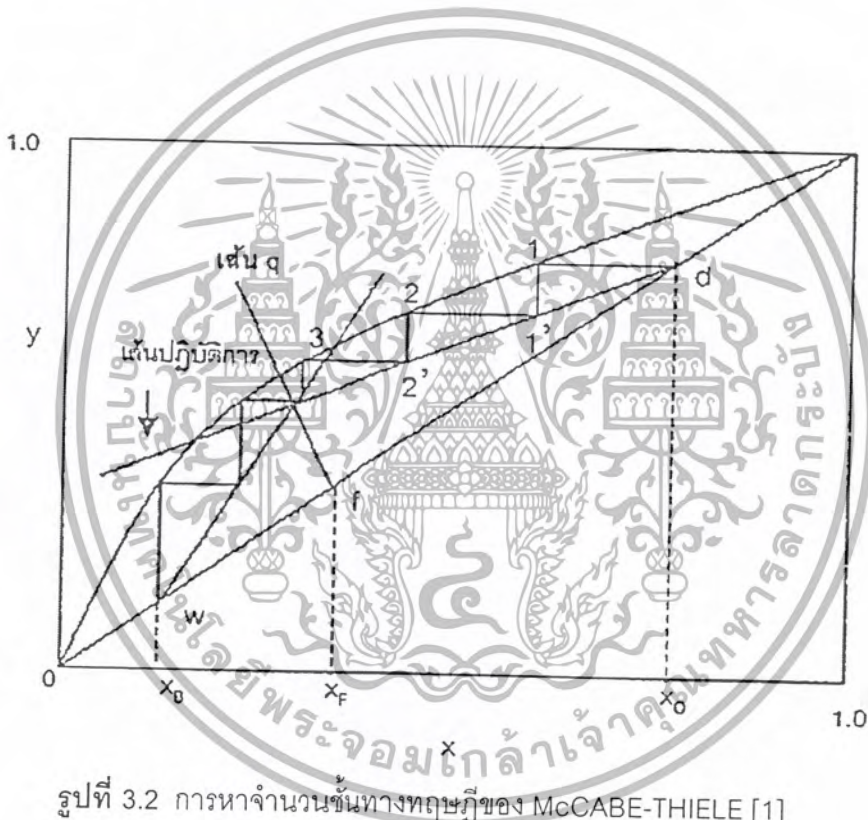
หรือ

$$x_F = qx + 1(1-q)y \quad \text{.....(3.16)}$$

ในทางปฏิบัติควรจะทำให้ค่าของ x บนจุดตัดระหว่างเส้น q กับเส้นปฏิบัติการมีค่าใกล้เคียง กันมากที่สุดกับส่วนประกอบของของเหลวบนชั้นที่ป้อนสารเข้า ความชันของเส้น q จะขึ้นอยู่กับ คุณสมบัติของสารป้อน

### 3.1.4 การหาจำนวนชั้นทางทฤษฎี โดยวิธีการของ McCabe-Thiele

ในการหาชั้นทางทฤษฎีในหอกลั่น ที่มีแบบจำลองแบบสมดุลได้แสดงในรูปที่ 3.2 ให้พล็อตเส้นสมดุลของไอและของเหลวบนกราฟ  $x$ - $y$  แล้วลงจุด  $d$ ,  $f$ ,  $w$  บนเส้นทแยงมุมเพื่อแทนตำแหน่งของความเข้มข้น  $x_D$ ,  $x_F$ ,  $x_B$  ตามลำดับ โดยอาศัยสมการ 3.6, 3.15 ลากเส้นตรง แสดงเส้นปฏิบัติการของช่วงเพิ่มความเข้มข้นของช่วงการไล่การระเหยง่ายและเส้น  $q$  ตามลำดับ หลังจากนั้นลากเส้นปฏิบัติการในช่วงไล่สารระเหยง่าย โดยลากจากจุด  $w$  ไปพบจุดตัดของเส้นปฏิบัติการของช่วงเพิ่มความเข้มข้น และ เส้น  $q$

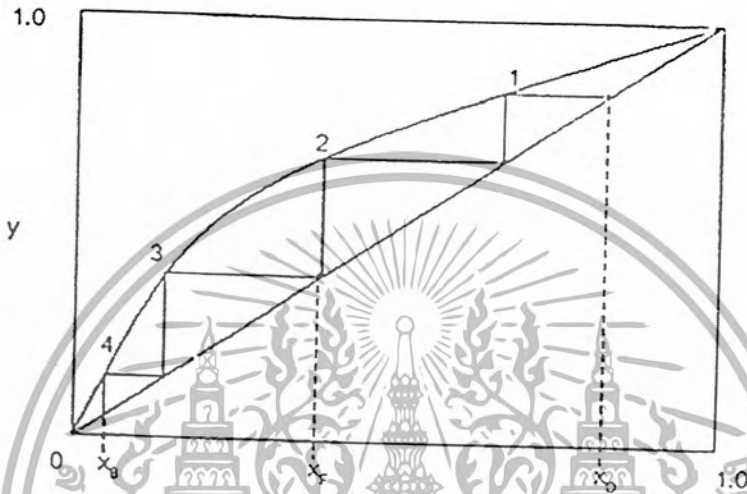


รูปที่ 3.2 การหาจำนวนชั้นทางทฤษฎีของ McCabe-Thiele [1]

จากจุด  $d$  ลากเส้นระดับตัดกับเส้นสมดุลที่จุดที่ 1 จากนั้นลากเส้นตั้งตัดเส้นปฏิบัติการที่จุด  $1'$  จากจุด  $1'$  ลากเส้นระดับ ตัดเส้นสมดุลที่จุด 2 ทำดังนี้เรื่อยไปจนเลยจุด  $w$  ให้นับชั้นที่ป้อน สายป้อนรวมอยู่ในช่วงเพิ่มความเข้มข้นซึ่งมีจำนวน  $n$  ชั้น และให้ชั้นของช่วงไล่สารระเหยง่ายมีจำนวน  $m$  ชั้น จะได้ว่าจำนวนชั้นในทางทฤษฎีทั้งสิ้นเป็น  $n+m$  ชั้น

### 3.1.5 จำนวนชั้นทางทฤษฎีที่น้อยที่สุด (Minimum theoretical stages)

ในกรณีที่อัตราส่วนป้อนกลับมีค่ามหาศาลไม่จำกัด ถ้าใช้วิธีเขียนกราฟของ McCabe-THIELE เส้นปฏิบัติการจะกลายเป็นเส้นทแยงมุม ซึ่งจะได้จำนวนชั้นทางทฤษฎีที่น้อยที่สุด ดังรูปที่ 3.3



รูปที่ 3.3 การหาจำนวนชั้นทางทฤษฎีที่น้อยที่สุด [1]

### 3.1.6 อัตราส่วนป้อนกลับน้อยที่สุด (Minimum reflux ratio, $R_m$ )

กรณีที่จำนวนชั้น มีมหาศาลไม่จำกัด ถ้าใช้วิธีเขียนกราฟของ McCabe-THIELE จะได้จุดตัดของเส้นปฏิบัติการกับเส้น  $q$  อยู่บนเส้นสมดุลพอดี อัตราส่วนป้อนกลับในกรณีนี้ เรียกว่า อัตราส่วนป้อนกลับน้อยที่สุด ซึ่งสามารถหาค่าได้จากรูปที่ 3.4 ดังนี้

$$\begin{aligned} \frac{\Delta y}{\Delta x} &= \frac{x_D - y_c}{x_D - x_c} = \frac{x_D - \frac{x_D}{R_m + 1}}{x_D} = 1 - \frac{1}{R_m + 1} \\ &= \frac{R_m + 1 - 1}{R_m + 1} = \frac{R_m}{R_m + 1} \end{aligned}$$

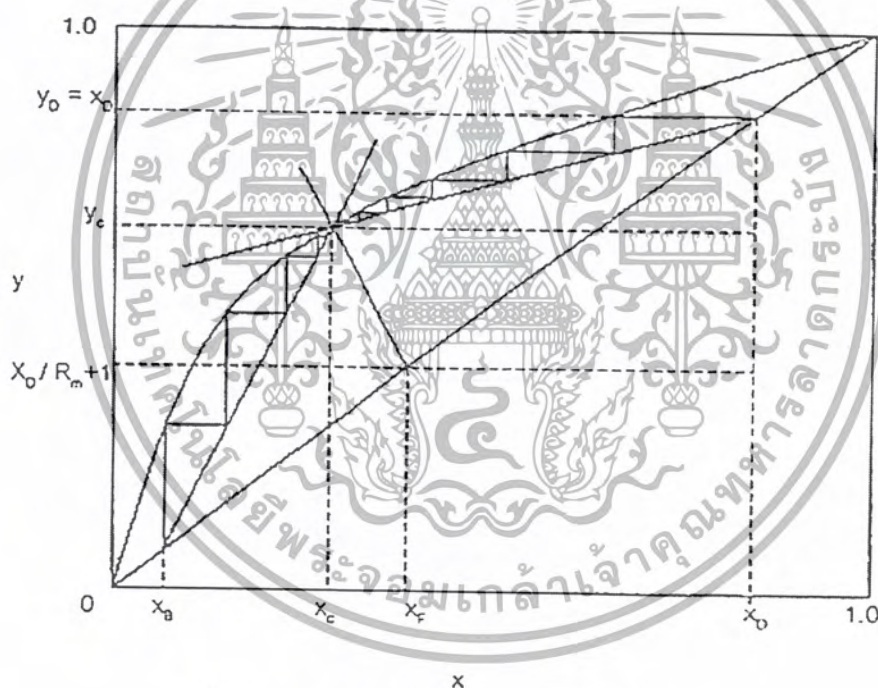
เพราะฉะนั้นจะได้

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{x_D - y_c}{x_D - x_c} \quad \dots(3.17)$$

เมื่อ  $x_c$  : อัตราส่วนเชิงโมลของของเหลวที่จุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้ง 2 กับเส้นสมดุล

$y_c$  : อัตราส่วนเชิงโมลของไอที่จุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้ง 2 กับเส้นสมดุล

ในกรณีที่เส้นสมดุลมีรูปร่างคดงอลต่ำ  $R_m$  ก็คือความชัน (slope) ของเส้นตรงที่ลากจากจุด d (รูปที่ 3.2) มาสัมผัสกับเส้นสมดุลพอดี



รูปที่ 3.4 การหาอัตราส่วนป้อนกลับน้อยที่สุด [1]

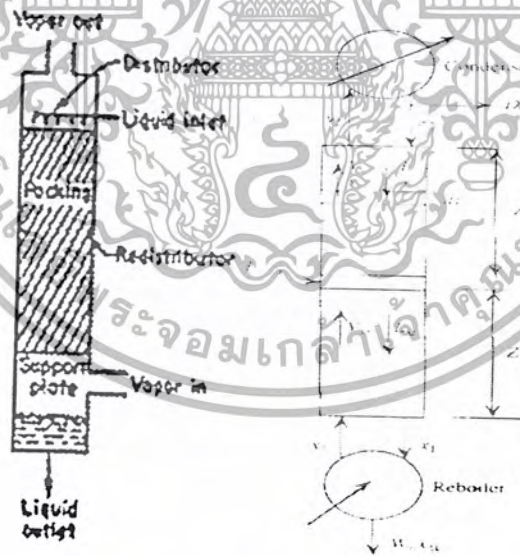
ซึ่งค่าอัตราส่วนป้อนกลับที่เราใช้จริงจะประมาณ 1.2 ถึง 1.5 เท่าของอัตราส่วนป้อนกลับน้อยที่สุด

### 3.2 การออกแบบหอกลั่นประเภทบรรจุ [3, 4, 5]

#### 3.2.1 ความสูงของหอกลั่นประเภทบรรจุ

หอกลั่นประเภทบรรจุ เป็นอุปกรณ์ซึ่งทำให้ไอและของเหลวสัมผัสกันบนพื้นผิวของวัสดุบรรจุ ซึ่งทำให้เกิดกระบวนการกลั่นอย่างต่อเนื่องคือค่อยเป็นค่อยไปตลอดความสูงของหอกลั่น กระบวนการดังกล่าวต่างจากปรากฏการณ์ในหอกลั่นประเภทชั้น โดยส่วนประกอบ A ในเฟสหนึ่งจะถ่ายเทไปยังอีกเฟสหนึ่งตลอดความยาวของหอ ขณะที่ของไหลผ่านหอ ดังนั้นอัตราการไหล และความเข้มข้นของสาร A ในทั้งสองเฟส จะเปลี่ยนแปลงตลอดความยาวของหอ ดังนั้นในการออกแบบหอกลั่นประเภทบรรจุ เราจะพิจารณาในส่วนย่อยของหอก่อน และทำการอินทิเกรตเพื่อจะได้ค่าความสูงของหอทั้งหมดเพื่อป้องกันการล้นเกี่ยวกับทิศทางการไหลของสาร จะทำการกำหนดดังนี้

1. การถ่ายเทมวลสารจากเฟส L ไปยังเฟส V ถือว่าเป็นบวก (นั่นคือกระบวนการดึงสารออกจากของเหลว)
2. การอินทิเกรตสมการที่จะตั้งขึ้นจะอินทิเกรตจากคานหอ ไปยังยอดหอ
3. เฟสที่ไหลขึ้นภายในหอเป็นเฟส V ตรงกันข้ามเฟสที่ไหลลงให้เป็นเฟส L



รูปที่ 3.5 หอเห็บคบรรจุ [5, 6]

การคำนวณความสูงของหอกลับประเภทบรรจุ นิยมใช้ค่า HETP ซึ่งหมายถึงความสูงเทียบเท่าหนึ่งชั้นทางทฤษฎี  
 HETP นิยามได้โดย

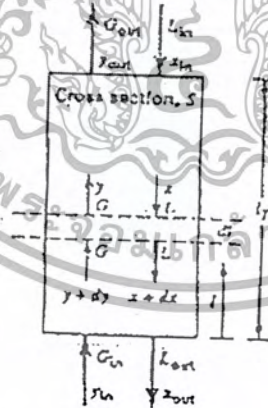
$$HETP = \frac{Z}{NTP} \quad \dots(3.18)$$

HETP : ความสูงเทียบเท่าหนึ่งชั้นทางทฤษฎี (Height equivalent to a theoretical plate) (m)

Z : ความสูงของชั้นวัสดุ (m)

NTP : จำนวนชั้นทางทฤษฎี (Numbers of theoretical plate)

การถ่ายเทมวลของสารละลายระหว่างไอกับของเหลวจะใช้ทฤษฎีสองความต้านทาน ซึ่งจะเป็นไปตามรูปที่ 3.6 โดยสมมติให้ที่ Interface อยู่ในสถานะสมดุล การหาความสูงของหอพิจารณาได้ดังนี้จากรูปที่ 3.6



รูปที่ 3.6 Differential contact in a countercurrent-flow packed column [4]

สมการดุลมวลของสาร (Material balance) คือ

$$-GSdy = K_y a(y - y^*)S \, dl \quad \dots(3.19)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
 ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ทำการ Integrate

$$\frac{K_y a}{G} \int_0^{Z_T} dZ = \frac{K_y a Z_T}{G} = - \int_{y_m}^{y^*} \frac{dy}{y - y^*} \quad \dots(3.20)$$

ทำการคำนวณต่อ

$$Z_T = \frac{G}{K_y a S} \int_{y_m}^{y^*} \frac{1}{y - y^*} dy \quad \dots(3.21)$$

ดังนั้น

$$Z_R = \frac{G}{K_y a S} \int_{y^*}^{y_n} \frac{1}{y - y^*} dy \quad \dots(3.22)$$

$$Z_S = \frac{L_s}{K_x a S} \int_{x^*}^{x^*} \frac{1}{x - x^*} dx \quad \dots(3.23)$$

เมื่อ

- G : อัตราไหลเชิงโมลของไอต่อหน่วยพื้นที่หน้าตัดของหอ (kmol/(h)(m<sup>2</sup>))
- L<sub>s</sub> : อัตราไหลเชิงโมลของของเหลวต่อหน่วยพื้นที่หน้าตัดของหอ (kmol/(h)(m<sup>2</sup>))
- K<sub>y</sub>a : สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมเชิงปริมาตรบนฐานของความเข้มข้นในเฟสไอ(kmol/(h)(m<sup>3</sup>))
- K<sub>x</sub>a : สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมเชิงปริมาตรบนฐานของความเข้มข้นในเฟสของเหลว (kmol/(h)(m<sup>3</sup>))
- S : พื้นที่หน้าตัดของหอ (m<sup>2</sup>)
- Z<sub>T</sub> : ความสูงรวมของหอ (m)
- Z<sub>R</sub> : ความสูงของหอสำหรับส่วนเพิ่มความเข้มข้น (m)
- Z<sub>S</sub> : ความสูงของหอสำหรับส่วนไล่สารระเหยง่าย (m)
- y : สัดส่วนโมลในเฟสไอซึ่งอยู่บนเส้นสมดุล
- y\* : สัดส่วนโมลในเฟสไอซึ่งอยู่ในภาวะสมดุลกับสัดส่วนโมลในเฟสของเหลว
- x : สัดส่วนโมลในเฟสของเหลวซึ่งอยู่บนเส้นสมดุล
- x\* : สัดส่วนโมลในเฟสของเหลวซึ่งอยู่ในภาวะสมดุลกับสัดส่วนโมลในเฟสไอ

### 3.3 การถ่ายเทมวลระหว่างเฟส (Interphase mass transfer) [7]

#### 3.3.1 ทฤษฎีสองความต้านทาน (Two-resistance theory)

ทฤษฎีสองความต้านทานเป็นทฤษฎีที่ใช้อธิบายกลไกการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสว่าประกอบด้วยสามขั้นตอนคือ

1. การถ่ายเทมวลจากในเฟสหนึ่งไปยังผิวระหว่างเฟส
2. การถ่ายเทข้ามผิวระหว่างเฟสและ
3. การถ่ายเทไปยังภายในเฟสที่สอง

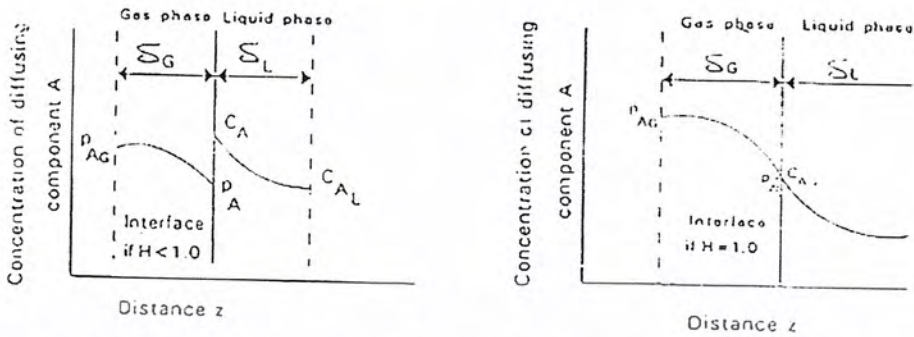
ข้อสมมุติของทฤษฎีสองความต้านทานคือ อัตราการถ่ายเทมวลระหว่างเฟสถูกควบคุมโดยการแพร่ผ่านแต่ละเฟส และไม่มี ความต้านทานในการถ่ายเทมวลข้ามผิวระหว่างเฟส

รูป 3.7 แสดงการถ่ายเทของค้ประกอบ A จากก๊าซเฟสไปยังเฟสของเหลว เนื่องจากมีผลต่าง ความเข้มข้นโดย

$$\begin{aligned}
 P_{A,G} \cdot C_{A,L} &= \text{ความเข้มข้นรวมในเฟสก๊าซและของเหลว} \\
 P_{A,L} \cdot C_{A,G} &= \text{ความเข้มข้นที่ผิวระหว่างเฟส} \\
 \delta_G \cdot \delta_L &= \text{ความหนาของชั้นขอบเขต, หรือที่ล้ความต้านทานต่อการถ่ายเท} \\
 &\quad \text{มวลด้านเฟสก๊าซและของเหลว ตามลำดับ}
 \end{aligned}$$

จากทฤษฎีสองความต้านทานที่กล่าวว่าไม่มี ความต้านทานในการถ่ายเทมวลข้ามผิวระหว่างเฟส แสดงว่า  $P_{A,L} \cdot C_{A,L}$  คือความเข้มข้นที่สมมูล  $P_A$  อาจมีค่าตัวเลขมากกว่า น้อยกว่า หรือเท่ากับ  $C_{A,L}$  ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับความสัมพันธ์ที่สภาวะนั้น รูปแสดงกรณีที่เราคิดว่าที่เฮนรี่น้อยกว่า และเท่ากับหนึ่ง เมื่อความสัมพันธ์ที่สมมูลเป็นไปตามกฎของเฮนรี่ จากรูป  $C_{A,L} < C_{A,G} \cdot P_{A,L} < P_{A,G}$  เพราะเป็นการถ่ายเทมวลจากก๊าซเฟสไปยังเฟสของเหลว ในทำนองเดียวกันการถ่ายเทมวลจากเฟสของเหลวไปยังก๊าซเฟส จะได้ว่า  $C_{A,L} > C_{A,G} \cdot P_{A,L} > P_{A,G}$

จากขั้นตอนการถ่ายเทมวลซึ่งเสนอโดยทฤษฎีสองความต้านทาน จะเห็นว่าความต้านทานของการถ่ายเทมวลจะเป็นผลบวกของความต้านทานย่อยในแต่ละเฟส ไม่คิดความต้านทานที่ผิวระหว่างเฟสโดยสามารถแสดงค่าความต้านทานเหล่านี้ในรูปของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล



รูปที่ 3.7 เกรเดียนต์ความเข้มข้นระหว่างสองเฟสในการถ่ายเทมวลจากก๊าซเฟสไปยังเฟสของเหลว [7]

3.3.2 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลย่อย (Individual mass-transfer coefficients)

การถ่ายเทมวลระหว่างเฟสในทิศทาง Z ที่สภาวะคงตัวสามารถเขียนสมการของฟลักซ์สำหรับแต่ละด้านของผิวระหว่างเฟส ดังนี้

$$N_{A,z} = k_G (P_{A,G} - P_{A,i}) \dots (3.24)$$

และ

$$N_{A,z} = k_L (C_{A,i} - C_{A,L}) \dots (3.25)$$

$k_G$  คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในก๊าซเฟส  $k_L$  คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในเฟสของเหลว  $P_{A,G} - P_{A,i}$  คือ แรงขับเคลื่อนในการถ่ายเทมวล จากภายในก๊าซเฟสมายังผิวระหว่างเฟสและ  $C_{A,i} - C_{A,L}$  เป็นแรงขับเคลื่อนที่ทำให้ A ถ่ายเทจากผิวระหว่างเฟสมาภายในเฟสของเหลวเมื่อเป็นการถ่ายเทมวลจากก๊าซเฟสไปยังของเหลว

ที่สภาวะคงตัวฟลักซ์ในแต่ละเฟสย่อมเท่ากัน ดังนั้นจากสมการ (3.24) และ (3.25)

$$N_{A,z} = k_G (P_{A,G} - P_{A,i}) = -k_L (C_{A,L} - C_{A,i})$$

จัดรูปสมการเป็นอัตราส่วนของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลได้ดังนี้

$$\frac{k_L}{k_G} = \frac{P_{A,G} - P_{A,i}}{C_{A,L} - C_{A,i}}$$

ความสำคัญของอัตราส่วน  $-k_L / k_G$  แสดงในรูป 3.8 จุด O แสดงความเข้มข้นภายในทั้งสองเฟสที่จุดหรือระนาบหนึ่งในระบบหรืออุปกรณ์ถ่ายเทมวล (ความเข้มข้นของแต่ละจุดในระบบย่อมแตกต่างกันไป) ถ้าลากเส้นตรงซึ่งมีความลาดชัน  $-k_L / k_G$  มาสัมผัสเส้นโค้งสมดุล จุดสัมผัส  $P_{A,i}$ ,  $C_{A,L}$  คือ ความเข้มข้นที่ผิวระหว่างเฟสหรือความเข้มข้นที่สมดุลนั่นเอง

อาจเรียก  $k_G$ ,  $k_L$  ว่าเป็นสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลย่อย เพราะเป็นค่าที่ระบุเฉพาะเฟสใดเฟสหนึ่ง สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลย่อยอาจมีสัญลักษณ์และหน่วยต่างๆ กัน ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับแรงขับเคลื่อนเฟสและชนิดของระบบการถ่ายเทมวล

### 3.3.3 สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวม (Overall mass-transfer coefficients)

การคำนวณฟลักซ์โดยใช้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลย่อยตามสมการ 3.24 และ 3.25 จำเป็นต้องทราบค่าความเข้มข้นที่สมดุล (ผิวหน้าเฟส)  $P_{A,i}$ ,  $C_{A,i}$  ซึ่งไม่สามารถวัดได้ง่ายนัก วิธีการที่ง่ายกว่า คือ การใช้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวม (overall mass-transfer coefficients) และแรงดันที่คำนวณจากความเข้มข้นรวมในทั้งสองเฟส ( $P_{A,G}$ ,  $C_{A,L}$ ) และเขียนสมการของฟลักซ์ดังต่อไปนี้

$$N_A = K_G (P_{A,G} - P_A^*) \quad \dots (3.26)$$

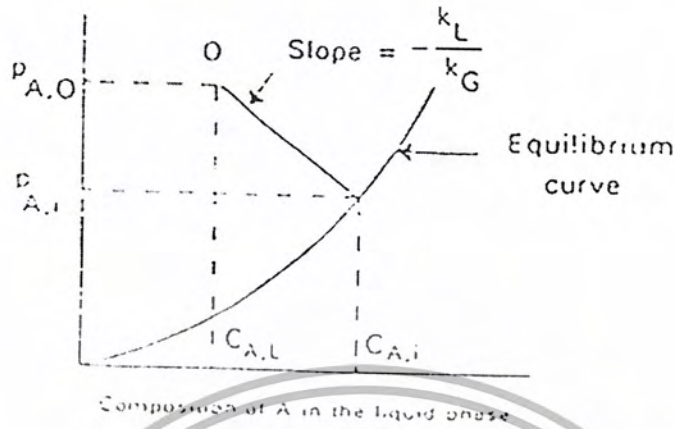
หรือ

$$N_A = K_L (C_A - C_{A,L}^*) \quad \dots (3.27)$$

$P_A^*$  คือ ความดันย่อยของ A ซึ่งอยู่ในสมดุลกับความเข้มข้นรวมในเฟสของเหลว ( $C_{A,L}$ )

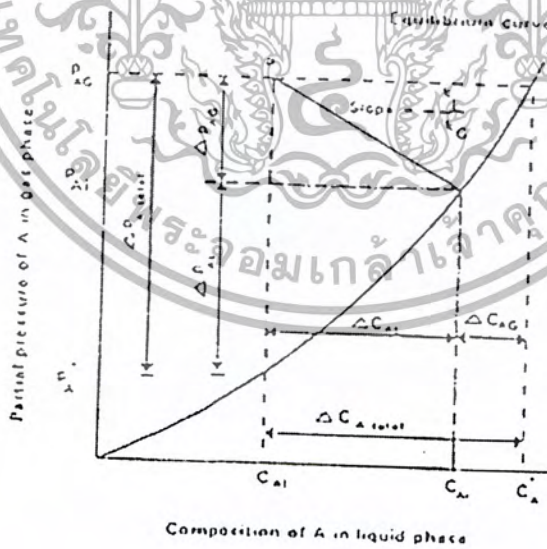
$C_A^*$  คือ ความเข้มข้นของ A ที่อยู่ในสมดุลกับ  $P_{A,G}$

$K_G$  คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวม คำนวณจากแรงขับเคลื่อนซึ่งเป็นผลต่างของความดันย่อยมีหน่วยเป็นจำนวนโมลที่ถ่ายเท / (เวลา) (พ.ท.ผิวสัมผัส) (ความเข้มข้น  $\Delta P_A$ )



รูปที่ 3.8 การหาค่าความเข้มข้นที่ผิวระนาบเฟส โดยใช้ทฤษฎีสองความต้านทาน [7]

$K_L$  คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมคำนวณจากแรงดันซึ่งเป็นผลต่างของความเข้มข้นในเฟสของเหลว มีหน่วยเป็นจำนวนโมลที่ถ่ายเท  $\Delta$  (เวลา) (พ.ท.ผิวสัมผัส) (ความเข้มข้น  $\Delta C_A$ ) รูป 3.9 แสดงค่าแรงขับเคลื่อนที่เกี่ยวข้อง เมื่อมีการถ่ายเทมวลจากก๊าซไปยังเฟสของเหลว



รูปที่ 3.9 แรงดันในการถ่ายเทมวล / ทฤษฎีสองความต้านทาน ในการถ่ายเทมวลจากก๊าซไปยังเฟสของเหลว [7]

จากรูป 3.9 แรงขับเคลื่อนรวมในแต่ละเฟสเป็นผลบวกของแรงดันย่อยตามสมการต่อไปนี้

$$\Delta P_{A \text{ total}} = \Delta P_{A,G} + \Delta P_{A,L} = (P_{A,G} - P_{A,i}) + (P_{A,i} - P_A^*)$$

$$\Delta c_{A \text{ total}} = \Delta c_{A,G} + \Delta c_{A,L} = (c_A^* - c_{A,i}) + (c_{A,i} - c_{A,L})$$

และเนื่องจากความต้านทานต่อการถ่ายเทมวลแปรผกผันกับ สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลจึงหาอัตราส่วนความต้านทานต่อการถ่ายเทมวลได้จากแรงขับเคลื่อนดังนี้

$$\text{ความต้านทานในก๊าซเฟส / ความต้านทานรวมในสองเฟส} = \frac{\Delta P_{A,G}}{\Delta P_{A \text{ total}}} = \frac{1/k_G}{1/K_G} \dots\dots(3.28)$$

$$\text{ความต้านทานในเฟสของเหลว / ความต้านทานรวมในสองเฟส} = \frac{\Delta c_{A,G}}{\Delta c_{A \text{ total}}} = \frac{1/k_L}{1/K_L} \dots\dots(3.29)$$

ความสัมพันธ์ระหว่างสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวม และสัมประสิทธิ์ย่อยสามารถหาได้ เมื่อทราบความสัมพันธ์ที่สมดุล เช่น ถ้าความสัมพันธ์ดังกล่าวเป็นเส้นตรงในกรณีของกฎของเฮนรีจะได้ว่า

$$P_A = m c_A \dots\dots(3.30)$$

สมการ (3.30) คือ สภาวะที่สารละลายเฉื่อย โดย  $m$  คือค่าคงที่เฮนรี นอกจากนี้จากรูป 3.9 ยังแสดงให้เห็นว่าความเข้มข้นในทั้งสองเฟสที่มีความสัมพันธ์กันตามสมดุลคือ

$$P_{A,G} = m c_A^*$$

$$P_A^* = m c_{A,L}$$

$$P_{A,i} = m c_{A,i}$$

จากสมการ (3.26)

$$\frac{1}{K_G} = \frac{P_{A,G} - P_A^*}{N_{A,z}} = \frac{P_{A,G} - P_{A,i}}{N_{A,z}} + \frac{P_{A,i} - P_A^*}{N_{A,z}}$$

$$\frac{1}{K_G} = \frac{P_{A,G} - P_{A,i}}{N_{A,z}} + \frac{m(c_{A,i} - c_{A,L})}{N_{A,z}} \dots\dots(3.31)$$

แทนค่าสมการ (3.24) (3.25) ในสมการ (3.31) จะได้ว่า

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L} \tag{3.32}$$

ในทำนองเดียวกัน จะได้ความสัมพันธ์ของ  $K_L$  ว่า

$$\frac{1}{K_L} = \frac{C_A - C_{A,L}}{N_{A,z}} = \frac{(P_{A,G} - P_{A,i})}{mN_{A,z}} + \frac{(C_{A,i} - C_{A,L})}{N_{A,z}}$$

หรือ

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{mk_G} + \frac{1}{k_L} \tag{3.33}$$

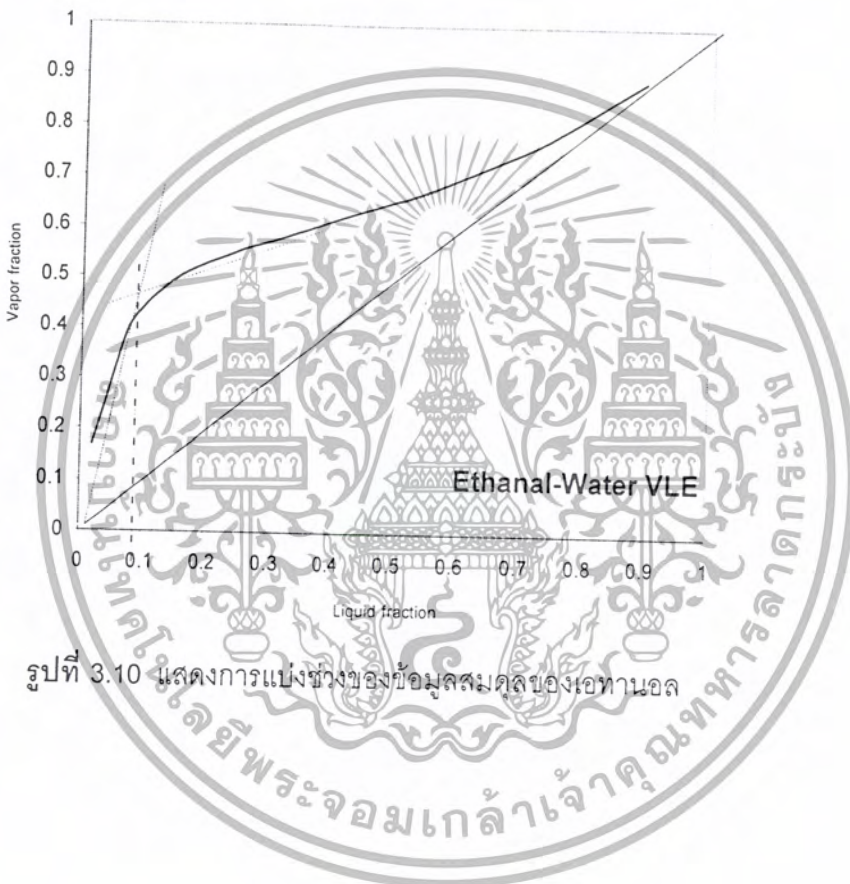
เมื่อใช้ความสัมพันธ์ในสมการ (3.32) และ (3.33) ในการหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลซึ่งมีความสำคัญในการหาค่าสัมประสิทธิ์ ( $k_c$ ) ที่อยู่ในรูป Sherwood numbers ทั้งในเฟสแก๊สและของเหลว สามารถใช้ความสัมพันธ์ต่อไปนี้ในการเปลี่ยนค่าสัมประสิทธิ์ที่ต่างกันได้

เฟสแก๊ส  $k_y = k_g P = k_c \frac{P}{RT}$  .....(3.34)

เฟสของเหลว  $k_x = k_c c = k_c \frac{P_L}{Mw}$  .....(3.35)

เมื่อพิจารณาข้อมูลสมมูลของเอทิลแอลกอฮอล์ ดังกราฟในรูปที่ 3.10 พบว่าสามารถแบ่งข้อมูลสมมูลออกได้เป็นสองช่วง คือ ช่วงที่มีความชันมากและช่วงที่มีความชันน้อย โดยค่าที่แบ่งระหว่างสองช่วงนี้คือค่าสัดส่วนโมลในเฟสของเหลวเท่ากับ 0.16 นั่นคือจะเท่ากับความเข้มข้นของเอทิลแอลกอฮอล์ 20% โดยปริมาตร ฉะนั้น การทำวิจัยครั้งนี้จึงเลือกป้อนเอทิลแอลกอฮอล์ที่มีความเข้มข้นของแอลกอฮอล์เท่ากับ 20% โดยปริมาตรและใช้สมการ  $\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m}{k_L}$  คำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในเฟสแก๊ส ( $k_G$ ) สำหรับส่วนที่มีความชันน้อย ( $m \approx 0.498$ ) นั่นคือจะเป็นส่วนเพิ่มความเข้มข้นของหอซึ่งจะสามารถประมาณ  $\frac{1}{K_G} \approx \frac{1}{k_G}$  ในทำนองเดียวกันจะใช้สมการ

$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{mk_G} + \frac{1}{k_L}$  คำนวณหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในเฟสของเหลว( $k_L$ ) สำหรับส่วนที่มีความ  
 ชื้นมาก ( $m \approx 3.544$ ) ซึ่งก็คือส่วนไอสารละเหยง่ายของหอ นั่นคือจะสามารถประมาณค่า  $\frac{1}{K_L} \approx \frac{1}{k_L}$   
 ได้



รูปที่ 3.10 แสดงการแบ่งช่วงของข้อมูลสมดุลของเอทานอล

## บทที่ 4

### การถ่ายเทมวล

#### 4.1 สัมประสิทธิ์การแพร่ (Diffusion Coefficient) [7, 8]

สัมประสิทธิ์การแพร่ ซึ่งพบในสมการของฟิคมีหน่วยเป็นระยะทางกำลังสองหารด้วยเวลา สามารถแสดงได้จากสมการดังนี้

$$D_{AB} = \frac{-J_{A,z}}{dc_A/dz} = \frac{\left[ \frac{M}{L^2 t} \right]}{\left[ \frac{M/L^2}{M/L^2 \cdot 1/L} \right]} = \frac{L^2}{t}$$

จะเห็นว่าเป็นหน่วยเดียวกับความหนืดคิเนมาติก (kinematic viscosity) และสภาพการแพร่ความร้อน  $\alpha$  (Thermal diffusivity) ในระบบเอสไอ (SI) อาจจะใช้หน่วย  $\text{cm}^2/\text{s}$  หรือ  $\text{m}^2/\text{s}$  สัมประสิทธิ์การแพร่ของ A ใน B มีค่าเท่ากับ สัมประสิทธิ์การแพร่ของ B ใน A หรือ  $D_{AB} = D_{BA}$

ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ ความดัน และส่วนประกอบของระบบ ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่จากการทดลองของก๊าซ ของเหลว และของแข็ง ซึ่งลักษณะความสามารถในการเคลื่อนไหลที่ต่างกันของโมเลกุลทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซสูงกว่าของของเหลว และของของเหลวสูงกว่าของแข็ง ในกรณีที่ไม่สามารถหาค่าจากการทดลองได้ อาจจะต้องใช้วิธีคำนวณจากสมการกึ่งทฤษฎีหรือสมการเอ็มไพริคัล (Empirical equation)

##### 4.1.1 สัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซ (Gas mass diffusivity)

Fuller และคณะ ได้เสนอสมการเอ็มไพริคัล ซึ่งอยู่ในรูปที่สะดวก ซึ่งได้จากการรวบรวมผลการทดลอง และใช้ค่าปริมาตรอะตอม (ตาราง 4.1) ของแต่ละโมเลกุลของก๊าซมารวมกัน สมการนี้คือ

$$D_{AB} = \frac{1.0 \times 10^{-7} T^{1.75} (1/Mv_A + 1/Mv_B)^{1/2}}{P[(\sum v)_A^{1/3} + (\sum v)_B^{1/3}]^2} \quad \dots(4.1)$$

$D_{AB}$  มีหน่วย  $\text{m}^2/\text{s}$ , P คือความดัน (atm)

T = อุณหภูมิสัมบูรณ์ (K)

$\sum v$  = ผลบวกของปริมาตรอะตอมที่ประกอบเป็นก๊าซนั้นๆ หรือเป็นปริมาตรของสารที่มีสูตรโมเลกุลง่าย ๆ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.1 ปริมาตรอะตอมและปริมาตรของโมเลกุลสำหรับใช้กับสมการของ Fuller [7]

ปริมาตรอะตอม $v$			
C	16.5	aromatic ring	-20.2
H	1.98	heterocyclic ring	-20.2
O	5.48		
ปริมาตรของโมเลกุล $v$			
H <sub>2</sub>	7.07	Ar	16.1
H <sub>e</sub>	2.88	CO	18.9
N <sub>2</sub>	17.9	CO <sub>2</sub>	26.9
O <sub>2</sub>	16.6	H <sub>2</sub> O	12.7
air	20.1	NH <sub>3</sub>	14.9

#### 4.1.2 สัมประสิทธิ์การแพร่ของของเหลว (liquid mass diffusivity)

สัมประสิทธิ์การแพร่ของโมเลกุลในของเหลวต่ำกว่าของก๊าซมาก ทั้งนี้เพราะโมเลกุลของของเหลวอยู่กันหนาแน่นมากกว่า สัมประสิทธิ์การแพร่ของก๊าซจะมีความมากกว่าของเหลวประมาณ  $10^5$  เท่า แต่ค่า พลิกซ์ของก๊าซจะเร็วกว่าของเหลวประมาณ 100 เท่า เพราะระดับความเข้มข้นในของเหลวสูงกว่าในก๊าซอยู่มาก Wilke & Chang เสนอสมการสำหรับการแพร่ของสารที่ไม่ใช่ไอเล็กโตรไลต์และเป็นสารละลายเจือจาง

$$\frac{D_{AB}\mu_B}{T} = \frac{7.4 \times 10^{-8} (\Psi_B M_{w_B})^{1/2}}{V_A^{0.6}} \quad (4.2)$$

$D_{AB}$  = สัมประสิทธิ์การแพร่ของ A ในตัวทำละลาย B,  $\text{cm}^2/\text{s}$

$\mu_B$  = ความหนืดของสารละลาย, cP

$T$  = อุณหภูมิสัมบูรณ์, K

$M_{w_B}$  = น้ำหนักโมเลกุลตัวทำละลาย B

$V_A$  = ปริมาตรเชิงโมลของ A ที่จุดเดือดปกติ,  $\text{cm}^3/\text{g mole}$

$\Psi_B$  = ตัวแปร association ของตัวทำละลาย B

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เมื่อใช้สมการ (4.2) ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่อาจเบี่ยงเบน 10-15% เมื่อน้ำเป็นตัวทำละลาย และอาจเบี่ยงเบนถึง 25% ถ้าตัวทำละลายไม่ใช่ น้ำ

ตารางที่ 4.2 แสดงค่าปริมาตรเชิงโมลของสารประกอบบางชนิด สำหรับสารประกอบที่ไม่มีใน ตารางที่ 4.2 สามารถหาปริมาตรเชิงโมลได้ โดยใช้ค่าปริมาตรอะตอมของแต่ละธาตุบวกกันตามสูตร โมเลกุล (ดูตาราง 4.3) ยกเว้นพวกสารประกอบวงแหวน (ring compound) ค่าที่ได้จากการบวก ปริมาตรอะตอมตามสูตร

ตาราง 4.2 ปริมาตรเชิงโมลที่จุดเดือดปกติของสารประกอบบางชนิด [7]

สารประกอบ	ปริมาตร (cm <sup>3</sup> /g mole)	สารประกอบ	ปริมาตร (cm <sup>3</sup> /g mole)
Hydrogen, H <sub>2</sub>	14.3	Nitric Oxide, NO	23.6
Oxygen, O <sub>2</sub>	25.6	Nitrous Oxide, N <sub>2</sub> O	36.4
Nitrogen, N <sub>2</sub>	31.2	Ammonia, NH <sub>3</sub>	25.8
Air	29.9	Water, H <sub>2</sub> O	18.9
Carbon monoxide, CO	30.7	Hydrogen sulfide, H <sub>2</sub> S	32.9
Carbon dioxide, CO <sub>2</sub>	34.0	Bromine, Br <sub>2</sub>	53.2
Carbonyl sulfide, COS	51.5	Chlorine, Cl <sub>2</sub>	48.4
Sulfur dioxide, SO <sub>2</sub>	44.8	Iodine, I <sub>2</sub>	71.5

ตารางที่ 4.3 ปริมาตรอะตอมของธาตุบางชนิด [7]

ธาตุ	ปริมาตรอะตอม (cm <sup>3</sup> /g mole)	ธาตุ	ปริมาตรอะตอม (cm <sup>3</sup> /g mole)
Br	27.0	O	7.4
C	14.8	O (methyl esters)	9.1
Cl	21.6	O (methyl esters)	9.9
H	3.7	O (higher esters & ether)	11.0
I	37.0		
N	15.6	O (acids)	12.0
N (1° amines)	10.5	S	25.6
N (2° amines)	12.0		

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จะต้องลบด้วยค่าแก้ความผิดพลาด แล้วแต่ชนิดของสารประกอบดังนี้

สารประกอบวงแหวนสาม เช่น เอทิลีนออกไซด์	-6
สารประกอบวงแหวนสี่ เช่น ไซโคลบิวเทน	-8.5
สารประกอบวงแหวนห้า เช่น ฟิวแรน	-11.5
ไพรีดีน	-15.0
สารประกอบวงแหวนเบนซีน	-15
สารประกอบวงแหวนแนฟทาลีน	-30
สารประกอบวงแหวนแอนทราซีน	-47.5

สำหรับค่า  $\Psi$  ของตัวทำละลายละลายที่พบโดยทั่วไปมีดังนี้

ตัวทำละลาย	$\Psi_B$
น้ำ	2.26
เมทานอล (Methanol)	1.9
เอทานอล (Ethanol)	1.5
เบนซีน, อีเทอร์, เฮกเซนและตัวทำละลาย ซึ่งไม่ associate	1.0

นอกเหนือจากสมการ Wilke-Chang (1-38) Hayduk & Laudie ได้เสนอสมการสำหรับคำนวณสัมประสิทธิ์การแพร่ในสารละลาย (แก๊ส) ซึ่งไม่ใช่อิเล็กโตรไลต์เมื่อน้ำเป็นตัวทำละลาย

$$D_{AB} = 13.26 \times 10^{-5} \mu_B^{-1.14} V_A^{-0.589} \quad \dots(4.3)$$

## 4.2 การพามวล (Convective mass transfer) [7]

การพามวลเป็นการถ่ายเทมวลซึ่งเกิดขึ้นระหว่างของไหลซึ่งเคลื่อนที่ผ่านพื้นผิว หรือระหว่างของไหลเคลื่อนที่สองชนิดซึ่งไม่ละลายซึ่งกันและกัน การพามวลจึงขึ้นอยู่กับคุณสมบัติเกี่ยวกับการไหลและลักษณะทางพลศาสตร์ของของไหลซึ่งเคลื่อนที่

ในการพามวลสามารถจำแนกการไหลของของไหลเป็น 2 แบบ การที่ของไหลเคลื่อนที่/ไหลเพราะแรงกระทำนั้น โดยอาศัยปั๊มหรืออุปกรณ์นั้น เรียกกระบวนการนั้นว่า การพามวลแบบบังคับ (force convection) ส่วนการเคลื่อนที่ของของไหลเนื่องจากความแตกต่างระหว่างอุณหภูมิ ความเข้มข้น หรือความหนาแน่น เป็นการพามวลแบบธรรมชาติ (natural convection)

สมการแสดงอัตราการพามวลสามารถเขียนเป็นสมการแบบเดียวกับสมการกฎการเย็นตัวของนิวตัน (Newton's law of cooling) ดังนี้

$$N_A = k_c \Delta c_A \quad (4.4)$$

ในที่นี้  $N_A$  เป็นโมลาร์ฟลักซ์ของ A เทียบกับพื้นที่  $\Delta c_A$  คือ ผลต่างของความเข้มข้นของ A ระหว่างค่าที่พื้นผิวกับค่าเฉลี่ยในของไหล หรือระหว่างค่าเฉลี่ยในของไหลสองชนิด  $k_c$  เป็นค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล (convective mass transfer coefficient) จากสมการ (4.4) จะเห็นว่าฟลักซ์ขึ้นอยู่กับ  $k_c$  และ  $\Delta c_A$  ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลนอกจากขึ้นอยู่กับ  $\Delta c_A$  แล้วยังขึ้นอยู่กับลักษณะ (รูปทรง) ของระบบและคุณสมบัติการไหลของของไหล

ในกรณีที่ของไหลไหลผ่านพื้นผิว เรียกสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลว่า สัมประสิทธิ์ฟิล์ม (film coefficient) ทั้งนี้เพราะที่ใกล้บริเวณผิวจะประกอบด้วยชั้นของของไหลซึ่งบางมากคือ ชั้นขอบเขต (boundary layer) การถ่ายเทมวลระหว่างพื้นผิวทั้งของไหลจะถูกจำกัด/ควบคุมโดยความต้านทานในฟิล์มชั้นบางนี้ ดังนั้นอาจเรียกสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลในกรณีนี้ว่า สัมประสิทธิ์ฟิล์ม

## บทที่ 5

# วิธีการทดลองและผลการทดลอง

### 5.1 วิธีการทดลอง

5.1.1 เตรียมสารละลาย เอทิลแอลกอฮอล์ 20% โดยปริมาตร

5.1.2 ปรับอัตราการป้อนสารและอัตราการป้อนกลับ

5.1.3 ทำการกลั่นจนกระทั่งระบบเข้าสู่สภาวะคงตัว

5.1.4 เก็บตัวอย่างผลิตภัณฑ์ยอดหอและก้นหอเพื่อนำไปวิเคราะห์หาค่าความหนาแน่นและค่าสัดส่วนโดยมวลพร้อมทั้งวัดค่าอัตราการไหลของผลิตภัณฑ์ยอดหอ และก้นหอ

5.1.5 คำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมเชิงปริมาตร( $K_{La}, K_{La}$ ) เพื่อนำไปคำนวณหาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลเชิงปริมาตร( $k_{La}, k_{La}$ )ตามหัวข้อที่ 3.3 พร้อมทั้งสร้างสมการความสัมพันธ์

5.1.6 ทำการทดลองซ้ำโดยปรับเปลี่ยนอัตราการป้อนและอัตราการป้อนกลับ

## 5.2 ผลการทดลอง

ตารางที่ 5.1 ผลการทดลอง

การทดลอง	Feed l/hr	Enriching				Stripping
		D	L <sub>2</sub>	density	%Wt	density
		l/hr	l/hr	kg/m <sup>3</sup>		kg/m <sup>3</sup>
1	30	6.1	5.5	857.8	70.77	994
2	25	4.3	5.5	849.6	74.02	995
3	20	3.9	5.5	866.1	67.46	995
4	35	6.3	5.5	846.4	75.28	995
5	40	6.7	5.5	845.7	75.55	994
6	45	6.8	5.5	845.4	75.67	994
7	50	6.9	5.5	845.3	75.71	994
8	55	7.2	5.5	845.1	75.79	993
9	40	6.4	7.5	838.2	78.48	994
10	40	5.2	9.0	836.6	79.09	993
11	40	4.3	11.0	834.6	79.87	993
12	20	3.6	7.5	840.4	77.62	995
13	20	1.7	9.0	836.2	79.25	994
14	20	5.2	11.0	835.4	79.56	994
15	30	5.3	7.5	841.6	77.15	995
16	30	3.5	9.0	839.1	78.13	994
17	30	2.4	11.0	836.6	79.09	993
18	55	6.1	7.5	838.6	78.32	994
19	55	5.4	9.0	836.6	79.09	993
20	55	3.9	11.0	833.8	80.18	993

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากการคำนวณดังแสดงในภาคผนวก ก.สามารถสรุปได้ดังตารางที่ 5.2

ตารางที่ 5.2 ผลการคำนวณ

การ ทดลอง	เฟสแก๊ส					เฟสของเหลว				
	$k_1 a$	$k_c a_{(G)}$	$\frac{k_c a_{(G)}}{D_{AB,G}}$	$\frac{G}{\mu_G}$	$Sc_{(G)}$	$k_x a$	$k_c a_{(L)}$	$\frac{k_c a_{(L)}}{D_{AB,L}}$	$\frac{L'}{\mu_L}$	$Sc_{(L)}$
1	98.95	2902.95	43198	31040	0.56	795.05	15.61	881602	3567	63
2	105.21	3086.23	45926	25677	0.55	513.45	10.12	571483	3025	63
3	73.46	2155.19	32071	25076	0.59	417.88	8.23	464430	2510	63
4	137.97	4047.65	60232	31392	0.53	927.89	18.25	1030585	4094	63
5	148.23	4348.51	64709	32633	0.53	974.96	19.23	1086059	4644	63
6	151.85	4454.73	66290	32936	0.53	928.03	18.37	1037345	5201	64
7	155.153	4551.53	67731	33343	0.52	910.18	18.06	1020025	5758	64
8	161.04	4724.48	70304	33981	0.52	932.30	18.55	1047205	6313	64
9	199.61	5855.72	87138	35714	0.52	848.82	16.76	946353	4743	63
10	207.57	6089.42	90616	35505	0.53	537.08	10.68	602892	4849	64
11	235.19	6899.81	102675	37423	0.54	393.52	7.86	443613	4970	64
12	149.08	4373.41	65080	27736	0.55	475.17	9.34	527211	2571	63
13	160.73	4715.18	70166	25265	0.56	135.83	2.72	153820	2690	64
14	179.41	5263.23	78321	26187	0.58	32.17	0.65	36860	2827	64
15	165.96	4868.91	72454	32747	0.54	701.65	13.80	779350	3657	63
16	173.72	5096.42	75839	30789	0.55	319.94	6.38	359994	3776	64
17	199.31	5847.16	87011	31927	0.56	187.40	3.76	212509	3904	64
18	190.84	5598.5	83311	34685	0.53	612.92	12.23	690712	6434	64
19	211.32	6199.49	92254	36208	0.53	494.32	9.89	558493	6523	64
20	234.08	6867.19	102190	36310	0.54	306.59	6.17	348167	6654	64

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ผลการใช้โปรแกรมโพลีแมท คำนวณเพื่อสร้างสมการความสัมพันธ์ คือ  
เฟสแก๊ส

$$A = 59.9$$

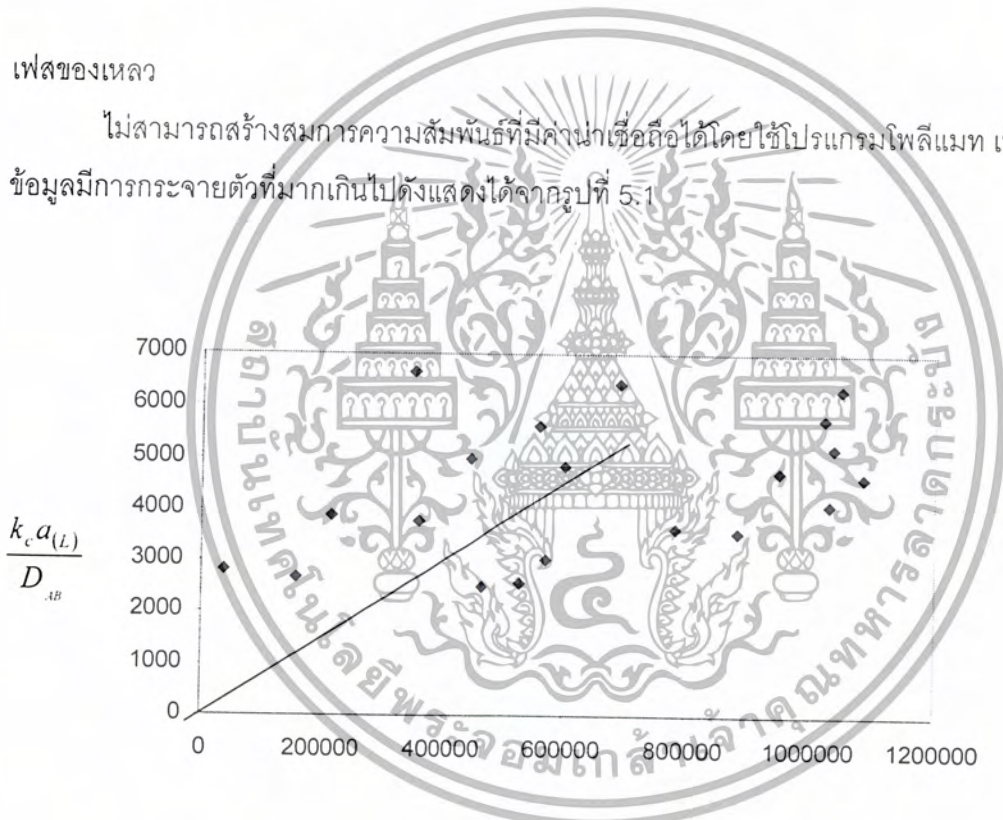
$$B = 0.7554$$

สมการความสัมพันธ์ คือ

$$\left( \frac{k_c a_{(G)}}{D_{AB,G}} \right) = 59.9 \left( \frac{G}{\mu_G} \right)^{0.7554} Sc_{(G)}^{0.5}$$

เฟสของเหลว

ไม่สามารถสร้างสมการความสัมพันธ์ที่มีค่าน่าเชื่อถือได้โดยใช้โปรแกรมโพลีแมท เนื่องจากข้อมูลมีการกระจายตัวที่มากเกินไปดังแสดงได้จากรูปที่ 5.1



รูปที่ 5.1 ความสัมพันธ์ของ  $\frac{k_c a_{(L)}}{D_{AB}}$  และ  $\frac{L'}{\mu_L}$  จากข้อมูลการทดลอง

เมื่อทดลองทำ Linearization สมการ  $\left(\frac{k_c a_{(L)}}{D_{AB,L}}\right) = A \left(\frac{L'}{\mu_L}\right)^B Sc_{(L)}^{0.5}$

คือ

$$\ln\left(\frac{k_c a_{(L)}}{D_{(AB)}}\right) = \ln A + B \ln\left(\frac{L'}{\mu_L}\right) + \ln(Sc^{0.5})$$

สามารถสร้างกราฟระหว่าง  $\ln\left(\frac{k_c a_{(L)}}{D_{(AB)}}\right)$  และ  $\ln\left(\frac{L'}{\mu_L}\right)$  ได้ดังรูปที่ 5.2



ความชัน(slope)เท่ากับ  $B=0.1773$

ค่า  $Sc_L$  จากการทดลองมีค่าค่อนข้างคงที่เท่ากับ 63.5

ดังนั้น  $\ln(Sc^{0.5})$  เท่ากับ 2.076

จุดตัดแกน (intercept)

$$6.0094 = \ln A + \ln(Sc^{0.5})$$

$$\ln A = 6.0094 - 2.076$$

$$= 3.933$$

$$A = 51.06$$

ดังนั้น สามารถสร้างสมการความสัมพันธ์ได้คือ 
$$\left(\frac{k_c a_{(L)}}{D_{AB(L)}}\right) = 51.06 \left(\frac{L'}{\mu_L}\right)^{0.1773} Sc_L^{0.5}$$

อย่างไรก็ดีความสัมพันธ์นี้ จะมีความคลาดเคลื่อนในการหาค่า  $k_c a_{(L)}$  ค่อนข้างมากดังแสดงจากข้อมูลในรูปที่ 5.2



## บทที่ 6

### สรุปผลการทดลองและวิจารณ์ผลการทดลอง

หอกลิ้นแบบบรรจุ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.1 เมตร มีวัสดุบรรจุสูง 1 เมตร สามารถทำการแยกเอทานอลในสารป้อนมีความเข้มข้น 20% โดยปริมาตร ที่มีอัตราการป้อน 55 ลิตร/ชั่วโมง ได้เป็นผลิตภัณฑ์ยอดหอที่มีความเข้มข้น 79% โดยปริมาตร และมีอัตราการไหลที่ยอดหอเป็น 7.2 ลิตร/ชั่วโมง

จากผลการทดลองและผลการคำนวณที่ได้ สามารถสร้างสมการความสัมพันธ์หาค่า  $k_c a_{(G)}$  ได้เป็น

$$\left( \frac{k_c a_{(G)}}{D_{AB,G}} \right) = 59.9 \left( \frac{G}{\mu_G} \right)^{0.7554} Sc_G^{0.5}$$

สำหรับเฟสของเหลว นั้น ไม่สามารถสร้างสมการความสัมพันธ์ที่น่าเชื่อถือได้ เนื่องจากผลข้อมูลมีการกระจายตัวที่ไม่ดี ซึ่งสาเหตุอาจมาจาก การวิเคราะห์หาค่าความเข้มข้นในส่วนของผลิตภัณฑ์กันหอมีความไม่แน่นอนเนื่องจาก ผลิตภัณฑ์ในส่วนความเข้มข้นนี้มีอุณหภูมิที่ค่อนข้างสูง และมีปริมาณแอลกอฮอล์เข้มข้นต่ำ ทำให้การวัดระดับสัดส่วนโมลมีความคลาดเคลื่อนไปจากความเป็นจริง ซึ่งเมื่อนำค่าความเข้มข้นนี้ไปคำนวณหาค่าประสิทธิภาพการถ่ายเทมวล ( $k_c$ ) จะทำให้ได้ค่าที่ผิดพลาด ยังผลให้ไม่สามารถสร้างสมการความสัมพันธ์ที่ถูกต้องในส่วนนี้ได้

## เอกสารอ้างอิง

- [1] Chistie J. Geankoplis. Transport Processes and Unit Operation. 3<sup>rd</sup> ED. Singapore: Prentice Hall. 1995
- [2] McCabe, W.L., J.C. Smith and P. Harriott. Unit Operation of Chemical Engineering. International Edition. 6<sup>th</sup> ED. Singapore: McGraw-Hill. 2001
- [3] ปิยสาร ประเสริฐธรรม. หลักการออกแบบเครื่องมือแยกสาร. กรุงเทพมหานคร: จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. 2536
- [4] Seader, J.D. and E.J. Henley. Separation Process Principle. New York: John Wiley & Sons, Inc. 1998
- [5] Jaime Benitez. Principles and Modern Applications of Mass Transfer Operations. New York: John Wiley & Sons, Inc. 2002
- [6] Perry, R. H., D.W. Green, and J.O. Malony. Perry's Chemical Engineering' Handbooks. 7<sup>th</sup> ED. New York: McGraw-Hill. 1997
- [7] Welty, J. R., C. E. Wicks., R. E. Wilson, and G. L. Romer. Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, 4<sup>th</sup> ED. New York: John Wiley & Sons, Inc. 2001
- [8] Reid, R. C., J. M. Prausnitz, and B. E. Poling. The Properties of Gases & Liquids, 4<sup>th</sup> ED. Singapore: McGraw-Hill. 1988
- [9] Chapra, C. S. and R. P. Canale. Numerical Methods for Engineers. 6<sup>th</sup> ED. Singapore: McGraw-Hill. 2003



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ก.  
ตัวอย่างการคำนวณ

การทดลองที่ 1

สารป้อน (Feed)

$$\text{flow rate} = 0.03 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{mole fraction } (x_F) = 0.072$$

$$\text{density } (\rho_F) = 970 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{molecular weight } (M_w) = 20.016 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{molar flow rate } (F) &= \frac{0.03 \times 970}{20.016} \\ &= 1.454 \text{ kmol/hr} \end{aligned}$$

ผลิตภัณฑ์ยอดหอ (Distillate)

$$\text{flow rate} = 0.006 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{density } (\rho_D) = 857.8 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{mass fraction} = 0.7077$$

$$\begin{aligned} \text{mole fraction } (x_D) &= \frac{(0.7077/46)}{(0.7077/46) + (1-0.7077)/18} \\ &= 0.4865 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{molecular weight } (M_w) &= (0.4865)46 + (1-0.4865)18 \\ &= 31.62 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{molar flow rate } (D) &= \frac{0.006 \times 857.8}{31.62} \\ &= 0.163 \text{ kmol/hr} \end{aligned}$$

ผลิตภัณฑ์ก้นหอ (Bottom)

$$\text{density } (\rho_B) = 994 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{molar flow rate } (B) = 1.454 - 0.163$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.29 \text{ kmol/hr} \\
 \text{mole fraction } (x_B) &= \frac{(0.072)(1.454) - (0.4865)(0.163)}{1.29} \\
 &= 0.0197
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{อัตราการไหลของสารป้อนกลับ} &= 0.0055 \text{ m}^3/\text{hr} \\
 \text{molar flow rate } (L_D) &= \frac{0.0055 \times 857.8}{31.62}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0.149 \text{ kmol/hr} \\
 \text{molar flow rate of gas } (V) &= 0.149 + 0.163 \\
 &= 0.312 \text{ kmol/hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Reflux ratio } (R) &= \left( \frac{L_D}{D} \right) \\
 &= \frac{0.149}{0.163} \\
 &= 0.91
 \end{aligned}$$

สารป้อนเป็นของเหลวเกือบอิ่มตัว ดังนั้น  $q \approx 1$

$$\begin{aligned}
 \text{จากสมการ (3.10) } L_m &= L_n + qF \\
 \text{ดังนั้น } L_n &= L_D + qF \\
 L_n &= 0.149 + (1)(1.454) \\
 &= 1.603 \text{ kmol/hr}
 \end{aligned}$$

$$\text{Rectifying section} \quad y = \left( \frac{R}{R+1} \right) x + \left( \frac{1}{R+1} \right) x_D$$

ความสูง ( $Z_R$ ) = 0.5 m

T °C	y	x	y'
80	0.4865	0.4865	0.646
83.3	0.42	0.348	0.592
86.67	0.35	0.21	0.534
90	0.288	0.072	0.3897

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$Mw_G (\text{avg}) = (0.387)46 + (1-0.387)18 = 28.84 \text{ kg/kmol}$$

อุณหภูมิเฉลี่ยสำหรับส่วน Rectifying Section ( $T_G(\text{avg})$ ) =  $85^\circ\text{C} = 358.15 \text{ K}$

Stripping Section 
$$y = \left(\frac{L_s}{V}\right)x - \left(\frac{B}{V}\right)x_B$$

ความสูง ( $Z_{st}$ ) = 0.5 m

$T^\circ\text{C}$	x	y	$x^*$
90	0.072	0.288	0.0436
93.33	0.0545	0.1987	0.0241
96.67	0.0372	0.1093	0.00998
100	0.0197	0.0197	0.00121

$$Mw_L (\text{avg}) = (0.04585)46 + (1-0.04585)18 = 19.28 \text{ kg/kmol}$$

อุณหภูมิเฉลี่ยสำหรับส่วน Stripping Section ( $T_L(\text{avg})$ ) =  $368.15 \text{ K}$

เส้นผ่านศูนย์กลางของหอ (D) = 0.1 m

$$\begin{aligned} \text{พื้นที่หน้าตัดของหอ (S)} &= \pi (0.05)^2 \\ &= 0.007854 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

หาค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลรวมเชิงปริมาตร ( $Ka$ )

เฟสแก๊ส (gas phase) ( $K_y a$ )

จากสมการที่ (3.22)

$$Z_R = \frac{V_R / s}{K_y a} \int_{y_F}^{y_D} \frac{1}{(y^* - y)} dy$$

ทำการอินทิเกรตโดยใช้ Simson's Rule 3/8 (ภาคผนวก ข.)

$$\int_{y_F}^{y_D} \frac{1}{(y^* - y)} dy = \frac{(y_D - y_F)}{8} [F_{y_0} + 3F_{y_1} + 3F_{y_2} + F_{y_3}]$$

ดังนั้น

$$\int_{0.288}^{0.4865} \frac{1}{(y^* - y)} dy = \frac{(0.4865 - 0.288)}{8} [6.25 + 17.46 + 16.67 + 9.86]$$

$$= 1.24$$

และ

$$\frac{V_R}{Z_R \cdot S} = \frac{0.312}{(0.5)(0.007854)}$$

$$= 79.47 \text{ kmol/hr.m}^2$$

ดังนั้น

$$K_y a = 79.47 \times 1.246$$

$$= 98.95 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{hr}$$

เมื่อ

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a}$$

และในส่วน Rectifying นี้ มีความชัน (m) น้อยมาก ดังนั้น  $\frac{m}{k_x a} \approx 0$

เพราะฉะนั้น

$$k_y a \approx K_y a$$

$$\approx 98.95 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{hr}$$

เฟสของเหลว (liquid phase) ( $K_x a$ )

จากสมการที่ (3.23)

$$Z_s = \frac{L_s / S}{K_x a} \int_{x_B}^{x_F} \frac{1}{(x - x^*)} dx$$

ทำการอินทิเกรตโดยใช้ Simson's Rule 3/8 (ภาคผนวก ข.)

$$\int_{x_B}^{x_F} \frac{1}{(x - x^*)} dx = \left( \frac{x_F - x_B}{8} \right) [F_{x0} + 3F_{x1} + 3F_{x2} + F_{x3}]$$

ดังนั้น

$$\int_{0.01975}^{0.072} \frac{1}{(x - x^*)} dx = \left( \frac{0.072 - 0.01975}{8} \right) [35.23 + 98.475 + 110.37 + 53.96]$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$= 1.94$$

และ

$$\frac{L_s}{Z_s \cdot S} = \frac{1.6}{(0.5)(0.00785)}$$

$$= 408.41 \text{ kmol} / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$$

เพราะฉะนั้น

$$K_x a = 408.41 \times 1.9465$$

$$= 795.05 \text{ kmol} / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$$

เมื่อ

$$\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{m k_y a} + \frac{1}{k_x a}$$

และในส่วน Stripping นี้มีความชัน (m) มาก ดังนั้น  $\frac{1}{m k_y a} \approx 0$

นั่นคือ

$$k_x a \approx K_x a \\ \approx 795.05 \text{ kmol} / \text{m}^3 \cdot \text{hr}$$

หาค่าความหนืดของของผสม [8]

ค่าความหนืดของของผสม ณ อุณหภูมิใดๆ จะขึ้นอยู่กับค่าความหนืดและสัดส่วนโดยโมลของสาร ณ อุณหภูมินั้น

เฟสแก๊ส (gas phase) ที่  $T_G = 385.15 \text{ K}$

จากสมการของ Wilke [8]

$$\mu_G = \frac{\mu_A y_A}{y_A + y_B \phi_{AB}} + \frac{\mu_B y_B}{y_B + y_A \phi_{BA}}; \quad \begin{array}{l} A = \text{ethanol} \\ B = \text{water} \end{array}$$

$$\phi_{AB} = \frac{[1 + (\mu_A + \mu_B)^{0.5} (Mw_A Mw_B)^{1/4}]^2}{(8[1 + (Mw_A / Mw_B)])^{0.5}}$$

$$\phi_{BA} = \frac{\mu_B Mw_A \phi_{AB}}{\mu_A Mw_B}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ค่าความหนืดของน้ำ และเอทานอลที่อุณหภูมิ 385.15 K [6]

$$\mu_A = 0.0105 \text{ cp}$$

$$\mu_B = 0.012 \text{ cp}$$

$$y_A = 0.387$$

$$y_B = 0.613$$

$$\phi_{AB} = 0.5841$$

$$\phi_{BA} = 2.4047$$

ดังนั้น

$$\mu_G = 0.0102 \text{ cp}$$

$$= 1.02 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

เฟลซของเหลว ( $T_L = 368.15 \text{ K}$ )

ค่าความหนืดของของเหลวจากสมการของ Reid [8]

$$\mu_L = \frac{\mu_A^y \mu_B^{1-y}}{\mu_A^x \mu_B^{1-x}}$$

$$\ln \mu_L = A + \left(\frac{B}{T}\right) + CT + DT^2$$

สาร	A	$B \times 10^{-5}$	$C \times 10^3$	$D \times 10^5$
เอทานอล	-6.210	1.614	6.18	-1.132
น้ำ	-24.710	4.209	45.270	-3.376

ดังนั้น

$$\mu_A = 0.3385 \text{ cp}$$

$$\mu_B = 0.3052 \text{ cp}$$

$$x_A = 0.04585$$

$$x_B = 0.95415$$

นั่นคือ

$$\mu_L = 0.3066 \text{ cp}$$

$$= 0.0003066 \text{ kg/m.s}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หาค่าสัมประสิทธิ์การแพร่ ( $D_{AB}$ )

เฟสแก๊ส (gas phase)

$$T_G = 358.15 \text{ K}$$

จากสมการ (4.1)

$$D_{AB} = \frac{10^{-7} T^{1.75} (1/M_{w,A} + 1/M_{w,B})^{0.5}}{P((\sum v)_A^{1/3} + (\sum v)_B^{1/3})^2}$$

$$(\sum v)_A = 50.36$$

$$(\sum v)_B = 29.6$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

นั่นคือ

$$D_{AB,G} = 1.86 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \text{ หรือ } 0.067 \text{ m}^2/\text{hr}$$

เฟสของเหลว (Liquid phase)

จากสมการ (4.2) :  $T_L = 368.15 \text{ K}$

$$D_{AB,L} = \frac{7.4 \times 10^{-8} T (\Psi_B M_{w,B})^{1/2}}{\mu_B^{0.6} V_A^{0.6}}$$

$$v_A = 59.2 \times 10^{-6} \text{ m}^3 / \text{kmol}$$

$$\Psi_B = 2.26$$

นั่นคือ

$$\begin{aligned} D_{AB,L} &= 4.92 \times 10^{-9} \frac{\text{m}^2}{\text{s}} \\ &= 1.77 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{hr}} \end{aligned}$$

ความหนาแน่น (density,  $\rho_G$ )

เฟสแก๊ส (gas phase)

$$\rho_G = \frac{PM_w}{RT} \quad , \quad R = \text{ค่าคงที่ของแก๊ส}$$

$$= \frac{1.015 \times 10^5 \times 28.85}{8314 \times 358.15}$$

$$= 0.983 \text{ kg/m}^3$$

เฟสของเหลว (Liquid phase;  $\rho_L$ )

$$= \frac{\rho_{feed} + \rho_{bottom}}{2}$$

$$= \frac{970 + 993}{2}$$

$$= 982 \text{ kg/m}^3$$

ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวลเชิงปริมาตร ( $k_c a$ )

เฟสแก๊ส (gas phase)

$$k_c a_{(g)} = \frac{k_c a RT}{P}$$

$$= \frac{98.95 \times 8314 \times 358.15}{1.015 \times 10^5}$$

$$= 2902.85 \text{ hr}^{-1}$$

เฟสของเหลว (Liquid phase)

$$k_c a_{(l)} = \frac{(k_c a) \times (Mw_{(l)})}{\rho_L}$$

$$= \frac{795.05 \times 19.284}{982}$$

$$= 15.61 \text{ hr}^{-1}$$

การคำนวณอัตราส่วนระหว่าง  $\frac{k_c a}{D_{AB}}$

เฟสแก๊ส (gas phase)

$$\frac{k_c a_{(G)}}{D_{AB,G}} = \frac{2902.85}{0.067}$$

$$= 43198$$

เฟสของเหลว (Liquid phase)

$$\frac{k_c a_{(L)}}{D_{AB,L}} = \frac{15.613}{1.77 \times 10^{-5}}$$

$$= 881601$$

การคำนวณอัตราส่วนระหว่าง

เฟสแก๊ส (gas phase)

$$\frac{G}{\mu_G} = \frac{0.3184}{1.0259 \times 10^{-5}}$$

$$= 31040$$

เฟสของเหลว (Liquid phase)

$$\frac{L'}{\mu_L} = \frac{1.094}{0.000306}$$

$$= 3567$$

Schmidt number (Sc)

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$$

เฟสแก๊ส (gas phase)

$$Sc_{(g)} = \frac{\mu_G}{\rho_G D_{AB,G}}$$

$$= \frac{1.025 \times 10^{-5}}{0.9833 \times 1.87 \times 10^{-5}}$$

$$= 0.56$$

เฟสของเหลว (Liquid phase)

$$Sc_{(l)} = \frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB,L}}$$

$$= \frac{0.0003067}{982 \times 4.92 \times 10^{-9}}$$

$$= 63.48$$



ภาคผนวก ข.

## Simpson's rule [8]

Simpson's one-third rule (three-point)

$$\int_{x_0}^{x_2} f(x) dx = \frac{h}{3} [f(x_0) + 4f(x_1) + f(x_2)]$$

เมื่อ

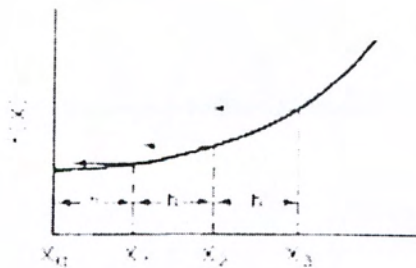


Simpson's three-eighths rule (four-point)

$$\int_{x_0}^{x_3} f(x) dx = \frac{3h}{8} [f(x_0) + 3f(x_1) + 3f(x_2) + f(x_3)]$$

เมื่อ

$$h = \frac{x_3 - x_0}{3} \quad X_1 = X_0 + h \quad X_2 = X_0 + 2h$$



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า  
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้