

การออกแบบที่เหมาะสมของระบบแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

นางสาวมลฤดี ประกอบกลิ่น



สถาบันวิทยบริการ

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2542

ISBN 974-333-402-7

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

OPTIMAL DESIGN OF A CARBON DIOXIDE RECOVERY SYSTEM



Miss Molruedee Prakobklin

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Science in Chemical Technology

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

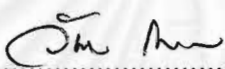
Chulalongkorn University

Academic Year 1999

ISBN 974-333-402-7


หัวข้อวิทยานิพนธ์ การออกแบบที่เหมาะสมของระบบแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
โดย นางสาวมลฤดี ประกอบกลิ่น
ภาควิชา เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษา ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์

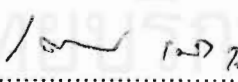
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

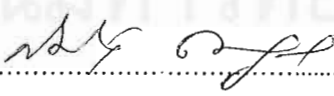

.....คณบดีคณะวิทยาศาสตร์
(รองศาสตราจารย์ ดร.วันชัย โพธิ์พิจิตร)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์


..... ประธานกรรมการ
(ศาสตราจารย์ ดร.ภัทรพรธน์ ประศาสน์สารกิจ)


..... อาจารย์ที่ปรึกษา
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์)


..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.เลอสรวง เมฆสุด)


..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สมเกียรติ งามประเสริฐสิทธิ์)

มฤดี ประกอบกลิ่น : การออกแบบที่เหมาะสมของระบบแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.
(OPTIMAL DESIGN OF A CARBON DIOXIDE RECOVERY SYSTEM)

อ. ที่ปรึกษา : ผศ. ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์, 129 หน้า. ISBN 974-333-402-7.

งานวิจัยนี้นำแนวคิด Life Cycle Assessment (LCA) มาเพื่อการวิเคราะห์หาตัวทำละลายที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยพิจารณาสารละลาย 5 ชนิด ได้แก่ MEA DGA DEA DIPA MDEA ทำการศึกษาผลกระทบจากการเปลี่ยนแปลงชนิดของสารละลาย การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารละลาย และการเปลี่ยนแปลงอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ที่มีผลต่อการใช้พลังงานในกระบวนการและการทำลายเอ็กเซอร์จีของกระบวนการ

จากการวิเคราะห์พบว่าสารละลายที่เหมาะสมเพื่อใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ได้แก่ สารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีน (MDEA) เนื่องจากเป็นสารละลายที่ใช้พลังงานในกระบวนการน้อยที่สุด และมีการทำลายเอ็กเซอร์จिन้อยที่สุด โดยความเข้มข้นที่เหมาะสมคือ 20 % และอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลสารละลายเอมีนเท่ากับ 0.3 นอกจากนี้ยังพบอีกด้วยว่ากระบวนการผลิต MDEA เป็นกระบวนการที่ใช้พลังงานในการผลิตน้อยที่สุดด้วยเช่นกัน

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา เคมีเทคนิค
สาขาวิชา เคมีเทคนิค
ปีการศึกษา 2542

ลายมือชื่อนิสิต มฤดี ประกอบกลิ่น
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม

3971351623 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEY WORD: EXERGY ANALYSIS / SIMULATION / CO₂ RECOVERY

MOLRUEDEE PRAKOBKLIN : OPTIMAL DESIGN OF A CARBON DIOXIDE RECOVERY SYSTEM. THESIS ADVISOR : ASST. PROF. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D., 129 pp. ISBN 974-333-402-7.

The research is to apply the concept of LCA for analysing the CO₂ removal process in order to search for the proper amine solutions. The amine solutions to be considered are MEA, DGA, DEA, DIPA, MDEA. The effect of the changes in solution types, concentration, and loading on the energy used and exergy destruction in the process were studied.

From the analysis, it was found that the optimal solution for the CO₂ separation process is MDEA, since it consumes the least energy and destructs the minimal exergy. The proper concentration is 20 % and the CO₂ loading is 0.3. Furthermore, it was also found that MDEA production process is also the process that utilizes the least energy.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาควิชา เคมีเทคนิค
สาขาวิชา เคมีเทคนิค
ปีการศึกษา 2542

ลายมือชื่อนิสิต มลฤดี
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา
ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษาร่วม



กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของผศ.ดร.พรพจน์ เปี่ยมสมบูรณ์ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ซึ่งท่านได้ให้คำปรึกษา คำแนะนำ และข้อคิดเห็นต่าง ๆ ในการค้นคว้าวิจัยมาด้วยดีตลอด

ขอขอบพระคุณ ศ.ดร.ภัทรพรรณ ประศาสน์สารกิจ ผศ.ดร.เลอสรวง เมฆสุด ผศ.ดร.สมเกียรติ งามประเสริฐสิทธิ์ และอาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ชี้แนะให้คำปรึกษาให้ งานวิจัยนี้เสนอเป็นผลงานได้อย่างดี

ขอขอบคุณเจ้าหน้าที่และบุคลากรภาควิชาเคมีเทคนิคทุกท่าน ที่อำนวยความสะดวก ในการทำวิจัยครั้งนี้จนสามารถดำเนินการวิจัยได้ดีมาโดยตลอด

ขอบคุณเพื่อน ๆ และพี่น้องชาวเคมีเทคนิค รวมทั้งผู้อยู่เบื้องหลังทุกคนที่เป็นกำลังใจและให้ความช่วยเหลือที่ดีเสมอมา

ท้ายนี้ ผู้วิจัยใคร่ขอกราบขอบพระคุณ บิดา-มารดา คุณพ่อประเทือง-คุณแม่ห้องกี ซึ่งสนับสนุนในด้านการทำวิจัยและให้กำลังใจแก่ผู้วิจัยเสมอมาจนสำเร็จการศึกษา

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฎ
สารบัญรูป.....	ธ
บทที่	
1. บทนำ.....	1
1.1 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย.....	2
1.2 ขอบเขตของงานวิจัย.....	2
1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับจากการวิจัย.....	2
2. ทฤษฎีและวารสารปริทรรศน์.....	3
2.1 ระบบแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	5
2.2 ตัวทำละลายที่ใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	13
2.2.1 จลนพลศาสตร์ (Kinetics) และกลไก (Mechanism) ปฏิกริยา ระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับสารละลายแอลคาโนลามีน.....	15
2.2.2 สมดุลระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับสารละลายแอลคาโนลามีน	18
2.3 การผลิตสารละลายแอลคาโนลามีน.....	21
2.3.1 การผลิตโมโนเอทาโนลามีน, ไดเอทาโนลามีน, ไตรเอทาโนลามีน...	21
2.3.2 การผลิตไดโกลโคลามีน.....	22
2.3.3 การผลิตไดไอโซโพรพาโนลามีน.....	22
2.3.4 การผลิตเมทิลไดเอทาโนลามีน.....	23
2.4 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี.....	23
2.5 งานวิจัยในอดีต.....	24
3. การดำเนินการวิจัย.....	27
3.1 การจำลองและวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	27
3.2 การจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน ประเภทต่าง ๆ.....	31

สารบัญ (ต่อ)

บทที่	หน้า	
3.2.1	กระบวนการผลิตโมโนเอทาโนลามีน, ไดเอทาโนลามีน และ ไตรทาโนลามีน.....	31
3.2.2	กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน.....	34
3.2.3	กระบวนการผลิตไดไฮโปรพาโนลามีน.....	35
3.2.4	กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทาโนลามีน.....	37
4.	ผลการวิจัย การวิเคราะห์และวิจารณ์.....	39
4.1	ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	39
4.1.1	ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน (Loading) และความเข้มข้น (Concentration) ที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	39
4.1.2	ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	40
4.1.3	ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกั่นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	41
4.1.4	ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	42
4.1.5	ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอกั่นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	43
4.1.6	ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้า หอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	43
4.1.7	ผลการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้า หอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	44
4.1.8	ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออัตราป้อนกลับ.....	45
4.1.9	ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อปริมาณ สารละลายเอมีนที่ใช้.....	46
4.1.10	ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของ หอดูดซึม.....	47
4.1.11	ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้น ของหอกั่นแยก.....	48

สารบัญ (ต่อ)

บทที่	หน้า
4.1.12 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออุณหภูมิของ สารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม.....	50
4.1.13 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อความดันของ สารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม.....	51
4.1.14 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลง เอ็กเซอร์จีของอุปกรณ์แต่ละตัวในกระบวนการแยก แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	52
4.1.15 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีนและความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลง เอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	60
4.1.16 ผลการคำนวณค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอน- ไดออกไซด์.....	61
4.2 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน.....	62
4.2.1 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน ไดเอทานอลามีน และไตรเอทานอลามีน.....	62
4.2.1.1 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน ไดเอทานอลามีน และไตรเอทานอลามีนที่มีต่อ พลังงานที่ใช้.....	63
4.2.1.2 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน ไดเอทานอลามีน และไตรเอทานอลามีนที่มีต่อ การเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จี.....	64
4.2.2 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไดโกลโคลลามีน.....	64
4.2.3 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน.....	66
4.2.4 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน....	67
4.2.5 ผลการคำนวณค่าใช้จ่ายของกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโน- ลามีน.....	69

สารบัญ (ต่อ)

บทที่	หน้า
4.3 ปัญหาและข้อจำกัดของการจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอน- ไดออกไซด์ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II version 2.01.....	71
5. สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ.....	72
5.1 สรุปผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	72
5.1.1 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน (Loading) และความเข้มข้น (Concentration) ที่มีต่อพลังงาน.....	72
5.1.2 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน.....	72
5.1.3 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกั่นแยกที่มีต่อพลังงาน.....	72
5.1.4 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน.....	73
5.1.5 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอกั่นแยกที่มีต่อพลังงาน.....	73
5.1.6 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อน เข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน.....	73
5.1.7 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อน เข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน.....	73
5.1.8 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออัตราป้อนกลับ.....	73
5.1.9 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อปริมาณสารละลาย เอมีนที่ใช้.....	74
5.1.10 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของ หอดูดซึม.....	74
5.1.11 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของ หอกั่นแยก.....	74
5.1.12 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออุณหภูมิของ สารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม.....	75

สารบัญ (ต่อ)

บทที่	หน้า
5.1.13	
สรุปลผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อความดันของ สารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม.....	75
5.1.14	
สรุปลผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลง เอ็กเซอร์จีของอุปกรณ์แต่ละตัวในกระบวนการแยกแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์.....	75
5.1.15	
สรุปลผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลง เอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	76
5.1.16	
ผลการคำนวณค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอน- ไดออกไซด์.....	76
5.2	
สรุปลผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน....	76
5.3	
ข้อเสนอแนะ.....	77
รายการอ้างอิง.....	78
ภาคผนวก.....	80
ภาคผนวก ก.....	81
ภาคผนวก ข.....	85
ภาคผนวก ค.....	88
ภาคผนวก ง.....	112
ภาคผนวก จ.....	113
ภาคผนวก ฉ.....	114
ภาคผนวก ช.....	118
ภาคผนวก ซ.....	123
ภาคผนวก ฌ.....	126
ประวัติผู้วิจัย.....	129

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1	ค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยา..... 15
2.2	แสดงจุดเดือดของเอทานอลามีน..... 21
3.1	แสดงองค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้..... 27
3.2	แสดงความเข้มข้นของสารละลายแอลคานอลามีนเป็น % โมล..... 28
4.1	เงินลงทุนสร้างอุปกรณ์ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ สำหรับสารละลายแต่ละชนิด..... 61
4.2	ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์..... 62
4.3	ค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์..... 62
4.4	พลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเอทานอลามีนต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ 63
4.5	การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายเอทานอลามีน..... 64
4.6	พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน..... 65
4.7	การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน..... 65
4.8	พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน..... 66
4.9	การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน 67
4.10	พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน..... 68
4.11	การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน 69
4.12	ค่าใช้จ่ายของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคานอลามีน..... 70
4.13	พลังงานที่ใช้ในการผลิตตัวทำละลายแอลคานอลามีน..... 70
4.14	ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการในกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคานอลามีน..... 70
4.15	ค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์..... 70
ก.1	อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่ออุณหภูมิของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่แยกได้ ที่ความดัน 14.7 psia..... 81
ก.2	อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้ในหน่วยล้านบีทียู/ชั่วโมง..... 81
ก.3	อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้ในหน่วยล้านบีทียู/ปอนด์โมลของแก๊ส คาร์บอนไดออกไซด์..... 81

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ก.4 จำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีผลต่อพลังงาน.....	81
ก.5 จำนวนชั้นของหอกลับแยกที่มีผลต่อพลังงาน.....	81
ก.6 ประสิทธิภาพหอดูดซึมที่มีผลต่อพลังงาน.....	82
ก.7 ประสิทธิภาพหอกลับแยกที่มีผลต่อพลังงาน.....	82
ก.8 อุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีผลต่อพลังงาน.....	82
ก.9 ความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ที่มีผลต่อพลังงาน.....	82
ก.10 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่ออัตราป้อนกลับ.....	83
ก.11 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อปริมาณสารละลายเอมีนที่ใช้.....	83
ก.12 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อจำนวนชั้นของหอดูดซึม.....	83
ก.13 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อจำนวนชั้นของหอกลับแยก.....	83
ก.14 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่ออุณหภูมิก่อนเข้าหอดูดซึม.....	84
ก.15 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อความดันก่อนเข้าหอดูดซึม.....	84
ข.1 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอดูดซึม.....	85
ข.2 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอกลับแยก.....	85
ข.3 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องอัดอากาศ.....	85
ข.4 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1).....	86

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ข.5 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HXA).....	86
ข.6 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ(HX-2).....	86
ข.7 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ(E1).....	86
ข.8 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องสูบ.....	87
ข.9 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของวาล์ว.....	87
ข.10 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องผสม.....	87
ข.11 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	87
ค.1.1 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1.....	89
ค.1.2 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2.....	89
ค.1.3 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3.....	90

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ค.5.4 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1.....	108
ค.5.5 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ความเข้มข้น 30. % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2.....	109
ค.5.6 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3.....	109
ค.5.7 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1.....	110
ค.5.8 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2.....	110
ค.5.9 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3.....	111
ง.1 % โมลของสารละลายเอทานอลามีนที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่อง.....	112
ง.2 พลังงานที่ใช้ในการผลิตแยกตาม % โมลของสารละลายเอทานอลามีนที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่อง.....	112
จ.1 การเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในการผลิตแยกตาม % โมลของสารละลายเอทานอลามีนที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่อง.....	113
ฉ.1 ความสูงของหอดูดซึม.....	114
ฉ.2 น้ำหนักของหอดูดซึม.....	114
ฉ.3 ความสูงของหอกลิ้นแยก.....	115
ฉ.4 น้ำหนักของหอกลิ้นแยก.....	115
ฉ.5 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องควบแน่น.....	115

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	หน้า
ฉ.6	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อต้มซ้ำ..... 115
ฉ.7	กำลังงานของเครื่องอัดอากาศ..... 116
ฉ.8	ความจุ (Capacity) ของเครื่องสูบ..... 116
ฉ.9	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน..... 116
ฉ.10	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2)..... 116
ฉ.11	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1)..... 117
ช.1	ราคาหอดูดซึม..... 118
ช.2	ราคาหอกลับแยก..... 119
ช.3	ราคาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1)..... 120
ช.4	ราคาเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2) 120
ช.5	ราคาเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) 120
ช.6	ราคาเครื่องอัดอากาศ..... 120
ช.7	ราคาเครื่องอัดอากาศ..... 121
ช.8	ราคาเครื่องสูบ..... 121
ช.9	ราคาเครื่องสูบ..... 122
ณ.1	ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน, ไดเอทานอลามีน และ ไตรเอทานอลามีน..... 126
ณ.2	ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไดโกลโคลลามีน..... 126
ณ.3	ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไดไฮโซโพรพานอลามีน..... 127
ณ.4	ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน..... 127
ณ.5	ราคาเครื่องปฏิกรณ์..... 127

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1 การศึกษาการป้องกันการเกิดมลภาวะในระดับใหญ่.....	3
2.2 โครงร่าง Life Cycle inventory.....	4
2.3 แผนผังแสดงกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	6
2.4 การถ่ายเทมวลสารระหว่างวัฏภาคแบบไหลสวนทาง.....	7
2.5 เส้นโค้งสมดุลและเส้นดำเนินการ.....	9
2.6 โพรไฟล์ของอุณหภูมิและองค์ประกอบของหอดูดซึมขณะเกิดปฏิกิริยาระหว่าง ตัวทำละลายและแก๊สกรดความเข้มข้นสูง โดยมี H ₂ S และ CO ₂ เป็นองค์ ประกอบ.....	11
2.7 โพรไฟล์ของอุณหภูมิและองค์ประกอบของหอดูดซึมขณะเกิดปฏิกิริยาระหว่าง ตัวทำละลายและแก๊สกรดความเข้มข้นต่ำ โดยมี H ₂ S และ CO ₂ เป็นองค์ ประกอบ.....	12
2.8 โครงสร้างของสารละลายแอลคาโนลามีน.....	14
2.9 แสดงอิเล็กทรอนิกส์เดี่ยวของสารละลายแอลคาโนลามีน.....	15
2.10 สมดุลความดันของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายแอลคาโนลามีนภาย ใต้ภาวะการดูดซึม (40 °C, 104 °F).....	19
2.11 สมดุลความดันของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายแอลคาโนลามีนภาย ใต้ภาวะการกลั่นแยก (40 °C, 104 °F).....	20
3.1 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II.....	28
3.2 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตเอทานอลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วย โปรแกรม PRO II.....	31
3.3 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วย โปรแกรม PRO II.....	34
3.4 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II.....	35
3.5 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II.....	37
4.1 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน (Loading) และความเข้มข้น (Concentration) ที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้....	39

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.2 ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	41
4.3 ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกลิ้นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	42
4.4 ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	42
4.5 ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	43
4.6 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	44
4.7 ผลการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ที่มีต่อพลังงานที่ใช้.....	45
4.8 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออัตราป้อนกลับของสารละลายเอมีน.....	46
4.9 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อปริมาณสารละลายเอมีนที่ใช้.....	47
4.10 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอดูดซึม.....	48
4.11 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอกลิ้นแยก.....	49
4.12 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อย ก่อนเข้าหอดูดซึม.....	50
4.13 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อย ก่อนเข้าหอดูดซึม.....	51
4.14 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอดูดซึม.....	53
4.15 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอกลิ้นแยก.....	53
4.16 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องอัดอากาศ.....	54

สารบัญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.17 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1).....	55
4.18 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อน (HXA).....	56
4.19 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่อง ทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2).....	56
4.20 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่อง ทำความเย็นด้วยอากาศ (E1).....	57
4.21 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องสูบ.....	58
4.22 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของวาล์ว.....	59
4.23 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องผสม.....	59
4.24 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลาย เอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยก แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์.....	60
ช.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างกำลังงาน (W) กับราคาเครื่องอัดอากาศ (C).	121
ช.2 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความจุ (L) กับราคาเครื่องสูบ (C).....	122
ณ.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตร (V) กับราคาเครื่องปฏิกรณ์ (C).....	128



บทที่ 1

บทนำ

ปัจจุบันทั่วโลกมีการพัฒนาอุตสาหกรรมในด้านต่าง ๆ ทำให้มีความต้องการใช้พลังงานมากขึ้น โดยพลังงานที่ใช้ส่วนหนึ่งมาจากการเผาไหม้เชื้อเพลิง และปล่อยแก๊สจากการเผาไหม้ (Flue gas) ฝุ่นละอองทำให้เกิดปัญหาสิ่งแวดล้อม โดยคาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบหนึ่งในแก๊สจากการเผาไหม้มีประมาณ 10-20 % คาร์บอนไดออกไซด์¹ ซึ่งทำให้เกิดภาวะเรือนกระจก (Green House Effect) มีผลกระทบต่อมนุษย์ สัตว์ และสิ่งแวดล้อมทั่วทั้งโลก ประเทศอุตสาหกรรมต่าง ๆ จึงได้มีข้อตกลงกันจะลดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ปล่อยออกมาให้เหลือ 5-7% ในอีก 10 ปีข้างหน้า จากผลกระทบนี้จึงมีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สจากการเผาไหม้

การดูดซึม (Absorption) เป็นเทคนิคสำคัญและรู้จักทั่วไปในการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากกระแสแก๊ส สารจากวัฏภาคแก๊สจะถ่ายโอนไปยังวัฏภาคของเหลว ผ่านขอบเขตของวัฏภาค (Phase Boundary) สารละลายที่นิยมใช้แยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ มักเป็นสารพวกแอลคาโนลามีน (Alkanolamine) เนื่องจากมีความจุ (Capacity) ความสามารถในการทำปฏิกิริยา (Activity) สูงและราคาถูก สารแอลคาโนลามีน ได้แก่ โมโนเอทานอลามีน (Monoethanolamine, MEA), ไดเอทานอลามีน (Diethanolamine, DEA), ไตรเอทานอลามีน (Triethanolamine, TEA), ไดโกลโคลามีน (Diglycolamine, DGA), ไดไอโซโพรพานอลามีน (Diisopropanolamine, DIPA) และเมทิลไดเอทานอลามีน (Methyldiethanolamine, MDEA) เป็นต้น

หอดูดซึมที่ใช้ส่วนใหญ่ได้แก่ หอบแบบแพค (Packed Towers), หอบแบบเพลต (Plate Towers) และหอบแบบสเปรย์ (Spray Towers) เป็นต้น

การจำลองแบบกระบวนการ (Process Simulator)² เป็นการจำลองกระบวนการที่เกิดขึ้นจริงในอุตสาหกรรม โดยรวบรวมตัวแปรที่เกี่ยวข้องในระบบปฏิบัติการเฉพาะหน่วย (Unit Operation) สร้างเป็นแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ (Mathematical Model) นำข้อมูลหรือตัวแปรที่สนใจมาทดสอบเพื่อหาความเป็นไปได้ของกระบวนการ

กระบวนการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แต่ละขั้นตอนต้องใช้พลังงาน การออกแบบแต่ละกระบวนการดูดซึมที่แตกต่างกันจะใช้พลังงานที่ไม่เท่ากัน รวมไปถึงผลผลิตจากกระบวนการที่แตกต่างกัน ดังนั้นจากการวิเคราะห์กระบวนการเหล่านี้แล้วเปรียบเทียบโดยใช้ Process Simulator PROII version 2.01 เข้าช่วยในการกำหนดขนาดของอุปกรณ์เพื่อพิจารณาพลังงานทั้งหมดของกระบวนการ และผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม จะสามารถนำไปสู่การตัดสินใจเลือกกระบวนการหรือวิธีแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่เหมาะสม

1.1 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

หาตัวทำละลายที่เหมาะสมในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้หูดูดซิม ที่มีค่าใช้จ่ายต่ำและมีการใช้พลังงานและผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยที่สุด

1.2 ขอบเขตของงานวิจัย

งานวิจัยนี้ทำการวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และผลของการใช้สารละลายแอลคาโนลามีนชนิดต่าง ๆ เพื่อเปรียบเทียบพลังงานที่ใช้ในกระบวนการโดยศึกษาการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้น (Concentration) และอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน (Loading) พร้อมทั้งวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี (Exergy Analysis) ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ นอกจากนี้ยังศึกษาพลังงานที่ใช้ และวิเคราะห์เอ็กเซอร์จีในกระบวนการผลิตสารละลายแอลคาโนลามีนแต่ละตัวด้วย โดยใช้โปรแกรม PROII version 2.01 เป็นเครื่องมือในการวิเคราะห์

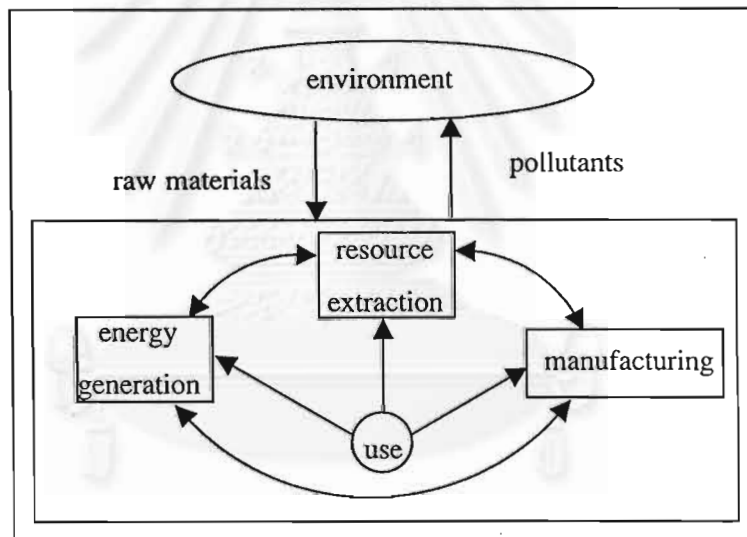
1.3 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

ทราบว่าสารละลายแอลคาโนลามีนชนิดใดเหมาะสม สำหรับใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยมีค่าใช้จ่ายต่ำและมีผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อยที่สุด

บทที่ 2

ทฤษฎีและวารสารปริทรรศน์

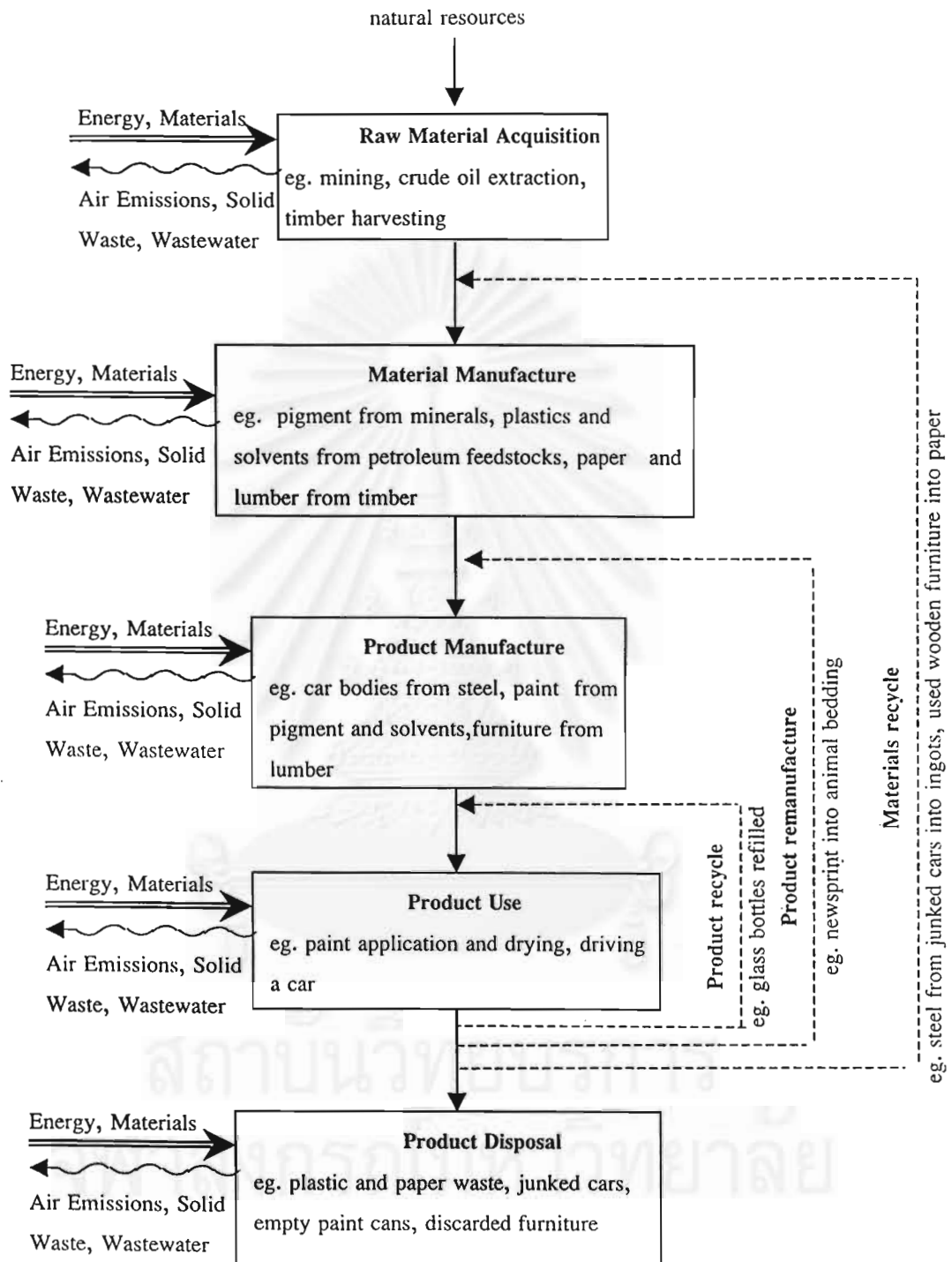
ในประเทศที่พัฒนาและประเทศที่กำลังพัฒนามีของเสียและมลภาวะจากอุตสาหกรรมเป็นจำนวนมาก โดยของเสียและมลภาวะที่เกิดขึ้นจากประเทศเหล่านี้มีปริมาณเป็นพันล้านตันต่อปี ค่าใช้จ่ายแต่ละปีในการกำจัดของเสียและมลภาวะเหล่านี้สูงถึงร้อยล้านดอลลาร์³ และมีแนวโน้มสูงขึ้นเรื่อย ๆ เนื่องจากค่าใช้จ่ายที่สูงขึ้นอย่างรวดเร็วนี้ทำให้มีการหามาตรการป้องกันการเกิดของเสียและมลภาวะ และรักษาสິงแวดล้อม เช่น ทำให้ของเสียน้อยที่สุด, ลดจำนวนของเสีย และป้องกันการเกิดมลภาวะ การศึกษาการป้องกันการเกิดมลภาวะศึกษาในระดับใหญ่ (Macroscale) แสดงดังรูปที่ 2.1 การศึกษาการป้องกันการเกิดมลภาวะในระดับใหญ่นี้ ศึกษาระดับอุตสาหกรรม คือการตรวจสอบหรือพิจารณากระบวนการทั้งหมดรวมทั้งสิ่งแวดล้อมด้วย



รูปที่ 2.1 การศึกษาการป้องกันการเกิดมลภาวะในระดับใหญ่³

Life Cycle Assessment (LCA) เป็นแนวคิดใหม่ในการประเมินค่าผลกระทบของผลิตภัณฑ์ที่มีผลต่อสิ่งแวดล้อม รูปที่ 2.2 แสดงโครงร่าง Life Cycle inventory จากรูปแสดงแต่ละขั้นตอนหลักของ Life Cycle และการนำกลับมาใช้ใหม่ของวัตถุดิบและผลิตภัณฑ์ มีการใช้พลังงาน วัตถุดิบ และในแต่ละขั้นตอนมีของเสียและมลภาวะเกิดขึ้นปล่อยออกสู่สิ่งแวดล้อม Life Cycle Assessment จึงเป็นการวิเคราะห์การเกิดมลภาวะซึ่งประกอบด้วย 3 ส่วน คือ

1. การแจกแจงรายการของของเสียและมลภาวะที่เกิดขึ้น วัตถุดิบ และพลังงานที่ใช้
2. การจัดการกับของเสียและมลภาวะที่เกิดขึ้น วัตถุดิบ และพลังงานที่ใช้
3. วิเคราะห์และปรับปรุงกลไกสำหรับลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อม



รูปที่ 2.2 โครงร่าง Life Cycle inventory³

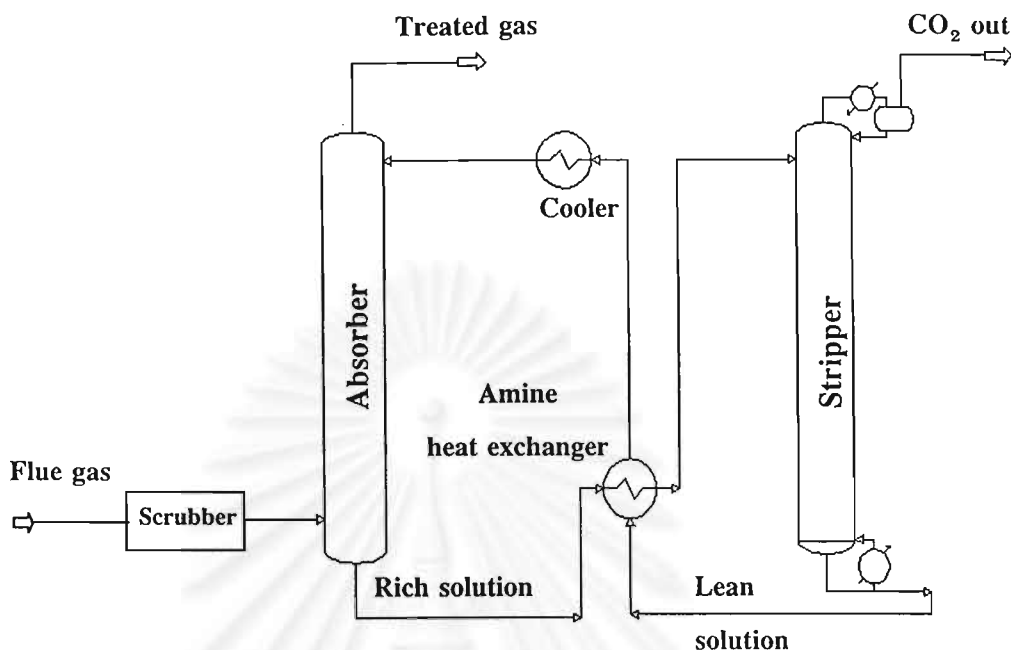
ในงานวิจัยนี้นำหลักการ Life Cycle Assessment มาใช้วิเคราะห์หาตัวทำละลายที่เหมาะสม แต่การวิเคราะห์ยังไม่สามารถวิเคราะห์ครอบคลุมได้ทั้งห้าระดับดังแสดงในรูปที่ 2.2 โดยการศึกษาและวิเคราะห์ จะพิจารณากระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และกระบวนการผลิตตัวทำละลายที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เท่านั้น

2.1 ระบบแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

คาร์บอนไดออกไซด์เป็นองค์ประกอบหนึ่งในแก๊สจากการเผาไหม้มีประมาณ 10-20% คาร์บอนไดออกไซด์ ซึ่งทำให้เกิดภาวะเรือนกระจก (Green House Effect) จากผลกระทบนี้ จึงมีการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากแก๊สจากการเผาไหม้

การดูดซึม (Absorption) เป็นเทคนิคสำคัญและรู้จักทั่วไปในการแยกคาร์บอนไดออกไซด์ ออกจากกระแสแก๊ส สารจากวัฏภาคแก๊สจะถ่ายโอนไปยังวัฏภาคของเหลว ผ่านขอบเขตของวัฏภาค (Phase Boundary)

แผนผังกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงดังรูปที่ 2.3 แก๊สจากการเผาไหม้ซึ่งมีปริมาณคาร์บอนไดออกไซด์ 10-20% ป้อนผ่านเข้าสู่ Scrubber เพื่อแยกของเหลวอิสระ และฝุ่นละอองออกจากแก๊สจากการเผาไหม้ จากนั้นจะเข้าทางด้านล่างของหอดูดซึม (Absorber) ให้ไหลสวนทางกับสารละลายที่ไหลลงมาจากทางด้านบนของหอ แก๊สจากการเผาไหม้ที่ไม่มีคาร์บอนไดออกไซด์จะออกทางด้านบนของหอดูดซึม และสารละลายที่มีแก๊สกรดสูง (Rich solution) จากด้านล่างหอดูดซึมจะรับความร้อนจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Amine/amine exchanger) จากสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อย (Lean Solution) ซึ่งออกจากด้านล่างหอกลั่นแยก (Stripper) จากนั้นสารละลายที่มีแก๊สกรดสูงจะเข้าสู่หอกลั่นแยกที่บริเวณด้านบนของหอ แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะถูกกลั่นแยกออกทางด้านบนของหอกลั่นแยก และสารละลายแอลคาโนลามีนเป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้ทางด้านก้นหอของหอกลั่นแยก สารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยถูกทำให้เย็นลง โดยผ่านเข้าเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทำการแลกเปลี่ยนความร้อนกับสารละลายที่มีแก๊สกรดสูง ต่อจากนั้นสารละลายถูกทำให้เย็นลงอีกครั้งโดยเครื่องทำความเย็น และจะถูกส่งไปยังยอดหอดูดซึมเป็นอันครบรอบ

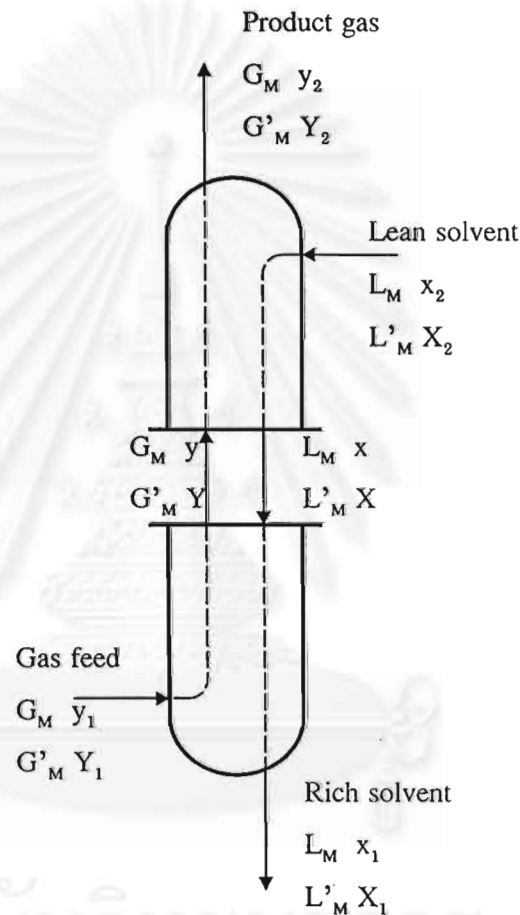


รูปที่ 2.3 แผนผังแสดงกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์⁴

ส่วนของหอกลั่นแยกจะเป็นส่วนการนำสารละลายกลับมาใช้ใหม่โดยส่วนนี้มีอุณหภูมิประมาณ 110-130 °C และหอดูดซึมจะมีอุณหภูมิประมาณ 30-40 °C

เมื่อใช้สารละลายแอลคาโนลามีนในการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ มีการไหลหมุนพบว่ามีปัญหาการกัดกร่อนอย่างมากกับโลหะพวกทองแดง และทองเหลือง สามารถแก้ไขโดยเปลี่ยนชิ้นส่วนต่าง ๆ ในระบบที่ทำด้วยทองแดง หรือทองเหลืองให้เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม หรือเป็นอะลูมิเนียม (Aluminium) เช่น วาล์ว (Valve) ทองเหลืองเปลี่ยนเป็นวาล์วเหล็กกล้าไร้สนิม, ท่อทองแดงที่ใช้เป็นปลอกหุ้มเทอร์โมคัปเปิล (Thermocouple) เปลี่ยนเป็นท่อเหล็กกล้าไร้สนิม ชุดท่อทองแดงในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger) เปลี่ยนเป็นอะลูมิเนียม และจากการปฏิบัติงานสามารถช่วยลดการกัดกร่อนได้ เช่น อุณหภูมิของสารละลายในหม้อน้ำ และอุณหภูมิของไอควรรักษาให้ต่ำสุดเท่าที่จะเป็นไปได้ และใช้สารละลายที่สะอาดไม่มีโลหะแขวนลอย

ขณะที่ของไหลไหลผ่านหอดูดซึม ของไหลทั้งสองวัฏภาคจะสัมผัสกันตลอดความสูงของหอ โดยกำหนดให้สาร A เป็นตัวถูกละลาย แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในวัฏภาคแก๊สจะถ่ายโอนไปยังวัฏภาคของเหลวตลอดทาง ดังนั้นอัตราการไหลของของไหล และความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ในทั้งสองวัฏภาคจะเปลี่ยนแปลงตลอดความสูงของหอ ซึ่งจะยังผลให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลเปลี่ยนแปลงไปตามความสูงของหอด้วย กระบวนการถ่ายโอนมวลที่ภาวะคงตัวในหอดูดซึมแบบไหลสวนทางกัน แสดงดังรูปที่ 2.4



รูปที่ 2.4 การถ่ายโอนมวลสารระหว่างวัฏภาคแบบไหลสวนทาง⁴

ที่ภาวะคงตัว และไม่มีการเปลี่ยนแปลงของสาร A เนื่องจากปฏิกิริยาเคมี ดุลมวลสารรอบด้านบนหอดูดซึม แสดงดังสมการ

$$G_M(y-y_2) = L_M(x-x_2) \quad (2.1.1)$$

เมื่อ G_M คืออัตราการไหลของแก๊ส, lbmole/h.ft² (or kmol/h.m²)
 L_M คืออัตราการไหลของของเหลว, lbmole/h.ft² (or kmol/h.m²)

- x คือเศษส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคของเหลว
- x_1 คือเศษส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคของเหลวตำแหน่งด้านล่างของหอ
- x_2 คือเศษส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคของเหลวตำแหน่งด้านบนของหอ
- y คือเศษส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคแก๊ส
- y_1 คือเศษส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคแก๊สตำแหน่งด้านล่างของหอ
- y_2 คือเศษส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคแก๊สตำแหน่งด้านบนของหอ

การใช้หน่วยของความเข้มข้นเป็นเศษส่วนโมลมีฐานเป็นจำนวนโมลทั้งหมด ซึ่งเป็นปริมาณที่ไม่คงที่ (เมื่อเกิดการถ่ายโอนมวล) การทำสมดุลมวลเพื่อให้ได้สมการซึ่งง่ายต่อการนำไปใช้ควรใช้หน่วยความเข้มข้นซึ่งมีฐานเป็นจำนวนโมลที่คงที่ซึ่งไม่รวมตัวถูกละลาย A (solute-free basis) ดังนี้

$$X = \frac{x}{1-x} \quad (2.1.2)$$

และ

$$Y = \frac{y}{1-y} \quad (2.1.3)$$

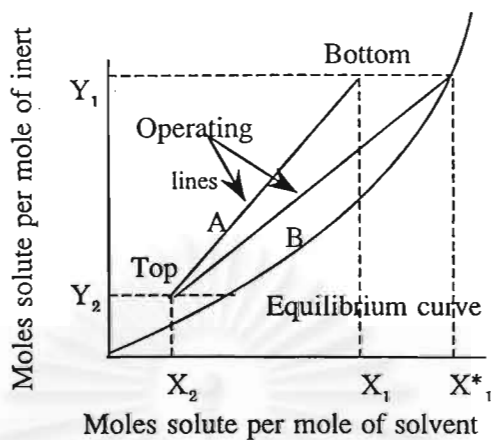
เมื่อใช้ฐานเป็นจำนวนโมลซึ่งไม่รวมตัวถูกละลาย A สมการดุลมวลในเทอมซึ่งไม่รวมตัวถูกละลาย A เป็นดังสมการ

$$G'_M(Y-Y_2) = L'_M(X-X_2) \quad (2.1.4)$$

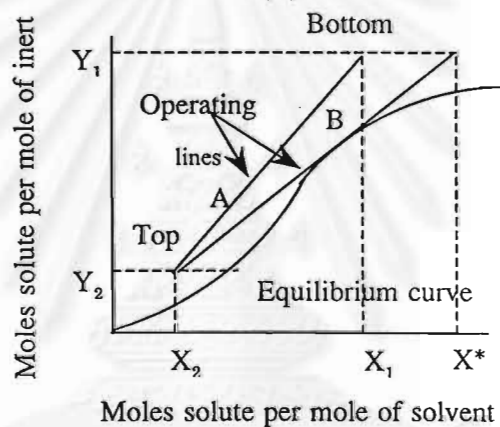
- เมื่อ G'_M คืออัตราการไหลของแก๊สไม่รวมตัวถูกละลาย A, lbmole/h.ft² (or kmol/h.m²)
- L'_M คืออัตราการไหลของของเหลวไม่รวมตัวถูกละลาย A, lbmole/h.ft² (or kmol/h.m²)
- X คืออัตราส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคของเหลว
- X_2 คืออัตราส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคของเหลวตำแหน่งด้านบนของหอ
- Y คืออัตราส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคแก๊ส
- Y_2 คืออัตราส่วนโมลของสาร A ในวัฏภาคแก๊สตำแหน่งด้านบนของหอ

เส้นโค้งสมดุลสามารถเขียนได้เหมือนเส้นดำเนินการ โดยใช้จุด X และ Y แสดงดังรูปที่ 2.5 การออกแบบหอดูดซึมจำเป็นต้องทราบเส้นโค้งสมดุล อัตราการไหลของแก๊สป้อนเข้า, อัตราส่วนโมลของตัวถูกละลายในแก๊สป้อนเข้า, Y_1 อัตราส่วนโมลของตัวถูกละลายในตัวทำละลายที่มีแก๊สกรदनน้อย, X_2 และจะทราบอัตราส่วนโมลของตัวถูกละลายในแก๊สผลิตภัณฑ์, Y_2 ซึ่งโดยปกติแล้วจะสามารถหาอัตราการไหลของของเหลวที่ต้องการในการแยก และสุดท้ายจะได้ขนาด

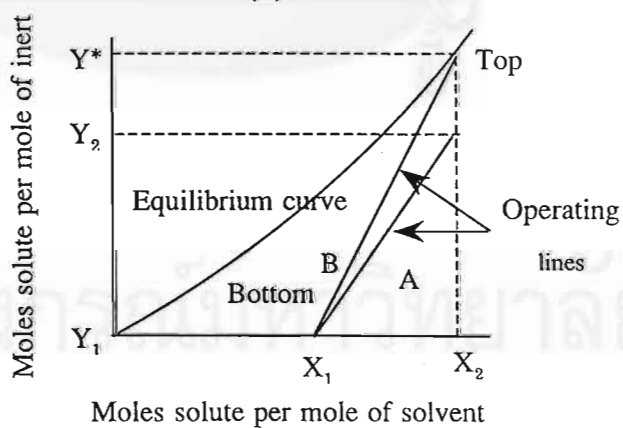
ซึ่งโดยปกติแล้วจะสามารถหาอัตราการใช้ของเหลวที่ต้องการในการแยก และสุดท้ายจะ
ได้ขนาดของหอ



(ก)



(ข)



(ค)

รูปที่ 2.5 เส้นโค้งสมดุลและเส้นดำเนินการ : (ก) การดูดซึม (Absorption), (ข) การดูดซึม
และ (ค) การกลั่นแยก (Stripping)⁴

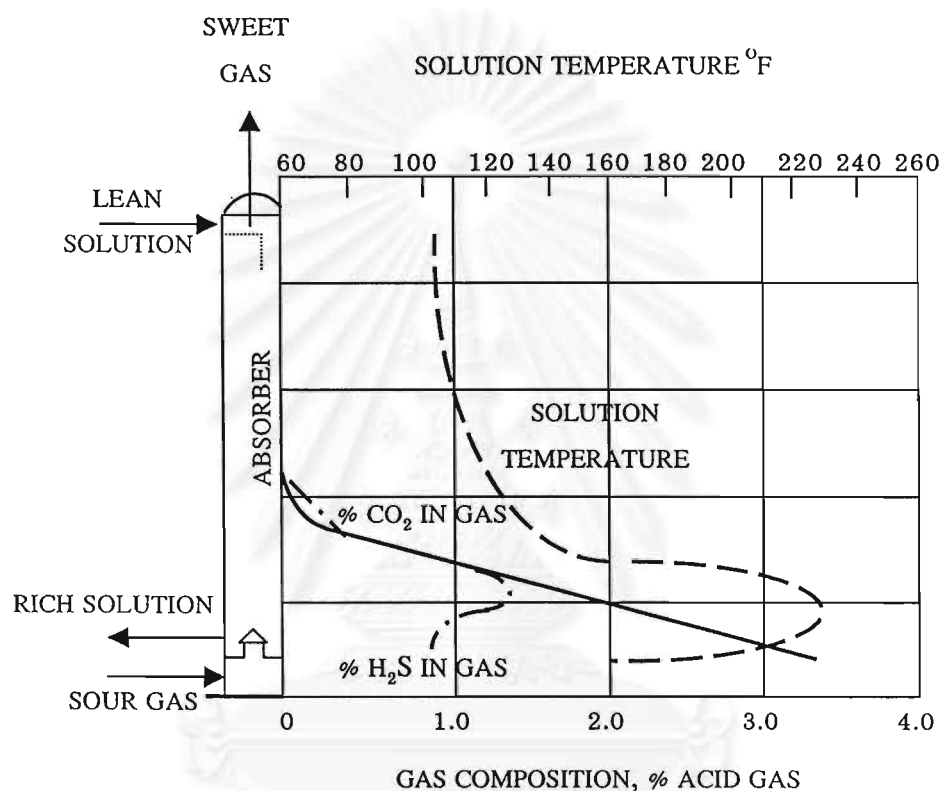
จากรูปที่ 2.5 (ก) แสดงกระบวนการดูดซึมแก๊ส ความชันคืออัตราส่วนระหว่างอัตราการไหลของของเหลวไม่รวมตัวถูกละลายกับอัตราการไหลของแก๊สไม่รวมตัวถูกละลาย (L'_M/G'_M) เมื่อจุด (X_2, Y_2) ถูกกำหนดสามารถลากเส้นตรงไปที่ค่า Y_1 ได้หลายเส้น และถ้าลดค่า L'_M จะทำให้ความชันของเส้นดำเนินการลดลงจากเส้น A ไปเส้น B ซึ่งจะทำให้อัตราประกอบในของเหลวขาออก X_1 เปลี่ยนไปด้วย ค่า L'_M ต่ำสุดจะทำให้เส้นดำเนินการ B สัมผัสเส้นสมดุล โดยเส้น B นี้จะมีค่าความชัน L'_M/G'_M ต่ำสุด เป็นจุดจำกัดของกระบวนการ ระยะห่างระหว่างเส้นดำเนินการถึงเส้นโค้งสมดุลคือแรงขับเคลื่อน (driving force) เมื่อเส้นดำเนินการสัมผัสกับเส้นสมดุล จะไม่มีแรงขับเคลื่อนหรือไม่มีการถ่ายโอนมวลเกิดขึ้น ความหมายทางกายภาพคือเฟสของเหลวจะสัมผัสกับแก๊สเฟสเป็นเวลานานมากหรือความสูงของหอเป็น infinity ดังนั้นในการดำเนินการจริง จะต้องเป็นกรณีที่มี L'_M/G'_M สูงกว่าค่าต่ำสุด $(L'_M/G'_M)_{\min}$

ถึงแม้ว่าอัตราส่วนของของเหลวต่อแก๊สต่ำสุดจะสามารถคำนวณได้จากสมดุลที่ตำแหน่งด้านล่างของหอ ซึ่งทั้งแก๊สและของเหลวมีความเข้มข้นสูงสุดในตัวทำละลาย แต่ในบางครั้งเส้นโค้งสมดุลจะมีรูปร่างดังรูปที่ 2.5 (ข) ซึ่งเส้นโค้งสมดุลจะสัมผัสกับเส้นดำเนินการที่จุดใกล้กับตรงกลางของหอ โดยเส้นดำเนินการ B นี้จะมีค่า L'_M/G'_M ต่ำสุด ซึ่งความสัมพันธ์ของเส้นดำเนินการและเส้นโค้งสมดุลนี้มาจากผลของความร้อน ซึ่งเปลี่ยนแปลงภาวะสมดุลภายในหอ

จากรูปที่ 2.5 (ค) แสดงกระบวนการกลั่นแยก เส้นดำเนินการเริ่มจากจุด (X_1, Y_1) ไปตัดตามแนว X_2 จากสมการ (2.1.4) ถ้าเลือก G'_M จะทำให้ทราบความชันของเส้นดำเนินการ และได้ค่า Y_2 ดังเส้นดำเนินการ A ถ้าลดค่า G'_M ลงความชันจะเพิ่มมากขึ้น Y_2 ก็เพิ่มขึ้นเช่นกัน เส้นดำเนินการ B แสดงจุดจำกัดของกระบวนการคือเมื่อเส้นดำเนินการสัมผัสเส้นสมดุล ในกรณีนี้จึงต้องดำเนินการที่อัตราส่วน L'_M/G'_M ต่ำกว่าค่า $(L'_M/G'_M)_{\min}$

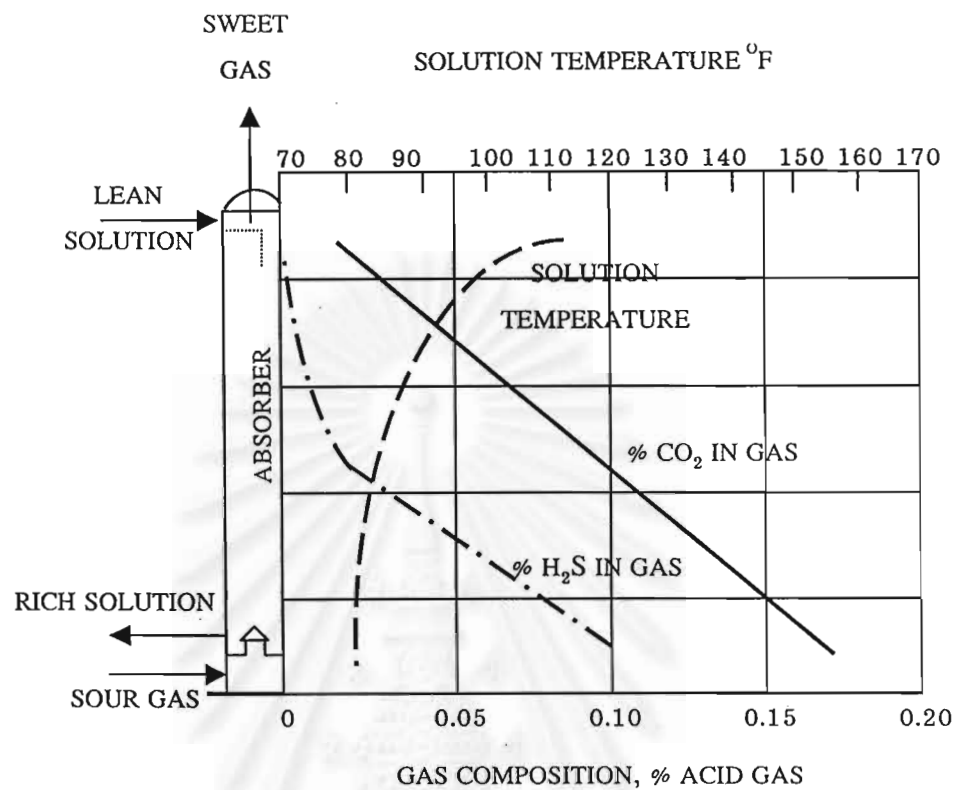
จากผลของความร้อนที่เกิดขึ้นจึงต้องการข้อมูลสมดุลที่เสนอภาวะที่แน่นอนของทุก ๆ จุดในหอดูดซึม ผลกระทบหลักของความรอนระหว่างดูดซึม คือความร้อนของการละลาย (heat of solution or reaction) ของตัวถูกละลายในตัวทำละลาย ความร้อนของการละลายโดยปกติแล้วจะเป็นการคายความร้อน (Exothermic) มีผลทำให้อุณหภูมิของตัวทำละลายสูงขึ้น ณ จุดที่เกิดการดูดซึม ความร้อนที่ปลดปล่อยออกมาระหว่างของเหลวและกระแสแก๊ส จะมีความสัมพันธ์กับขนาดของความจุความร้อน (heat capacity) ของทั้งสองกระแส กล่าวคือ $L_M C_q$ และ $G_M C_p$ เมื่อ L_M คืออัตราการไหลของของเหลว, G_M คืออัตราการไหลของแก๊ส, C_q คือความจุความร้อนของของเหลว และ C_p คือความจุความร้อนของแก๊ส ถ้า $L_M C_q$ สูงกว่า $G_M C_p$ ณ ตำแหน่งด้านบนของหอจะเกิดการถ่ายโอนความร้อน ทำให้แก๊สมีอุณหภูมิสูงขึ้น ดังนั้นแก๊สที่ออกจากหอจะมีอุณหภูมิใกล้เคียงกับอุณหภูมิของตัวทำละลายป้อนเข้า ความร้อนที่ปลดปล่อยออกมาทั้งหมดจากการเกิดปฏิกิริยาการดูดซึมจะไปเพิ่มอุณหภูมิของตัวทำละลายที่มีแก๊สกรดสูง กระแสแก๊สที่ป้อนเข้าจะได้รับความร้อนจากตัวทำละลายที่มีแก๊สกรดสูง ซึ่งมีอุณหภูมิสูงใกล้เคียง

ล่างของหอดูดซึม เป็นเหตุให้บางส่วนของพลังงานความร้อนจะกลับเข้าไปในหอ และจะเกิดบัลจ์ (bulge) ของอุณหภูมิแสดงดังรูปที่ 2.6 ใช้ $L_M C_q / G_M C_p = 2.5$ ทางด้านบนของหอแก๊สขาออก และสารละลายป้อนเข้าจะมีอุณหภูมิใกล้เคียงกัน [$107^\circ\text{F}(41.7^\circ\text{C})$] ขณะที่ทางด้านล่างของหอ ทั้งสองกระแสมีอุณหภูมิแตกต่างกันมาก กล่าวคือสารละลายที่มีแก๊สกรดมากมีอุณหภูมิประมาณ $175^\circ\text{F}(79.4^\circ\text{C})$ ส่วนแก๊สป้อนเข้ามีอุณหภูมิประมาณ $90^\circ\text{F}(32.2^\circ\text{C})$



รูปที่ 2.6 โพรไฟล์ของอุณหภูมิและองค์ประกอบของหอดูดซึมขณะเกิดปฏิกิริยาระหว่างตัวทำละลายและแก๊สกรดความเข้มข้นสูง โดยมี H_2S และ CO_2 เป็นองค์ประกอบ⁴

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



รูปที่ 2.7 โพรไฟล์ของอุณหภูมิและองค์ประกอบของหอดูดซึมขณะเกิดปฏิกิริยาระหว่างตัวทำละลายและแก๊สกรดความเข้มข้นต่ำ โดยมี H_2S และ CO_2 เป็นองค์ประกอบ⁴

ในทำนองเดียวกันถ้าความจุความร้อนของกระแสแก๊สสูงกว่าความจุความร้อนของตัวทำละลาย ซึ่งความร้อนของการเกิดปฏิกิริยาเกือบทั้งหมดจะถูกพาออกมาจากหอพร้อมกับแก๊ส ซึ่งแสดงดังรูปที่ 2.7 แสดงโพรไฟล์ของอุณหภูมิในการดูดซึมแก๊สกรดที่มีความเข้มข้นต่ำ ใช้ $L_M C_q / G_M C_p \cong 0.2$ ตัวทำละลายจะถูกทำให้เย็นโดยแก๊ส และอุณหภูมิขาออกจะเข้าใกล้เคียงกับแก๊สป้อนเข้า

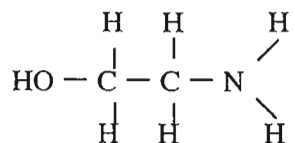
2.2 ตัวทำละลายที่ใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

การเลือกตัวทำละลายสำหรับกระบวนการดูดซึมนี้อาศัยหลักการดังนี้⁵

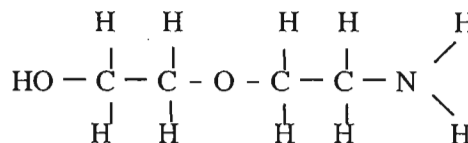
1. การละลายของแก๊ส (Gas Solubility) การละลายของแก๊สต้องสามารถละลายได้สูงซึ่งช่วยเพิ่มอัตราการดูดซึม และลดปริมาณตัวทำละลายที่ต้องใช้
2. ความสามารถในการระเหย (Volatility) ตัวทำละลายที่มีความดันไอต่ำ เมื่อเกิดการดูดซึมแก๊ส แก๊สจะอึดตัวด้วยตัวทำละลายซึ่งเป็นการสูญเสียตัวทำละลาย ดังนั้นควรเลือกตัวทำละลายที่มีความดันไอสูง
3. การกัดกร่อน (Corrosiveness) ตัวทำละลายจะต้องไม่กัดกร่อนวัสดุที่ใช้ทำเครื่องมือในกระบวนการดูดซึม
4. ราคา (Cost) ตัวทำละลายที่ใช้จะต้องมีราคาไม่แพง หาได้ง่าย และสามารถดูดซึมแก๊สที่ต้องการได้ดี
5. ความหนืด (Viscosity) ตัวทำละลายที่มีความหนืดต่ำจะช่วยทำให้อัตราการดูดซึมเร็ว ความดันตก (pressure drops) ต่ำ และการถ่ายโอนความร้อนดี
6. อื่น ๆ (Miscellaneous) ตัวทำละลายที่ใช้ต้องไม่เป็นพิษ ไม่ติดไฟ มีเสถียรภาพทางเคมีและจุดเยือกแข็งต่ำ

สารละลายที่นิยมใช้ดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มักเป็นพวกสารละลายแอลคาโนลามีน เนื่องจากมีความจุ (Capacity) ความสามารถในการทำปฏิกิริยา (Activity) สูงและราคาถูก สารละลายแอลคาโนลามีนเป็นสารจำพวกเอมีน (Amine) ได้แก่ โมโนเอทาโนลามีน (Monoethanolamine, MEA), ไดเอทาโนลามีน (Diethanolamine, DEA), ไตรเอทาโนลามีน (Triethanolamine, TEA), ไดโกลโคลามีน (Diglycolamine, DGA), ไดไอโซโพรพานอลามีน (Diisopropanolamine, DIPA) และเมทิลไดเอทาโนลามีน (Methyldiethanolamine, MDEA)

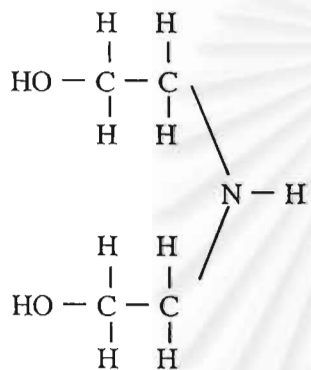
โครงสร้างของสารละลายแอลคาโนลามีนแสดงดังรูปที่ 2.8



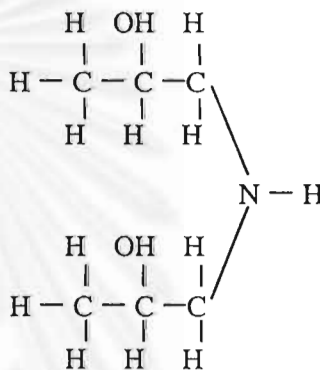
Monoethanolamine : MEA



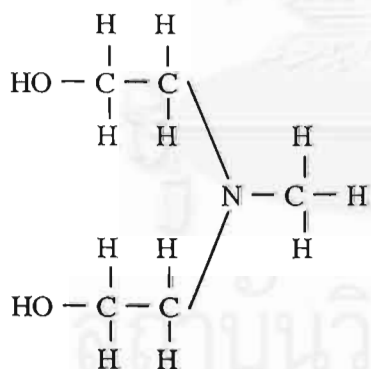
Diglycolamine : DGA



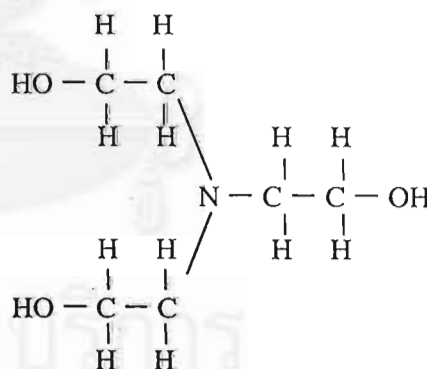
Diethanolamine : DEA



Diisopropanolamine : DIPA



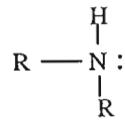
Methyldiethanolamine : MDEA



Triethanolamine : TEA

รูปที่ 2.8 โครงสร้างของสารละลายแอลคาโนลามีน⁶

สารละลายแอลคาโนลามีนมีสมบัติเป็นเบส เนื่องจากมีอิเล็กตรอนคู่ที่ไม่ได้ใช้ในการก่อพันธะ แสดงดังรูปที่ 2.9 ซึ่งสามารถรับโปรตอนได้ ให้เกลือเอมีน

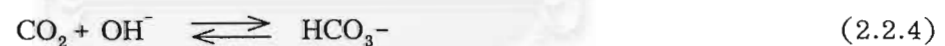
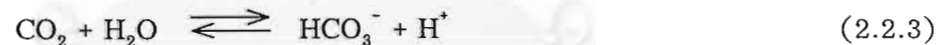
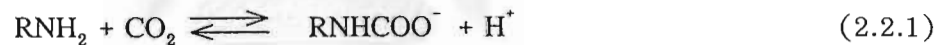


รูปที่ 2.9 แสดงอิเล็กตรอนคู่โดดเดี่ยวของสารละลายแอลคาโนลามีน⁶

เมื่อ R คือหมู่แอลคิล (Alkyl)

2.2.1 จลนพลศาสตร์ (Kinetics) และกลไก (Mechanism) ปฏิกริยาระหว่างคาร์บอนไดออกไซด์ กับ สารละลายแอลคาโนลามีน

สารละลายแอลคาโนลามีนมีหมู่ OH ซึ่งเป็นส่วนของโครงสร้างที่ทำให้เกิดสารประกอบโอลามีน (Olamines)⁶ เมื่อแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ถูกดูดซึมเข้าไปในสารละลายแอลคาโนลามีนซึ่งเกิดปฏิกิริยาดังนี้

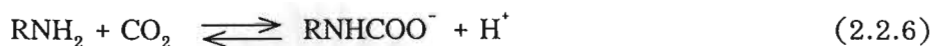


ค่าคงที่อัตราเร็ว (Rate Constants) ของแต่ละปฏิกิริยาข้างบนแสดงดังตารางที่ 2.1

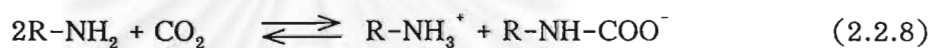
ตารางที่ 2.1 ค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยา⁷

ปฏิกิริยา	ค่าคงที่อัตราเร็ว ที่ 25 °C
(2.2.1)	5400-8500 lit/gmole.sec
(2.2.2)	ทันทีทันใด (Instantaneous)
(2.2.3)	0.025 lit/gmole.sec
(2.2.4)	8300 lit/gmole.sec
(2.2.5)	ทันทีทันใด

จากตารางที่ 2.1 แม้ว่าค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยา (2.2.4) จะมีค่ามากพอ ๆ กับของปฏิกิริยา (2.2.1) แต่อัตราการใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของปฏิกิริยา (2.2.4) และ (2.2.5) น้อยจนตัดทิ้งได้ เมื่อเทียบกับปฏิกิริยา (2.2.1) ส่วนปฏิกิริยา(2.2.3) ช้ามาก และใช้แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยมาก ดังนั้นปฏิกิริยารวมทั้งหมดคือ ผลรวมของปฏิกิริยา (2.2.1) กับ (2.2.2)



ปฏิกิริยารวม แสดงดังสมการ (2.2.8)

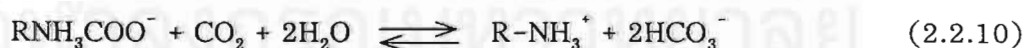


เนื่องจากปฏิกิริยา (2.2.2) เกิดขึ้นทันทีทันใด ดังนั้นอัตราเร็วของปฏิกิริยารวมเป็น ดังนี้

$$r = k_2[\text{CO}_2][\text{RNH}_2] \quad (2.2.9)$$

ค่าสัมประสิทธิ์ทางปริมาณสัมพันธ์ (Stoichiometric Coefficient) ของปฏิกิริยารวม (2.2.9)คือ 2

จากปฏิกิริยา (2.2.8) ต้องใช้สารละลายแอลคาโนลามีน 2 mole ทำปฏิกิริยากับ CO_2 1 mole ซึ่งเป็นการสิ้นเปลืองสารละลายที่ใช้ ถ้าเกิดปฏิกิริยาไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) ของคาร์บาเมต (RNH_3COO^-) เป็นไบคาร์บอเนต (HCO_3^-) ดังสมการ (2.2.10) จะช่วยลดสารละลายแอลคาโนลามีนที่ต้องใช้ โดยสารละลายแอลคาโนลามีน 1 mole ทำปฏิกิริยากับ CO_2 1 mole

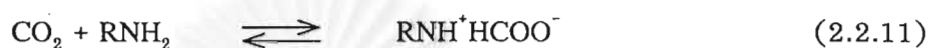


เนื่องจากเอมีนมีหลายประเภท ปฏิกิริยาระหว่างเอมีนกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงแตกต่างกัน โดยจะแบ่งเป็น 2 ประเภท ดังนี้

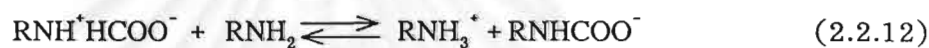
1. ปฏิกิริยาระหว่างเอมีนปฐมภูมิ (Primary amine) และเอมีนทุติยภูมิ (Secondary amine) กับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เอมีนปฐมภูมิ และเอมีนทุติยภูมิ ได้แก่ โมโนเอทาโนลาและไดเอทาโนลามีน ตามลำดับ เป็นสารพวกแอลคาโนลามีนที่มีความว่องไวในการทำปฏิกิริยา

และอัตราการกำจัดแก๊สกรดสูง แต่มีการเกิดคาร์บาเมตเสถียร (Stable Carbamates)⁸ กับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ตามปริมาณสารสัมพันธ์ (Stoichiometric) อัตราส่วนแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อสารละลายเอมีนมีขอบเขตจำกัดที่ 0.5 โดยปฏิกิริยาระหว่างเอมีนปฐมภูมิและเอมีนทุติยภูมิกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนี้

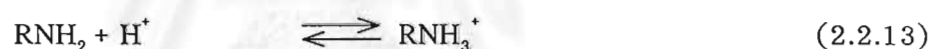
ปฏิกิริยาการเกิดสวิตเทอร์รอน (Zwitterion formation)



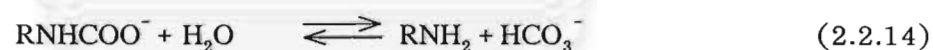
ปฏิกิริยาการเกิดคาร์บาเมต (Carbamate formation)



ปฏิกิริยาการเกิดเอมีนโปรโตเนต (Protonated amine formation)

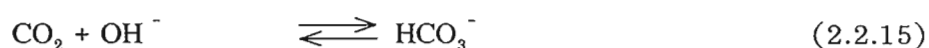


ปฏิกิริยาการเกิดไฮโดรไลซิสของคาร์บาเมต (Hydrolysis of carbamate)

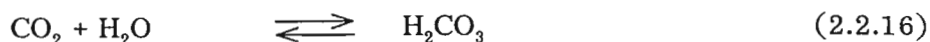


2. ปฏิกิริยาระหว่างเอมีนตติยภูมิ (Tertiary amine) กับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เอมีนตติยภูมิ ได้แก่ ไตรเอทานอลามีน และเมทิลไดเอทานอลามีน เป็นต้น เป็นสารที่มีความว่องไวในการทำปฏิกิริยาต่ำ อัตราการกำจัดแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ และไม่เกิดคาร์บาเมตเสถียร⁸ ลักษณะพิเศษเหล่านี้ทำให้พลังงานที่ต้องการใช้ในกระบวนการต่ำกว่า เมื่อเปรียบเทียบกับกระบวนการที่ใช้สารละลายโมโนเอทานอลา และไดเอทานอลามีน โดยปฏิกิริยาระหว่างเอมีนตติยภูมิกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ดังนี้

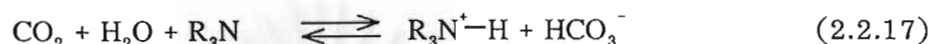
ปฏิกิริยาการเกิดไบคาร์บอเนต (Bicarbonate formation)



ปฏิกิริยาการเกิดคาร์บอนิก (Carbonic formation)



ปฏิกิริยาการเกิดแอลคิลคาร์บอเนตเอมีน (Alkyl Carbonate amine formation)



สารละลายแอลคาโนลามีนยังสามารถแบ่งตามระดับ Degree of steric hindrance เป็น 2 พวก คือ

1. สารละลายแอลคาโนลามีนที่มี degree of steric hindrance ต่ำ ได้แก่ โมโนเอทาโนลามีน เป็นต้น
2. สารละลายแอลคาโนลามีนที่มี degree of steric hindrance สูง ได้แก่ ไดโกลโคลลามีน, ไดเอทาโนลามีน, ไดไอโซโพรพาโนลามีน, เมทิลไดเอทาโนลามีน, และไตรเอทาโนลามีน เป็นต้น

Degree of steric hindrance เป็นค่าที่บอกถึงความเกะกะหรือกีดกันของโครงสร้างของสารละลายแอลคาโนลามีน สารละลายแอลคาโนลามีนที่มี degree of steric hindrance สูงจะมีความสามารถในการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าสารละลายแอลคาโนลามีนที่มี degree of steric hindrance ต่ำ เมื่อสารละลายแอลคาโนลามีนมีกีดกันมากจะสามารถจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้มาก ทำให้ปริมาณแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาวะสมดุลมีปริมาณสูง

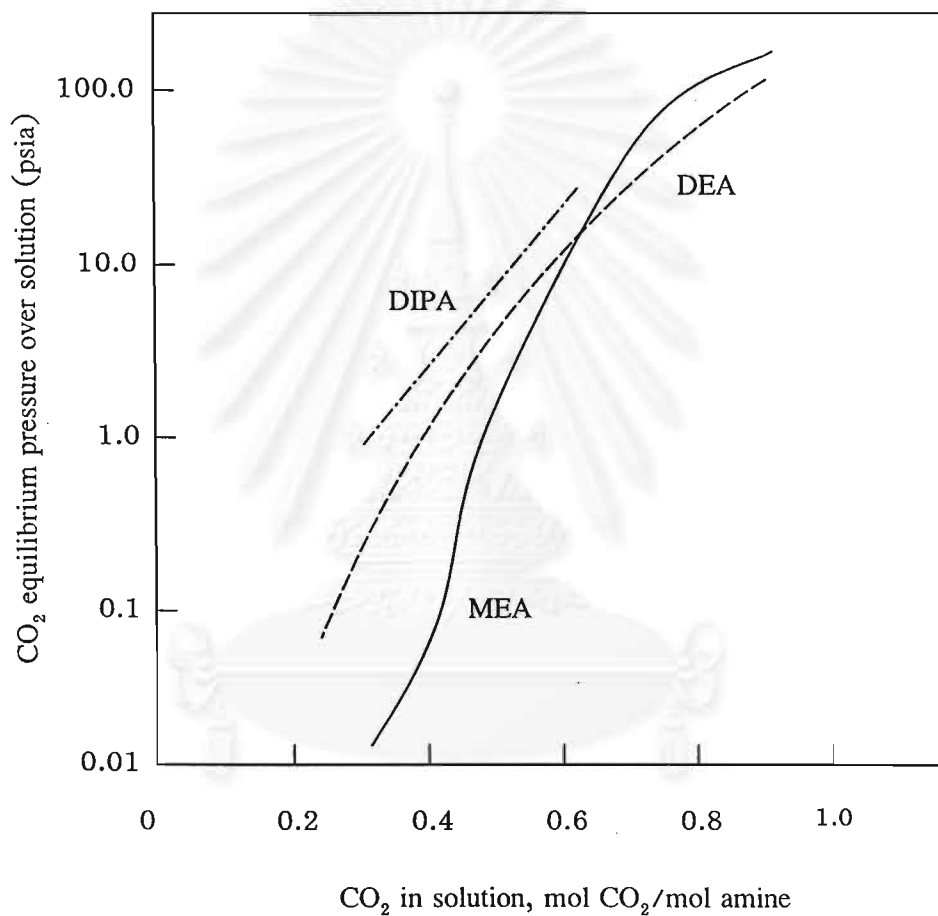
จากลักษณะและการเกิดปฏิกิริยาระหว่างสารละลายแอลคาโนลามีนเดียวกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ จะพบว่าสามารถนำสารละลายแอลคาโนลามีนเดี่ยวมาผสมกัน โดยผสมระหว่างเอมีนตติยภูมิกับเอมีนปฐมภูมิ หรือเอมีนตติยภูมิกับเอมีนทุติยภูมิ ซึ่งจะได้สารละลายแอลคาโนลามีนผสมที่มีความว่องไวในการทำปฏิกิริยาสูง อัตราการกำจัดแก๊สกรดสูง และพลังงานที่ต้องการใช้ในกระบวนการต่ำกว่า

2.2.2 สมดุลระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับสารละลายแอลคาโนลามีน

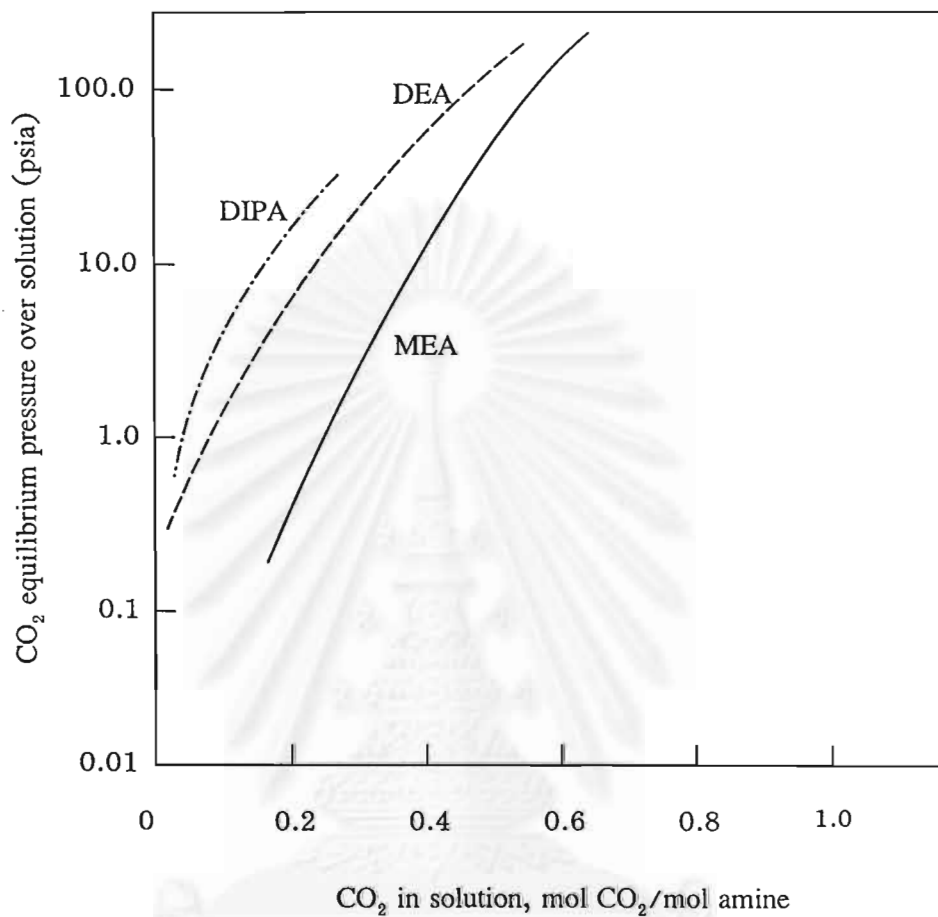
ข้อมูลสมดุล (Equilibrium Data) ของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์กับสารละลายแอลคาโนลามีนบางตัว แสดงดังรูปที่ 2.10 และ รูปที่ 2.11 ซึ่งแสดงเส้นโค้งสมดุลของ

คาร์บอนไดออกไซด์กับสารละลายแอลคาโนลามีนที่ภาวะการดูดซึม (Absorption) และภาวะการกลั่นแยก (Stripping)

จากรูปที่ 2.10 และรูปที่ 2.11 แสดงให้เห็นว่าอุณหภูมิมีผลต่อการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่อุณหภูมิต่ำอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายแอลคาโนลามีน (Loading) มีค่าสูง เมื่ออุณหภูมิสูงอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายแอลคาโนลามีนมีค่าต่ำ



รูปที่ 2.10 สมดุลความดันของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายแอลคาโนลามีนภายใต้ภาวะการดูดซึม (40 °C, 104 °F)⁴



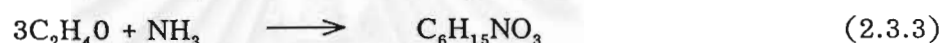
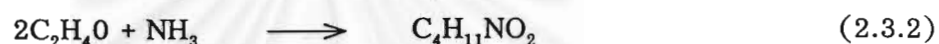
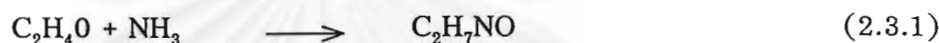
รูปที่ 2.11 สมดุลความดันของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายแอลคาโนลามีนภายใต้ภาวะการกลั่นแยก (100 °C, 212 °F)⁴

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

2.3 การผลิตสารละลายแอลคาโนลามีน

2.3.1 การผลิตโมโนเอทาโนลามีน, ไดเอทาโนลามีน และไตรเอทาโนลามีน¹⁰

ถึงแม้ว่าเอทาโนลามีนจะสามารถผลิตได้จากการเกิดปฏิกิริยาระหว่างเอทิลีนคลอไรด์ (Ethylene chlorohydrin) กับแอมโมเนีย (NH₃) แต่กระบวนการผลิตเอทาโนลามีนในเชิงการค้าจะได้จากปฏิกิริยาระหว่างเอทิลีนออกไซด์ (Ethylene oxide ;C₂H₄O) กับแอมโมเนีย โดยผลิตภัณฑ์ที่ได้จะมีทั้งโมโนเอทาโนลามีน (C₂H₇NO), ไดเอทาโนลามีน (C₄H₁₁NO₂) และ ไตรเอทาโนลามีน (C₆H₁₅NO₃) ดังสมการ



อัตราส่วนของโมโนเอทาโนลามีน, ไดเอทาโนลามีน และไตรเอทาโนลามีน ที่ผลิตได้จะขึ้นอยู่กับอัตราส่วนระหว่างแอมโมเนียกับเอทิลีนออกไซด์ ในปฏิกิริยา และโมโนเอทาโนลามีน และ/หรือ ไดเอทาโนลามีน ที่ถูกนำกลับมาใช้ใหม่ในปฏิกิริยา กล่าวคือถ้าใช้เอทิลีนออกไซด์มากเกินไปจะเกิดไดเอทาโนลามีน และไตรเอทาโนลามีนมาก แต่ถ้าใช้แอมโมเนียมากเกินไปจะเกิดโมโนเอทาโนลามีนสูงที่สุด ในกระบวนการผลิตเอทาโนลามีนสามารถแยกผลิตภัณฑ์ผสมระหว่างโมโนเอทาโนลามีน, ไดเอทาโนลามีน และไตรเอทาโนลามีนได้ โดยการกลั่นลำดับส่วน ซึ่งจุดเดือดของเอทาโนลามีนแต่ละตัวแตกต่างกันดังตารางที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 แสดงจุดเดือดของเอทาโนลามีน

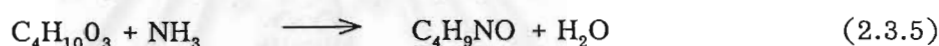
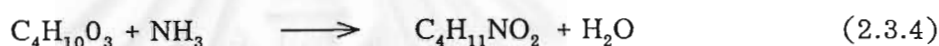
จุดเดือด °C	โมโนเอทาโนลามีน	ไดเอทาโนลามีน	ไตรเอทาโนลามีน
ที่ 750 mmHg	171	สลายตัว	360
50 mmHg	100	187	246
10 mmHg	69	153	201

กระบวนการผลิตเอทาโนลามีนจะใช้อัตราส่วนโดยโมลของแอมโมเนียต่อเอทิลีนออกไซด์ ภายในช่วง 15 ต่อ 1 ถึง 50 ต่อ 1 ที่ภาวะอุณหภูมิที่เหนือกว่าอุณหภูมิวิกฤตของของผสม และความดันเหนือความดันวิกฤตของของผสม และรักษาวงศาของของผสมให้เป็นวงศาเดียวกัน โดยอุณหภูมิเหนือวิกฤตที่ใช้ภายในช่วง 170 ถึง 240 °C และความดันเหนือความดัน

วิกฤตในช่วง 200 ถึง 210 บรรยากาศ สารตั้งต้นจะถูกทำให้ร้อนก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ โดยถูกทำให้ร้อนภายในช่วงอุณหภูมิ 100 ถึง 160 °C ผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้จะมีองค์ประกอบของโมโนเอทานอลามีนประมาณ 70 ถึง 80 % โดยน้ำหนัก, ไดเอทานอลามีน 15 ถึง 20 % โดยน้ำหนัก และไตรเอทานอลามีน 2 ถึง 3 % โดยน้ำหนัก

2.3.2 การผลิตไดโกลโคลามีน¹¹

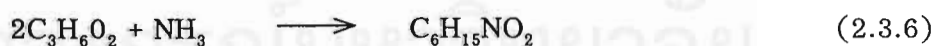
การผลิตไดโกลโคลามีนได้จากปฏิกิริยาระหว่างไดเอทิลีนไกลคอล (Diethylene glycol ; $C_4H_{10}O_3$) กับแอมโมเนีย ซึ่งจะมีนิกเกิล (Nickel) ประมาณ 60 ถึง 85 % โมล, คอปเปอร์ (Copper) ประมาณ 14 ถึง 37 % โมล และโครเมียมประมาณ 1 ถึง 6 % โมล เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาในกระบวนการแบบต่อเนื่อง ผลิตภัณฑ์ที่ได้นอกจากจะได้ไดโกลโคลามีน ($C_4H_{11}NO_2$) แล้วยังมีมอร์โฟลีน (Morpholine ; C_4H_9NO) ดังสมการ



ภาวะที่ใช้ในการผลิตไดโกลโคลามีนที่อุณหภูมิประมาณ 200 ถึง 220 °C และความดันประมาณ 700 ถึง 2200 psig อัตราส่วนโดยโมลของแอมโมเนียต่อไดเอทิลีนไกลคอล ประมาณ 4 ต่อ 1 ถึง 8 ต่อ 1

2.3.3 การผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน¹²

การผลิตไดไอโซโพรพานอลามีนจากปฏิกิริยาระหว่างโพรพิลีนออกไซด์ (Propylene oxide ; $C_3H_6O_2$) กับแอมโมเนีย ดังสมการ



สารตั้งต้นจะถูกทำให้ร้อนก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ที่อุณหภูมิประมาณ 80 °C และเกิดปฏิกิริยาที่อุณหภูมิประมาณ 700 °C ความดันประมาณ 15 บรรยากาศ ไดไอโซโพรพานอลามีนที่ผลิตได้ประมาณ 94 %

2.3.4 การผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน¹³

เอมีนตติยภูมิสามารถเตรียมได้จากปฏิกิริยาระหว่างเอมีนปฐมภูมิ หรือเอมีนทุติยภูมิ กับฟอร์มอลดีไฮด์ (Formaldehyde ; CH₂O) ในภาวะที่มีแก๊สไฮโดรเจน (H₂) และมีแพลทินัม (Platinum ; Pt) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา

ส่วนในกรณีของการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน (C₅H₁₃NO₂) นั้นสารตั้งต้นที่ใช้ผลิตคือ ไดเอทานอลามีน (Diethanolamine ; C₄H₁₁NO₂) กับฟอร์มอลดีไฮด์ และแก๊สไฮโดรเจน ดังสมการ



ภาวะการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีนที่อุณหภูมิ 80 ถึง 180 °C อัตราส่วนโดยโมลของฟอร์มอลดีไฮด์ต่อเอมีนประมาณ 1.1 เมทิลไดเอทานอลามีนที่ผลิตได้ประมาณ 96 % ปริมาณตัวเร่งปฏิกิริยาที่เติมเข้าไปประมาณ 25 ppm

2.4 การวิเคราะห์เอ็กเซอร์จี¹⁴

ในอุตสาหกรรมแหล่งพลังงานที่ใช้โดยทั่วไปได้จากเชื้อเพลิง เป็นที่ทราบกันดีว่าราคาเชื้อเพลิงนับวันมีแต่จะสูงขึ้น เป็นสาเหตุที่ทำให้นักอุตสาหกรรมให้ความสนใจในการประหยัดพลังงานโดยใช้พลังงานให้ได้ประสิทธิภาพสูงสุด สมบัติที่เรียกว่า Exergy หรือ Availability จะช่วยงานวิเคราะห์ประสิทธิภาพการใช้พลังงาน การวิเคราะห์นี้จึงเรียกว่า Exergy analysis หรือ Availability analysis หรือ Second-law analysis

Exergy ของระบบคืองานสูงสุด (maximum work) ที่ได้จากระบบเมื่อระบบเปลี่ยนจากภาวะปัจจุบันไปสู่ภาวะสมดุลกับสิ่งแวดล้อม เรียกภาวะของระบบที่สมดุลกับสิ่งแวดล้อมนี้ว่า dead state ของระบบ ที่ภาวะนี้ระบบจะไม่สามารถทำงานได้อีก ค่าเอ็กเซอร์จีของระบบที่ dead state นี้จึงเท่ากับศูนย์ กำหนดให้สิ่งแวดล้อมมีอุณหภูมิเป็น T₀ และความดันเป็น P₀ ดังนั้นที่ dead state ระบบจะมีอุณหภูมิ T₀ และ P₀ ด้วย นอกจากนี้ที่ภาวะสมดุลนี้จะไม่มีความสัมพันธ์ระหว่างระบบกับสิ่งแวดล้อม ความเร็วของระบบเท่ากับศูนย์ และพลังงานศักย์มีค่าต่ำสุด

สมการของเอ็กเซอร์จีขึ้นกับชนิดของระบบได้แก่ ระบบปิด และ ระบบเปิด และ สารหนึ่งองค์ประกอบหรือสารหลายองค์ประกอบ สมบัติเอ็กเซอร์จีจะถูกทำลายโดย irreversibility สำหรับกระบวนการภาวะคงตัวสามารถเขียนดุลเอ็กเซอร์จีรอบปริมาตรควบคุมได้ดังสมการ

2.4.1

$$\sum_j [(1 - (T_j - T_0) / T_j)] Q_{t,j} - W_t + \sum_{in} M\Psi - \sum_{out} M\Psi - I_t = 0 \quad (2.4.1)$$

เมื่อ T_0 คืออุณหภูมิที่ dead state

T_j คืออุณหภูมิที่ดำเนินการ

$Q_{t,j}$ คือความร้อนจากแหล่งความร้อน j

W_t คืองานทั้งระบบ

$M\Psi$ คือ กระแสเอ็กเซอร์จี กรณีที่มีหลายกระแสเข้า-ออก

I_t คือ การทำลายเอ็กเซอร์จีเนื่องจาก irreversibility ในปริมาตรควบคุม

ถ้ากระบวนการเป็นระบบแบบกระแสเดียว สมการ 2.4.1 จะเป็นดังสมการ 2.4.2 ดังนี้

$$\sum_j [(1 - (T_j - T_0) / T_j)] Q_j - W + (\Psi_{in} - \Psi_{out}) - I = 0 \quad (2.4.2)$$

2.5 งานวิจัยในอดีต

ชัยทวี ไตจิรกุล (1987)⁷ ได้ศึกษาการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้สารละลายโมโนเอทานอลามีนในหอดูดซึมแบบแพคขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 0.203 เมตร (8 นิ้ว) สูง 5.32 เมตร แพคกึ่งบรรจุด้วยอะลูมิเนียมขนาดมาตรฐาน 0.0127 เมตร (1/2 นิ้ว) อุณหภูมิปฏิบัติการภายในหอดูดซึมประมาณ 39-43 องศาเซลเซียส และความดัน 1 บรรยากาศ ค่าอัตราส่วนการจับคาร์บอนไดออกไซด์ของสารละลายโมโนเอทานอลามีนที่ใช้ในช่วง 0.380-0.411 จากการเปรียบเทียบแบบจำลองที่ใช้ในการหาโพรไฟล์ของความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ตลอดความสูงของหอ พบว่ายังคงจำเป็นต้องใช้แบบจำลองของปฏิกิริยาอันดับสองแบบผันกลับได้สำหรับกรณีของหอดูดซึมที่ใช้ในอุตสาหกรรม แม้ว่าค่าอัตราส่วนของการจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะน้อยกว่า 0.5 ก็ตาม.

Mimura, T., et al. (1995)⁹ ได้ทำการวิจัยและพัฒนาเทคโนโลยีที่ประหยัดพลังงานสำหรับการนำแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สจากการเผาไหม้กลับมาใช้ใหม่ในโรงผลิตไฟฟ้า โดยใช้เทคนิคการดูดซึมทางเคมี งานวิจัยนี้ทำการทดลองในระดับปฏิบัติการ (Laboratory level) ความเข้มข้นของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ 10% โดยปริมาตร ที่ 40 °C และความดันบรรยากาศ พบว่าสารละลายแอลคานอลามีนที่มี degree of steric hindrance สูง สามารถจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ปริมาตรสูง ใช้ความร้อนในการดูดซึมต่ำ สามารถนำสารละลายแอลคานอลามีน

ลามีนกลับมาใช้ใหม่ได้ง่าย และไม่มีปัญหาการกีดกร่อน ต่อมาศึกษาผลในระดับ Pilot Plant พบว่าสารละลายแอลคาโนลามีนที่มี degree of steric hindrance สูง ใช้พลังงานในการนำสารละลายแอลคาโนลามีนกลับมาใช้ใหม่ต่ำ ซึ่งแสดงให้เห็นว่าสารละลายแอลคาโนลามีนที่มี degree of steric hindrance สูง เหมาะสมที่จะใช้เป็นตัวดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากแก๊สจากการเผาไหม้

Versteeg, G.F., and Van Swaaij, W.P.M. (1988)¹⁵ ได้ศึกษาจลนพลศาสตร์ปฏิกิริยาระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และสารละลายแอลคาโนลามีน ในกรณีของเอมีนตติยภูมิ ได้แก่ เมทิลไดเอทาโนลามีน สารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีนไม่สามารถทำปฏิกิริยาโดยตรงกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และไม่สามารถทำปฏิกิริยากับสารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีนได้เมื่อไม่มีน้ำ ซึ่งโมเลกุลของน้ำจะละลายสารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีนได้ โดยเกิดพันธะไฮโดรเจน และการละลายนี้ทำให้สารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีนทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยาเกิดปฏิกิริยาไฮเดรชันของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

Tomcej, R.A., and Otto., F.D. (1989)¹⁶ ได้ศึกษาอัตราการดูดซึมของไนตรัสออกไซด์ (N_2O) ในสารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีน ซึ่งสามารถใช้แสดงผลความเข้มข้นของสารละลายเอมีนต่อสัมประสิทธิ์การแพร่ และการละลายทางกายภาพของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีน พบว่าการแพร่ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ และความหนืดในวัฏภาคของเหลว กล่าวคือการแพร่จะเพิ่มขึ้นเมื่ออุณหภูมิสูง และจะลดลงเมื่อความหนืดสูงขึ้น และศึกษาการดูดซึมทางเคมี โดยพบว่าค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยาแปรผันตามอุณหภูมิ และความเข้มข้นของสารละลายเอมีน

Pervez, Md.I., Haji-Sulaiman, M.Z., and Aroua Md.K. (1995)¹⁷ ได้ทำการวิจัยเกี่ยวกับการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ โดยใช้เอมีนตัวเดียว และเอมีนผสม งานวิจัยนี้ทำการทดลองที่ 30 องศาเซลเซียสและความดันย่อยของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในช่วง 0.5 - 100 กิโลปาสคาล์ พบว่าสารละลายแอมมีนเมทิลโพรพานอลมีความสามารถในการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงกว่าสารละลายไดเอทาโนลามีน และเมทิลไดเอทาโนลามีน สารละลายไดเอทาโนลามีนมีประสิทธิภาพในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์มากกว่าสารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีน ที่ความดันย่อยต่ำกว่า 15 กิโลปาสคาล์.

Rho, S.W., and Yoo, K.P. (1997)¹⁸ ได้ศึกษาการละลายของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน ที่ความเข้มข้น 5.0, 20.5, 50.5, และ 75 มวล % อุณหภูมิ 323.15, 348.15 และ 373.15 K ตามลำดับ พบว่าอัตราการทำปฏิกิริยาระหว่างสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน กับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ช้ามาก เนื่องจากสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนไม่ทำปฏิกิริยาโดยตรงกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่อุณหภูมิ 323.15 K อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนสูงสุด เมื่อกำหนดอุณหภูมิ และความดันย่อยของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์คงที่ พบว่าสมมูลของอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนลดลง เมื่อความเข้มข้นของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนเพิ่มขึ้น ดังนั้นสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนจำเป็นต้องรักษาให้มีความเข้มข้นต่ำ ๆ เพื่อเพิ่มความสามารถในการจับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

Pani, F., Gaunand, A., Cadours, R., Bouallou, C., and Richon, D. (1997)¹⁹ ได้ศึกษาพลศาสตร์ของการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ในสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน ความเข้มข้นในช่วงอุณหภูมิ 296 K ถึง 343 K (23 °C ถึง 70 °C) โดยความเข้มข้นของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนในช่วง 830 ถึง 4380 mol.m⁻³ (10 ถึง 50 %mass) ผลของจลนพลศาสตร์ที่ได้นี้จะยึดหลักตามทฤษฎีฟิล์ม (Film theory) พบว่าปฏิกิริยาระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และเมทิลไดเอทานอลามีนเป็นปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง ค่าเอนฮานซ์เมนต์แฟกเตอร์มากกว่า 3 ค่าเอนฮานซ์เมนต์แฟกเตอร์เพิ่ม เมื่อความเข้มข้นของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนเพิ่มขึ้น

Aroua, M. K., Amor, A. B., and Haji-Sulaiman, M.Z. (1997)²⁰ ได้ศึกษาผลของอุณหภูมิที่มีต่อค่าคงที่ของสมมูลของการเกิดคาร์บาเมตจากไดเอทานอลามีน ค่าคงที่ของสมมูลสำหรับการเกิดคาร์บาเมตของไดเอทานอลามีนทำการทดลองที่ 303, 313, 323 และ 331 K สำหรับความเข้มข้นของไอออนมากกว่า 1.8 mol.dm⁻³ NaClO₄ เป็นอิเล็กโทรไลต์ พบว่าเสถียรภาพของการเกิดคาร์บาเมตจะลดลงเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น ซึ่งสามารถแสดงโดยการลดลงของค่า K₁ ตามความสัมพันธ์ระหว่างค่าคงที่ของสมมูล และอุณหภูมิดังนี้ $\log = -5.12 + 1.781 \times 10^3 K/T$ ค่าคงที่ของสมมูลสำหรับปฏิกิริยาจะขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของไอออนของสารละลาย และอุณหภูมิ โดยที่ค่าคงที่ของสมมูลแปรผกผันกับความเข้มข้นของไอออนของสารละลายและอุณหภูมิ

บทที่ 3

การดำเนินการวิจัย

3.1 การจำลองและวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในงานวิจัยนี้ใช้โปรแกรม PRO II เป็นเครื่องมือในการวิเคราะห์หาตัวทำละลายที่เหมาะสม โดยสารละลายที่ใช้แยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ซึ่งเป็นสารละลายแอลคาโนลามีน ได้แก่

สารละลายโมโนเอทานอลามีน
สารละลายไดเอทานอลามีน
สารละลายไดโกลโคลลามีน
สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน
สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน

องค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้ พิจารณาเฉพาะการเผาไหม้สมบูรณ์ไม่มีแก๊สคาร์บอนมอนอกไซด์ (CO), ไฮโดรเจนซัลไฟด์ (H₂S) และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO₂) องค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้ แสดงดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 แสดงองค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้

องค์ประกอบของแก๊สจากการเผาไหม้	% โมล
CO ₂	6.85
H ₂ O	1.11
O ₂	3.03
N ₂	89.02

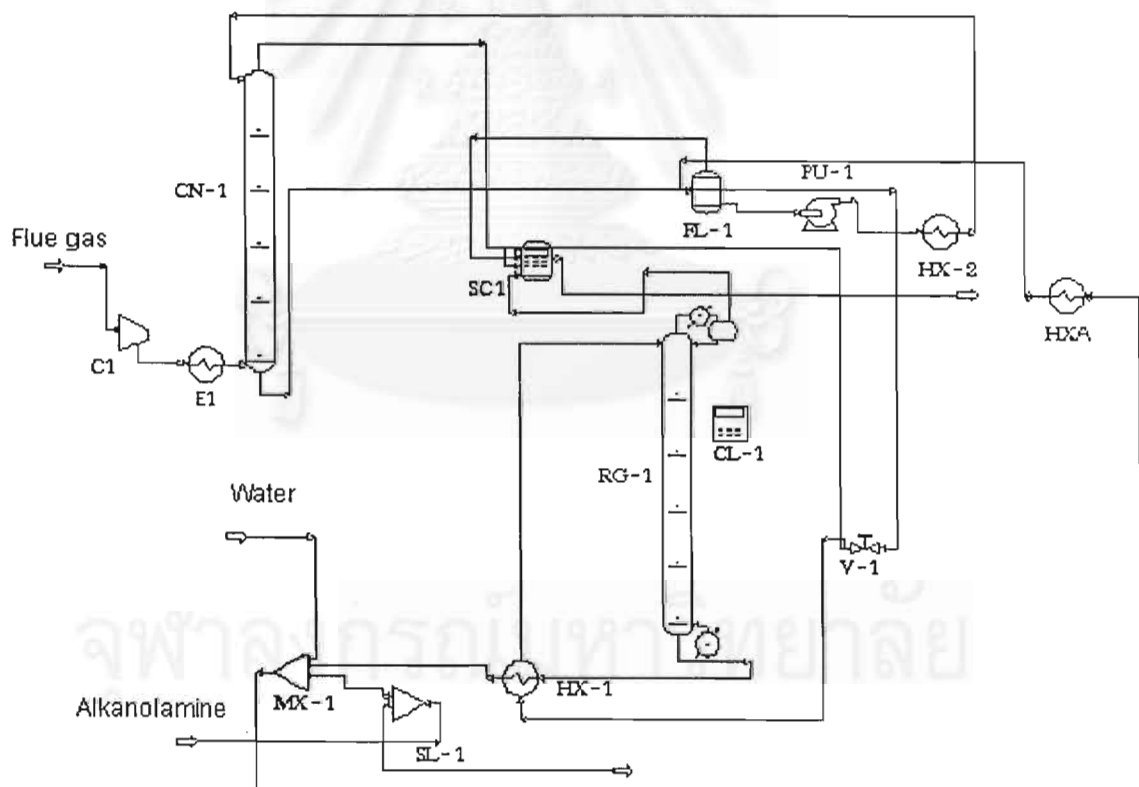
กำหนด % แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่แยกได้ ในกระบวนการนี้สามารถแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ 86 %

1. ทำการสร้างผังแผนภูมิกระบวนการ เพื่อจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II โดยใช้ Amine special package สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ และปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีน และอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

ตารางที่ 3.2 แสดงความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล

% โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน	% โมลของน้ำ
20	80
30	70
40	60

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายแอลคาโนลามีน ได้แก่ 0.1, 0.2 และ 0.3



รูปที่ 3.1 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II

อุปกรณ์ที่ใช้ในการจำลองภาวะการผันกระบวนกาแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II ประกอบด้วย

- เครื่องอัดอากาศ (Compressor ; C1)
อุปกรณ์นี้ใช้ปรับความดันแก๊สจากการเผาไหม้ก่อนเข้าหอดูดซึม เพื่อให้ความดันเหมาะสมในการดูดซึมระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ กับสารละลายแอลคาโนลามีน ความดันที่ใช้ประมาณ 100 ถึง 1000 psia
- หอดูดซึม (Absorber ; CN-1)
อุปกรณ์นี้ใช้สำหรับทำให้เกิดการดูดซึมระหว่างแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ กับสารละลายแอลคาโนลามีน หอดูดซึมที่ใช้นี้เป็นแบบถาด (Tray Column) ชนิดวาล์ว
- เครื่องคำนวณกระแส (Stream Calculator ; SC1)
อุปกรณ์นี้ใช้คำนวณตุลมวลสารของสารละลายแอลคาโนลามีน
- เครื่องคำนวณ (Calculator ; CL-1)
อุปกรณ์นี้ใช้หาข้อมูลที่มิได้ถูกใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
- แฟลชดรัม (Flash Drum ; FL-1)
อุปกรณ์นี้ใช้ควบคุมน้ำที่มิได้ถูกใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ให้ระเหยออกไปเพื่อให้ได้สารละลายมีแก๊สกรดน้อยมีความเข้มข้นตามต้องการก่อนเข้าหอดูดซึม
- เครื่องสูบ (Pump ; PU-1)
อุปกรณ์นี้ใช้ปรับความดันของสารละลายมีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ความดันที่ใช้ประมาณ 100 ถึง 1000 psig
- เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (Air Cooler ; HX-2)
อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายมีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ลดอุณหภูมิประมาณ 65 ถึง 140 °F ใช้อากาศให้ความเย็น โดยอุณหภูมิของอากาศขาเข้าเครื่องทำความเย็น 20 °F และอุณหภูมิของอากาศขาออกเครื่องทำความเย็น 100 °F
- วาล์ว (Valve ; V-1)
อุปกรณ์นี้ใช้ปรับความดันก่อนเข้าหอกลั่นแยก ความดันที่ใช้ประมาณ 14.7 ถึง 110 psia
- สปลิตเตอร์ (Splitter ; SL-1)
อุปกรณ์นี้ใช้คำนวณหาสารละลายแอลคาโนลามีนที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์
- เครื่องผสม (Mixer ; MX-1)

อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องผสมกระแสของน้ำและสารละลายแอลคาโนลามีนที่เข้าสู่กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และสารละลายมีแก๊สกรดน้อยจากหอกลั่นแยก

- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Amine Exchanger ; HX-1)

อุปกรณ์นี้ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสารละลายมีแก๊สกรดมาก ซึ่งมีอุณหภูมิ ต่ำ กับสารละลายมีแก๊สกรดน้อยซึ่งมีอุณหภูมิสูง

- เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger ; HXA)

อุปกรณ์นี้ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสสารละลายแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าเฟลชดรัมที่อุณหภูมิ 170 °F โดยแลกเปลี่ยนความร้อนกับอากาศ โดยอุณหภูมิของอากาศขาเข้าเครื่องทำความเย็น 20-50 °F และอุณหภูมิของอากาศขาออกเครื่องทำความเย็น 100 °F

- เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (Air Cooler ; E1)

อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของแก๊สจากการเผาไหม้ก่อนเข้าหอดูดซึม เพื่อลดอุณหภูมิประมาณ 65 ถึง 140 °F ใช้อากาศให้ความเย็น โดยอุณหภูมิของอากาศขาเข้าเครื่องทำความเย็น 20 °F และอุณหภูมิของอากาศขาออกเครื่องทำความเย็น 100 °F

- หอกลั่นแยก (Regenerator ; RG-1)

อุปกรณ์นี้ใช้ในการกลั่นแยกสารละลายแอลคาโนลามีนกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการ โดยทำให้มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ผสมอยู่ในสารละลายมีแก๊สกรดน้อย น้อยที่สุด กำหนดอัตราการไหลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ออกทางด้านบนของหอกลั่นแยก 650 lbmole/hr หรือสามารถแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ประมาณ 86 % (แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เข้าสู่กระบวนการประมาณ 752 lbmole/hr) หอกลั่นแยกที่ใช้เป็นแบบถาด (Tray Column) ชนิดวาล์ว

2. จากการจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II หาพลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ สำหรับสารละลายแอลคาโนลามีนแต่ละชนิด และหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เกิดขึ้นในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

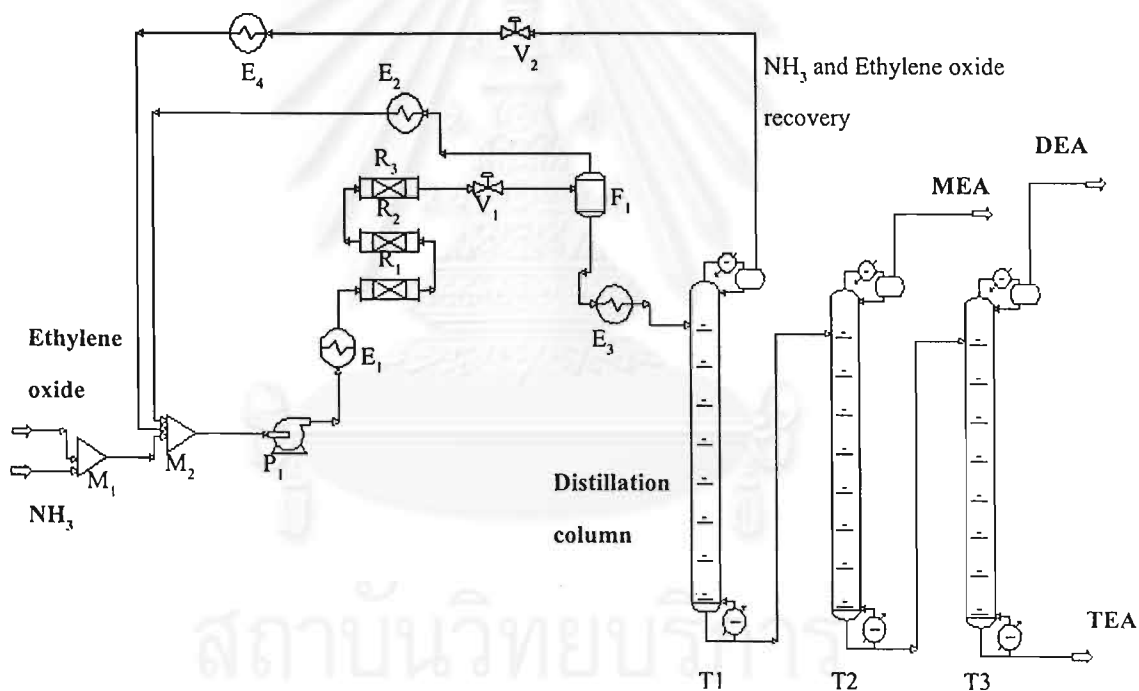
3. คำนวณขนาดของอุปกรณ์ และคำนวณค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในแต่ละสารละลายแอลคาโนลามีน

3.2 การจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีนประเภทต่าง ๆ

3.2.1 กระบวนการผลิตโมโนเอทาโนลามีน, ไดเอทาโนลามีน และไตรเอทาโนลามีน

1. หาข้อมูลกระบวนการผลิตเอทาโนลามีน

2. ทำการจำลองภาวะการณ้กระบวนการการผลิตเอทาโนลามีนที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II ใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ การจำลองภาวะการณ้กระบวนการผลิตเอทาโนลามีนที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II แสดงดังรูปที่ 3.2



รูปที่ 3.2 แบบจำลองภาวะการณ้กระบวนการผลิตเอทาโนลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม

PRO II

อุปกรณ์ที่ใช้ในการจำลองภาวะการณักระบวนการผลิตเอทานอลามีนที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II

- เครื่องผสม (Mixer ; M_1)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องผสมสารตั้งต้นก่อนเข้ากระบวนการผลิต โดยผสมระหว่างเอทิลีนออกไซด์ กับแอมโมเนีย
- เครื่องผสม (Mixer ; M_2)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องผสมสารตั้งต้นก่อนเข้ากระบวนการผลิต กับสารที่กลับมาใช้ใหม่
- เครื่องสูบ (Pump ; P_1)
อุปกรณ์นี้ใช้ปรับความดันของสารละลายก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ โดยความดันที่ใช้ประมาณ 2714.7 psia
- เครื่องทำความร้อน (Heater ; E_1)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้ความร้อนแก่สารละลายก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ให้ความร้อนที่อุณหภูมิประมาณ 150 °C
- เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug flow reactor ; R_1, R_2 and R_3)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้สารตั้งต้นทำปฏิกิริยากัน ระหว่างเอทิลีนออกไซด์ กับแอมโมเนีย โดยเครื่องปฏิกรณ์ทำงานในระบบอุณหภูมิคงที่ (Isothermal) ประกอบด้วย 3 เครื่อง คือ
 - R_1 ดำเนินการที่อุณหภูมิ 166 °C
 - R_2 ดำเนินการที่อุณหภูมิ 169 °C
 - R_3 ดำเนินการที่อุณหภูมิ 175 °C

ทั้ง R_1, R_2 และ R_3 มีความยาว 100 ฟุต, ท่อเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 นิ้ว
- วาล์ว (Valve ; V_1)
อุปกรณ์นี้ใช้ปรับความดันให้ลดลงประมาณ 414.7 psig ก่อนเข้าแฟลชดรัม
- แฟลชดรัม (Flash drum ; F_1)
อุปกรณ์นี้ใช้แยกแอมโมเนีย และเอทิลีนที่เหลือจากการปฏิกิริยา เพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการ โดยการปรับอุณหภูมิประมาณ 100 °C
- เครื่องทำความเย็น (Cooler ; E_2)
อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายก่อนนำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการ โดยลดอุณหภูมิประมาณ 25 °C

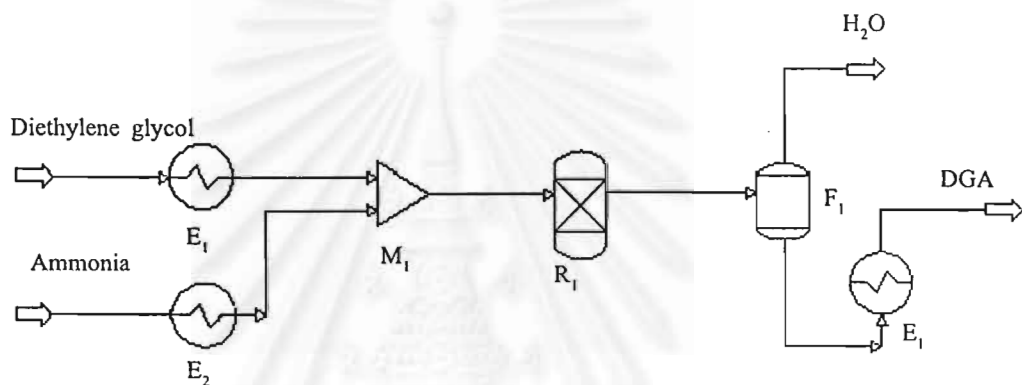
- เครื่องทำความเย็น (Cooler ; E₃)
อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายก่อนเข้าหอกลั่นแยก โดยแยกแอมโมเนีย และเอทิลีนออกไซด์ ที่เหลือจากการปฏิกิริยา เพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการ โดยการปรับอุณหภูมิประมาณ 30 °C
- วาล์ว (Valve ; V₂)
อุปกรณ์นี้ใช้ปรับความดันก่อนนำแอมโมเนีย และเอทิลีนออกไซด์ ที่เหลือจากการปฏิกิริยา เพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการ
- เครื่องควบแน่น (Condenser ; E₄)
อุปกรณ์นี้ใช้ทำให้สารละลายที่ออกจากวาล์วเป็นของเหลว และอุณหภูมิลดลงประมาณ 25 °C ก่อนเข้าสู่กระบวนการ
- หอกลั่นแยก (Distillation ; T₁, T₂ and T₃)
อุปกรณ์นี้ใช้แยกสารที่ต้องการ หอกลั่นแยกที่ใช้เป็นแบบถาด (Tray Column) ชนิดวาล์ว หอกลั่นแยกประกอบด้วย 3 หอ คือ
 - T₁ หอกลั่นแยกแอมโมเนีย และเอทิลีนออกไซด์ ที่เหลือจากการเกิดปฏิกิริยา เพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการ หอกลั่นแยกนี้มีถาดจำนวน 10 ถาด ดำเนินการที่อุณหภูมิ 50 °C ความดันบนถาดบนสุด 14.7 psia
 - T₂ หอกลั่นแยกสารละลายโมโนเอทานอลามีน ออกจากสารละลายไดเอทานอลามีน และไตรเอทานอลามีน หอกลั่นแยกนี้มีถาดจำนวน 10 ถาด ดำเนินการที่อุณหภูมิ 180 °C ความดันบนถาดบนสุด 0.5801 psia
 - T₃ หอกลั่นแยกสารละลายไดเอทานอลามีนออกทางด้านบนของหอ และไตรเอทานอลามีนออกทางด้านล่างของหอ หอกลั่นแยกนี้มีถาดจำนวน 10 ถาด ดำเนินการที่อุณหภูมิ 205 °C ความดันบนถาดบนสุด 0.19337 psia

3. ทำการจำลองภาวะการณกระบวนการผลิตเอทานอลามีนที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II หาขนาดของอุปกรณ์, พลังงานที่ใช้ในกระบวนการ และหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เกิดขึ้นในกระบวนการการผลิตเอทานอลามีน

3.2.2 กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน

1. หาข้อมูลกระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน

2. ทำการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II ใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ การจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีนที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II แสดงดังรูปที่ 3.3



รูปที่ 3.3 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II

อุปกรณ์ที่ใช้ในการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II

- เครื่องทำความร้อน (Heater ; E_1 and E_2)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้ความร้อนแก่สารตั้งต้นก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ให้ความร้อนที่อุณหภูมิประมาณ $100\text{ }^{\circ}\text{C}$
- เครื่องผสม (Mixer ; M_1)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องผสมสารตั้งต้นก่อนเข้ากระบวนการผลิต โดยผสมระหว่างไดเอทิลีนไกลคอล กับแอมโมเนีย
- เครื่องปฏิกรณ์ (Reactor ; R_1)

อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้สารตั้งต้นทำปฏิกิริยากัน ระหว่างไดเอทิลีนไกลคอลกับแอมโมเนีย โดยเครื่องปฏิกรณ์ทำงานในระบบอุณหภูมิคงที่ $210\text{ }^{\circ}\text{C}$ ความดัน 1014.7 psig

- แฟลชดรัม (Flash drum ; F_1)

อุปกรณ์นี้ใช้แยกน้ำ ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการออกจากระบบ โดยดำเนินการที่อุณหภูมิ $150\text{ }^{\circ}\text{C}$ ความดัน 14.7 psia

- เครื่องทำความเย็น (Cooler ; E_3)

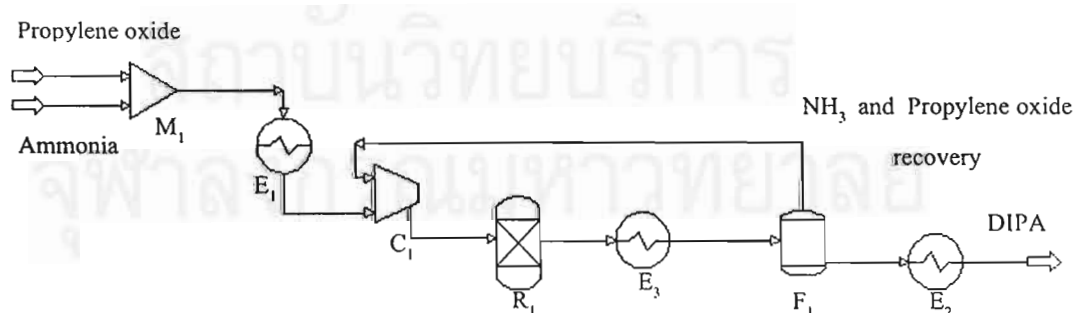
อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายไดโกลโคลามีนที่ผลิตได้ โดยลดที่อุณหภูมิ $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

3. ทำการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีนที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II หาขนาดของอุปกรณ์, พลังงานที่ใช้ในกระบวนการ และหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน

3.2.3 การผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน

1. หาข้อมูลกระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน

2. ทำการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II ใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ การจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II แสดงดังรูปที่ 3.4



รูปที่ 3.4 แบบจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II

อุปกรณ์ที่ใช้ในการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II

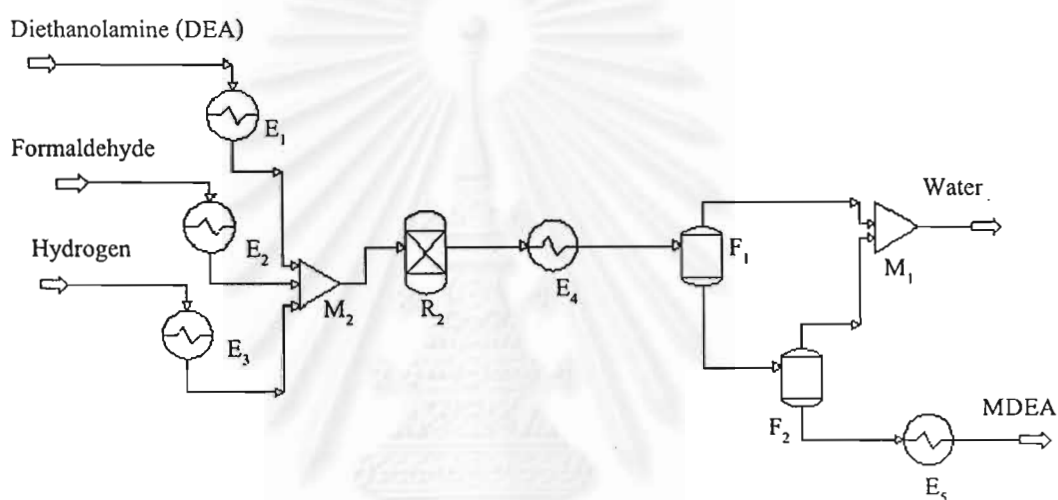
- เครื่องผสม (Mixer ; M_1)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องผสมสารตั้งต้นก่อนเข้ากระบวนการผลิต โดยผสมระหว่างโพรพิลีนออกไซด์ กับแอมโมเนีย
- เครื่องทำความร้อน (Heater ; E_1)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้ความร้อนแก่สารตั้งต้นก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ให้ความร้อนที่อุณหภูมิประมาณ $80\text{ }^{\circ}\text{C}$
- เครื่องอัดอากาศ (Compressor ; C_1)
อุปกรณ์นี้ใช้ปรับความดันของสารตั้งต้นก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ความดันที่ใช้ประมาณ 15 บรรยากาศ
- เครื่องปฏิกรณ์ (Reactor ; R_1)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้สารตั้งต้นทำปฏิกิริยากัน ระหว่างโพรพิลีนออกไซด์ กับแอมโมเนีย โดยเครื่องปฏิกรณ์ทำงานในระบบอุณหภูมิคงที่ $700\text{ }^{\circ}\text{C}$
- เครื่องทำความเย็น (Cooler ; E_3)
อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายที่ผลิตได้ โดยลดที่อุณหภูมิ $80\text{ }^{\circ}\text{C}$
- แฟลชดรัม (Flash drum ; F_1)
อุปกรณ์นี้ใช้แยกแอมโมเนียและโพรพิลีนออกไซด์ ที่เหลือจากการทำปฏิกิริยา เพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ในกระบวนการ โดยดำเนินการที่อุณหภูมิ $80\text{ }^{\circ}\text{C}$ ความดัน 1 บรรยากาศ
- เครื่องทำความเย็น (Cooler ; E_2)
อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายที่ผลิตได้ โดยลดที่อุณหภูมิ $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

3. ทำการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II หาขนาดของอุปกรณ์, พลังงานที่ใช้ในกระบวนการ และหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน

3.2.4 การผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน

1. หาข้อมูลกระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน

2. ทำการจำลองภาวะการณั้กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II ใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ การจำลองภาวะการณั้กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II แสดงดังรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 แบบจำลองภาวะการณั้กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II

อุปกรณ์ที่ใช้ในการจำลองภาวะการณั้กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II

- เครื่องทำความร้อน (Heater ; E_1 , E_2 and E_3)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้ความร้อนแก่สารตั้งต้นก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ ให้ความร้อนที่อุณหภูมิประมาณ $100\text{ }^{\circ}\text{C}$
- เครื่องผสม (Mixer ; M_2)
อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องผสมสารตั้งต้นก่อนเข้ากระบวนการผลิต โดยผสมระหว่างไดเอทานอลามีน กับฟอร์มอลดีไฮด์ และแก๊สไฮโดรเจน
- เครื่องปฏิกรณ์ (Reactor ; R_2)

อุปกรณ์นี้ใช้เป็นเครื่องให้สารตั้งต้นทำปฏิกิริยากัน ระหว่างไดเอทานอลามีน กับฟอร์มอลดีไฮด์ และแก๊สไฮโดรเจน โดยเครื่องปฏิกรณ์ทำงานในระบบอุณหภูมิคงที่ $400\text{ }^{\circ}\text{C}$ ความดัน 69.046 psia

- เครื่องทำความเย็น (Cooler ; E_4)

อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายที่ผลิตได้ โดยลดที่อุณหภูมิ $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ ก่อนเข้าแฟลชดรัม

- แฟลชดรัม (Flash drum ; F_1 and F_2)

อุปกรณ์นี้ใช้แยกน้ำ ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ที่ไม่ต้องการออกจากระบบ โดยแฟลชดรัมประกอบด้วย 2 เครื่องดังนี้

- F_1 ใช้แยกน้ำออกครั้งแรก ดำเนินการที่อุณหภูมิ $130\text{ }^{\circ}\text{C}$ ความดัน 1 บรรยากาศ
- F_2 ใช้แยกน้ำออกอีกครั้ง เพื่อให้เมทิลไดเอทานอลามีนบริสุทธิ์มากขึ้น ดำเนินการที่อุณหภูมิ $130\text{ }^{\circ}\text{C}$ ความดันตก 0.2 บรรยากาศ

- เครื่องผสม (Mixer ; M_1)

อุปกรณ์นี้ใช้ผสมน้ำที่แยกออกมาได้ทั้งหมด

- เครื่องทำความเย็น (Cooler ; E_5)

อุปกรณ์นี้ใช้ลดอุณหภูมิของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนที่ผลิตได้ โดยลดที่อุณหภูมิ $30\text{ }^{\circ}\text{C}$

3. ทำการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน ที่ภาวะคงตัว ด้วยโปรแกรม PRO II หาขนาดของอุปกรณ์, พลังงานที่ใช้ในกระบวนการ และหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีที่เกิดขึ้นในกระบวนการการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

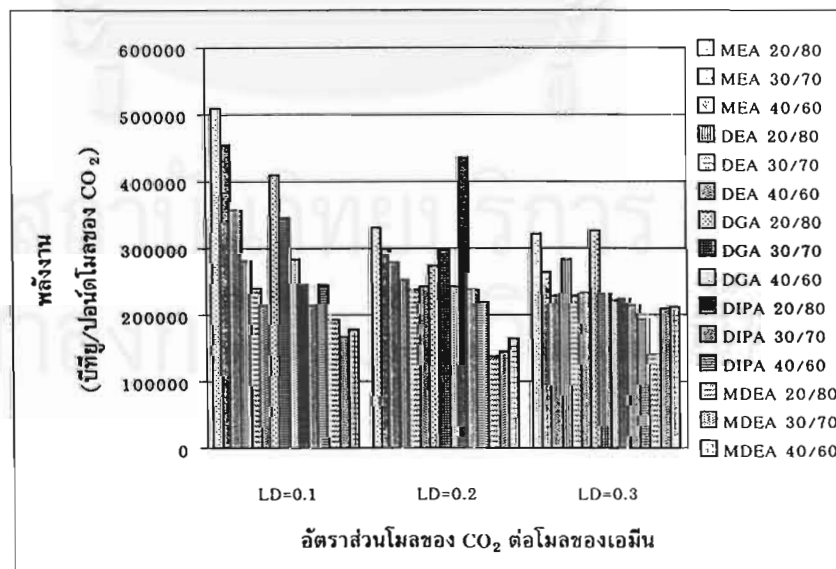
บทที่ 4

ผลการวิจัย การวิเคราะห์และวิจารณ์

4.1 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

4.1.1 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน (Loading) และความเข้มข้น (Concentration) ที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

การจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II โดยใช้ Amine special package สำหรับคำนวณสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ กำหนด % แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่แยกได้ 86 % สามารถแยกได้ 650 ปอนด์โมล/ชั่วโมง อุณหภูมิของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่แยกได้ที่ความดัน 14.7 psia แสดงในภาคผนวก ก.1 โดยปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล ได้แก่ 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ได้แก่ 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ จากผลการจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II ได้ข้อมูลพลังงานที่ใช้ในหน่วยล้านบีทียู/ชั่วโมง แสดงในภาคผนวก ก.2 และพลังงานที่ใช้ในหน่วยบีทียู/ปอนด์โมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงในภาคผนวก ก.3 สรุปได้ดังรูปที่ 4.1

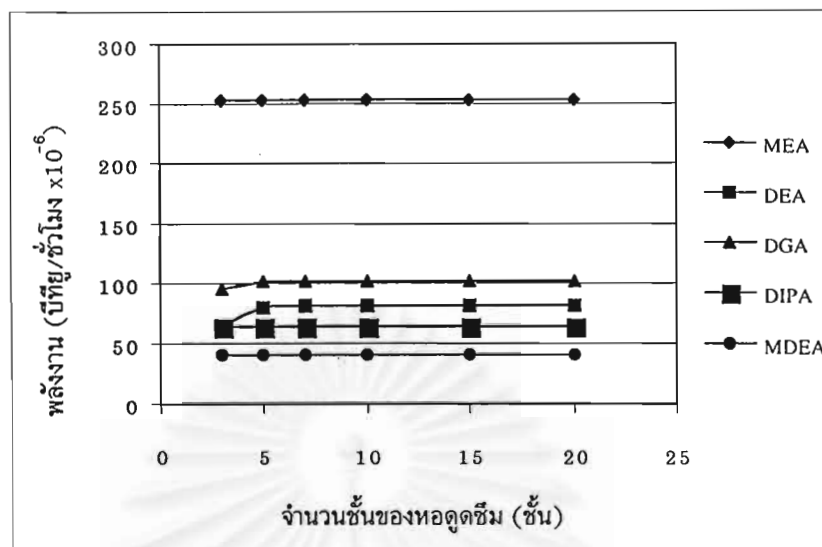


รูปที่ 4.1 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน (Loading) และความเข้มข้น (Concentration) ที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

จากรูปที่ 4.1 การจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัว พบว่าเมื่อเพิ่มอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และ % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีน สารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิดมีแนวโน้มการใช้พลังงานในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง โดยสารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีน (MDEA) ใช้พลังงานน้อยที่สุด ที่อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเป็น 0.2 และความเข้มข้นของสารละลายเอมีน 20% รองมาคือ สารละลายไดไอโซโพรพาโนลามีน (DIPA) สารละลายไดเอทาโนลามีน (DEA) สารละลายไดไกลโคลามีน (DGA) และสารละลายโมโนเอทาโนลามีน (MEA) ตามลำดับ สาเหตุที่สารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีนใช้พลังงานในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยที่สุด เนื่องจากโครงสร้างโมเลกุลของสารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีนมีกิ่งก้านมากกว่าสารละลายแอลคาโนลามีนตัวอื่น ๆ ซึ่งโครงสร้างนี้ช่วยในการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ดี นอกจากนี้สารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีนยังเป็นสารเอมีนประเภททุติยภูมิซึ่งจะไม่ทำปฏิกิริยาโดยตรงกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แต่ทำตัวเหมือนเป็นตัวเร่งปฏิกิริยา¹⁸ การนำตัวทำละลายกลับมาใช้ใหม่สามารถทำได้ง่าย ดังนั้นพลังงานที่ต้องการใช้ในการนำตัวทำละลายกลับมาใช้ใหม่จึงใช้พลังงานน้อย ส่วนสารละลายไดไอโซโพรพาโนลามีน มีโครงสร้างโมเลกุลที่มีกิ่งก้านมากกว่าสารละลายไดเอทาโนลามีน สารละลายไดไกลโคลามีน และสารละลายโมโนเอทาโนลามีน ซึ่งเป็นเอมีนประเภททุติยภูมิและปฐมภูมิ ตามลำดับ สารทั้งสองทำปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เกิดคาร์บาเมตที่เสถียร⁹ การนำตัวทำละลายกลับมาใช้ใหม่ทำได้ยากต้องใช้อุณหภูมิสูงในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จากตัวทำละลาย ดังนั้นสารละลายแอลคาโนลามีนในกลุ่มทุติยภูมิและปฐมภูมิจะใช้พลังงานในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูง

4.1.2 ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

การจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัว โดยปรับเปลี่ยนจำนวนชั้นของหอดูดซึม ได้แก่ 3 5 10 15 20 และ 25 ชั้น ศึกษาผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.4 สรุปได้ดังรูปที่ 4.2



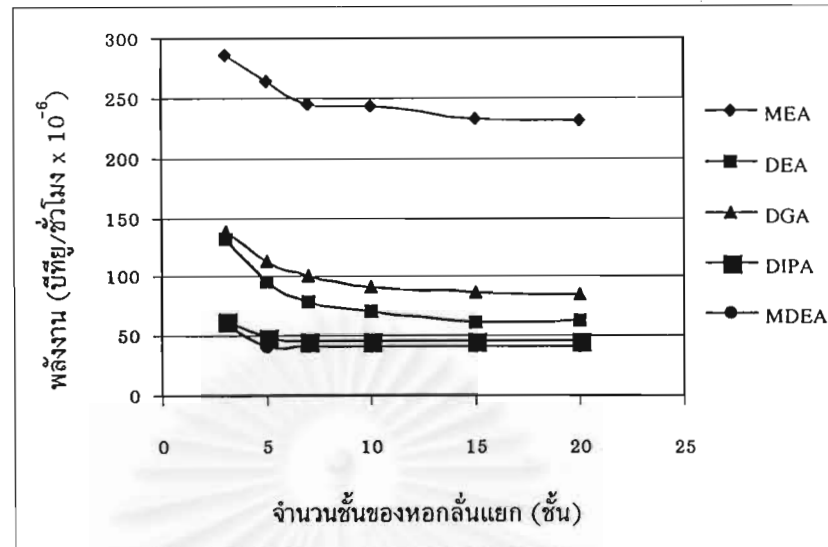
รูปที่ 4.2 ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซิมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

จากรูปที่ 4.2 พบว่าเมื่อเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซิม ไม่มีผลต่อพลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

4.1.3 ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกลั่นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้

การจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัว โดยปรับเปลี่ยนจำนวนชั้นของหอกลั่นแยก ได้แก่ 3 5 10 15 20 และ 25 ชั้น ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกลั่นแยกได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.5 สรุปได้ดังรูปที่ 4.3

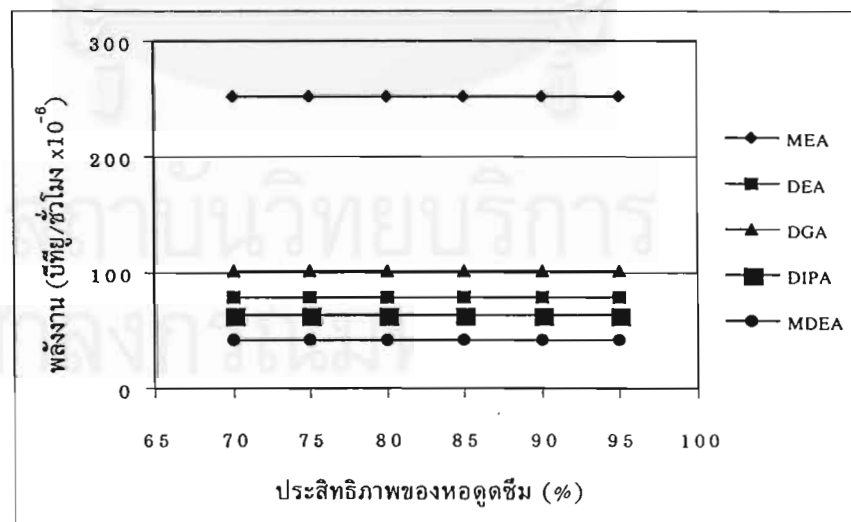
จากรูปที่ 4.3 พบว่าเมื่อเพิ่มจำนวนชั้นของหอกลั่นแยก พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลง เนื่องจากการเพิ่มจำนวนชั้นของหอกลั่นแยก ทำให้แยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายเอมีนได้ดีขึ้น พลังงานที่ใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงน้อยลง



รูปที่ 4.3 ผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกลั่นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้

4.1.4 ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

การจำลองภาวะการถ่วงการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัว โดยปรับเปลี่ยนประสิทธิภาพของหอดูดซึม ได้แก่ 70 75 80 85 90 95 และ 100 % ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.6 สรุปได้ดังรูปที่ 4.4

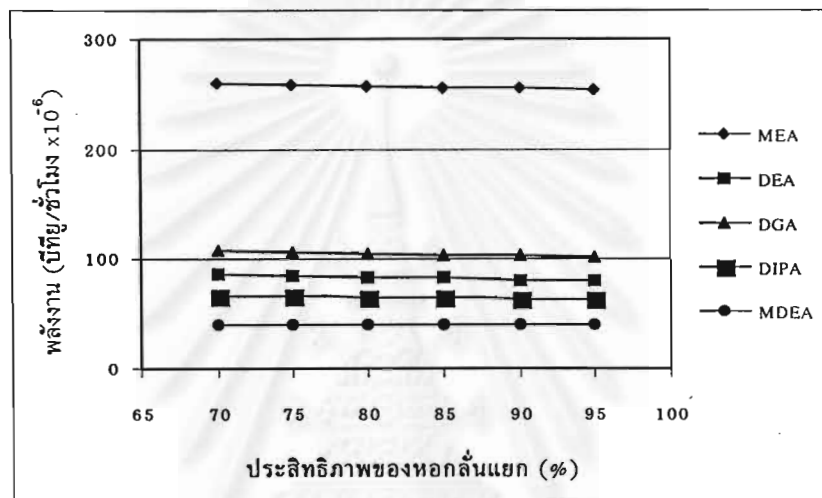


รูปที่ 4.4 ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

จากรูปที่ 4.4 พบว่าการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมไม่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

4.1.5 ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้

การจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวโดยปรับเปลี่ยนประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยก ได้แก่ 70 75 80 85 90 95 และ 100 % ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยก ที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.7 สรุปได้ดังรูปที่ 4.5

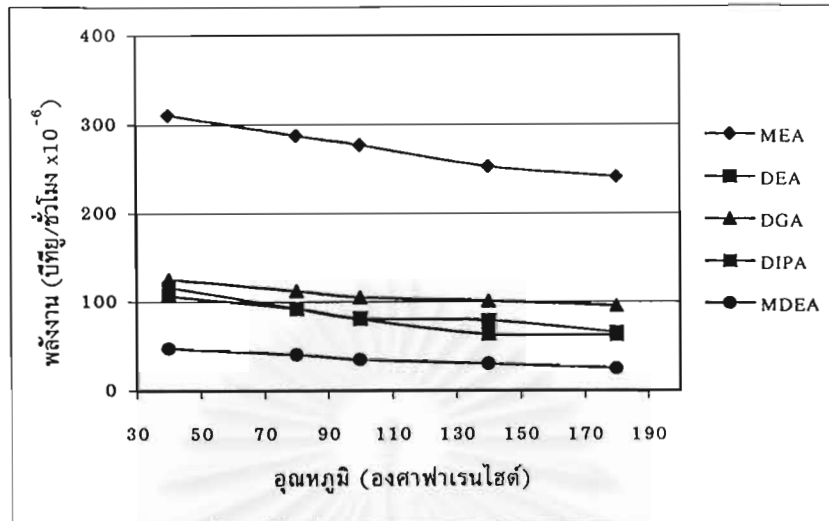


รูปที่ 4.5 ผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยกที่มีต่อพลังงานที่ใช้

จากรูปที่ 4.5 พบว่าเมื่อประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยกสูงขึ้น พลังงานที่ใช้ในการกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลงเนื่องจากการเพิ่มประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยก ทำให้หอกลิ้นแยกต้องการพลังงานในการกลั่นแยกน้อยลง พลังงานที่ใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงลดลง

4.1.6 ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

การจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัวโดยเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ได้แก่ 40 80 100 140 และ 180 °F ผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.8 สรุปได้ดังรูปที่ 4.6

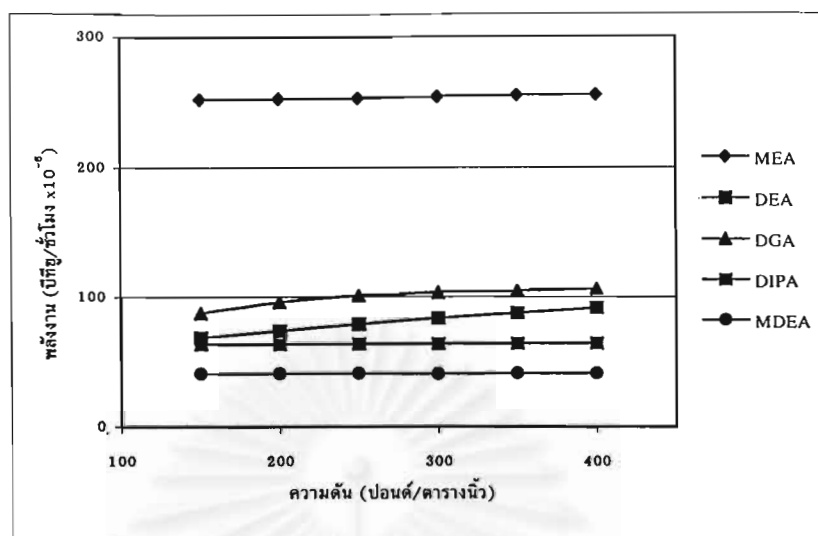


รูปที่ 4.6 ผลการเปลี่ยนแปลงอูณหภูมิจากสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

จากรูปที่ 4.6 พบว่าเมื่อเพิ่มอูณหภูมิจากสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง เนื่องจากการเพิ่มอูณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ทำให้อูณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดมากก่อนเข้าหอกลั่นแยกมีค่าสูง ดังนั้นจึงใช้พลังงานที่หม้อไอน้ำน้อยในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายที่มีแก๊สกรดมาก ทำให้พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง

4.1.7 ผลการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

การจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัว โดยเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ได้แก่ 150 200 250 300 350 และ 400 psia ผลการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.9 สรุปได้ดังรูปที่ 4.7

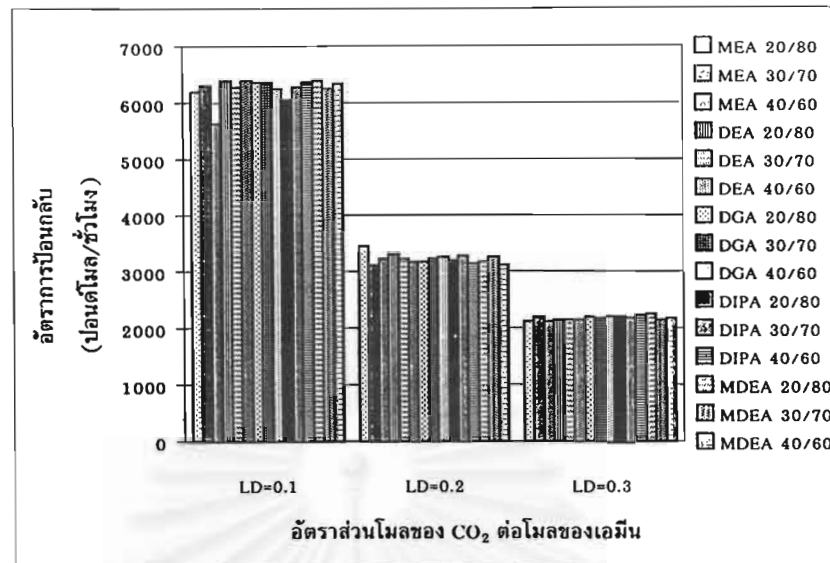


รูปที่ 4.7 ผลการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงานที่ใช้

จากรูปที่ 4.7 พบว่าเมื่อเพิ่มความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ทำให้การดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ดีขึ้น และอัตราการไหลของสารละลายที่มีแก๊สกรดมากก่อนเข้าหอกลั่นแยกสูง ดังนั้นจึงใช้พลังงานมากขึ้นในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายที่มีแก๊สกรดมาก ทำให้พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น

4.1.8 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออัตราป้อนกลับ (Circulation rate)

การจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ที่ภาวะคงตัว โดยปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล ได้แก่ 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ได้แก่ 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.10 สรุปได้ดังรูปที่ 4.8

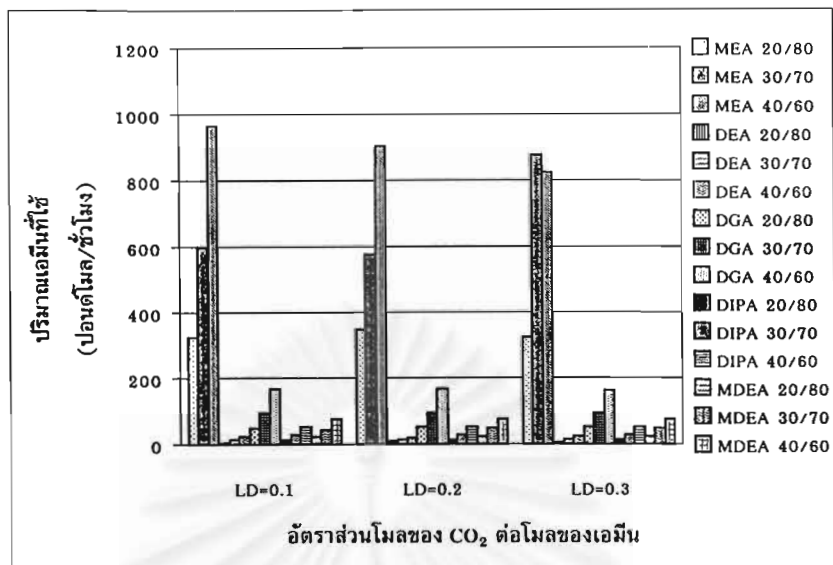


รูปที่ 4.8 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออัตราป้อนกลับของสารละลายเอมีน

จากรูปที่ 4.8 แสดงให้เห็นว่าอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนมีผลต่ออัตราป้อนกลับของสารละลายเอมีนแต่ไม่มีผลต่อ % ความเข้มข้น พบว่าเมื่ออัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเพิ่มขึ้น สารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิดมีแนวโน้มอัตราป้อนกลับของสารละลายเอมีนในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง ขณะที่อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเท่ากัน และ % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีนเปลี่ยนแปลงไปเป็น 20% 30% และ 40% ตามลำดับ สารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิดมีแนวโน้มอัตราป้อนกลับของสารละลายเอมีนในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ใกล้เคียงกัน

4.1.9 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อปริมาณสารละลายเอมีนที่ใช้

ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีต่อปริมาณสารละลายเอมีนที่ใช้ โดยปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล ได้แก่ 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ได้แก่ 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.11 สรุปได้ดังรูปที่ 4.9

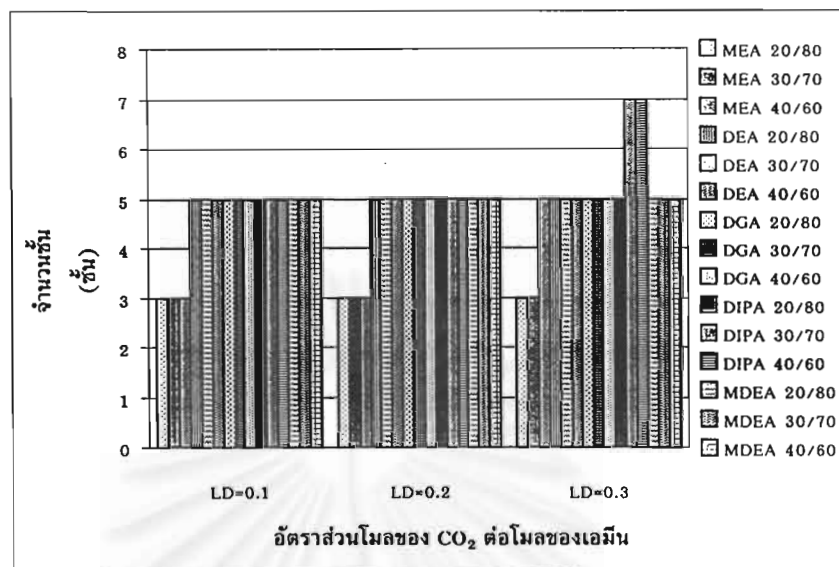


รูปที่ 4.9 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อปริมาณสารละลายเอมีนที่ใช้

จากรูปที่ 4.9 พบว่าการใช้สารละลายโมโนเอทาโนลามีนมีปริมาณน้อยลงเมื่อค่าอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนมากขึ้น แต่ไม่เห็นผลกระทบต่อชัดเจนกับสารละลายเอมีนประเภทอื่น การใช้สารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิดมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเมื่อ % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีนเพิ่มขึ้น สารละลายที่มีปริมาณการใช้น้อยที่สุดคือไดเอทาโนลามีน เรียงลำดับสารละลายตามปริมาณการใช้จากปริมาณน้อยไปหามากได้ดังนี้ DEA < DIPA < MDEA < DGA < MEA ปริมาณการใช้สารละลายไดเอทาโนลามีนที่ % ความเข้มข้น 20% มีค่าน้อยที่สุด รองมาคือ 30% และ 40% ตามลำดับ

4.1.10 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอดูดซึม

ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีต่อจำนวนชั้นของหอดูดซึม โดยปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล ได้แก่ 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ได้แก่ 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.12 สรุปได้ดังรูปที่ 4.10

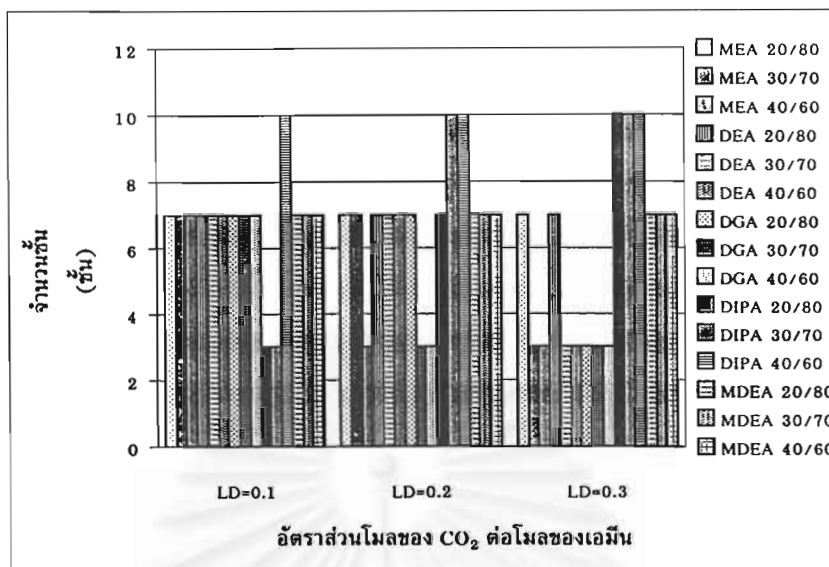


รูปที่ 4.10 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอดูดซึม

จากรูปที่ 4.10 พบว่าอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และ % ความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีน ไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมมากนัก โดยจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่ใช้ประมาณ 3 ถึง 5 ชั้น แต่เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเป็น 0.3 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) ต้องเพิ่มจำนวนชั้นหอดูดซึมเป็น 7 ชั้น เนื่องจากสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีนมีน้ำหนักโมเลกุลสูงมีผลทำให้ความจุ (Capacity) หรือความสามารถในการดูดซึมต่ำ⁴ ทำให้ต้องเพิ่มเวลาที่สารอยู่ในหอดูดซึม (Residence time) โดยการเพิ่มจำนวนชั้นของหอดูดซึม

4.1.11 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอกลับแยก

ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีผลต่อจำนวนชั้นของหอกลับแยก โดยปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล ได้แก่ 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ได้แก่ 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.13 สรุปได้ดังรูปที่ 4.11

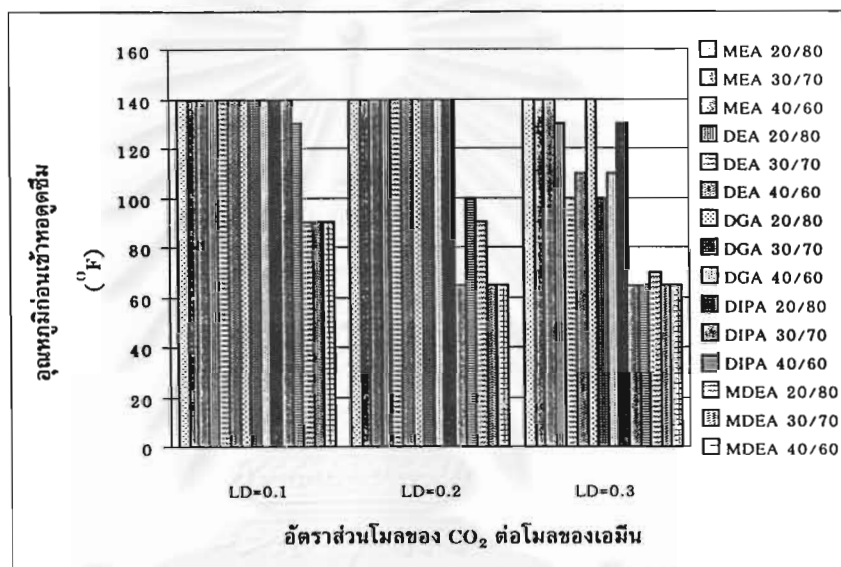


รูปที่ 4.11 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอกลั่นแยก

จากรูปที่ 4.11 พบว่าจำนวนชั้นของหอกลั่นแยกมีการเปลี่ยนแปลงในช่วง 3 ถึง 10 ชั้น โดยสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) และสารละลายไตรเอทานอลามีน (TEA) จำนวนชั้นของหอกลั่นแยกลดลง แต่สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) จำนวนชั้นของหอกลั่นแยกเพิ่มขึ้นเป็น 10 ชั้น เนื่องจากสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีนมีโครงสร้างที่เป็น degree of steric hindrance สูง และสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีนเป็นเอมีนทุติยภูมิเมื่อทำปฏิกิริยากับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เกิดคาร์บาเมตเสถียร ซึ่งเกลือคาร์บาเมตเสถียรที่เกิดขึ้นทำให้หอกลั่นแยกสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีนกลับมาใช้ใหม่ได้ยาก ทำให้ต้องเพิ่มจำนวนชั้นของหอกลั่นแยกสูงขึ้น ส่วนสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ไม่มีการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกลั่นแยก เนื่องจากสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนเป็นเอมีนตติยภูมิไม่ทำปฏิกิริยาโดยตรงกับแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ทำหน้าที่เหมือนเป็นตัวเร่งปฏิกิริยาทำให้หอกลั่นแยกสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนกลับมาใช้ใหม่ได้ง่าย ไม่ต้องเพิ่มจำนวนชั้นของหอกลั่นแยก

4.1.12 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม

ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีต่ออุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม โดยปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล ได้แก่ 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ได้แก่ 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.14 สรุปได้ดังรูปที่ 4.12

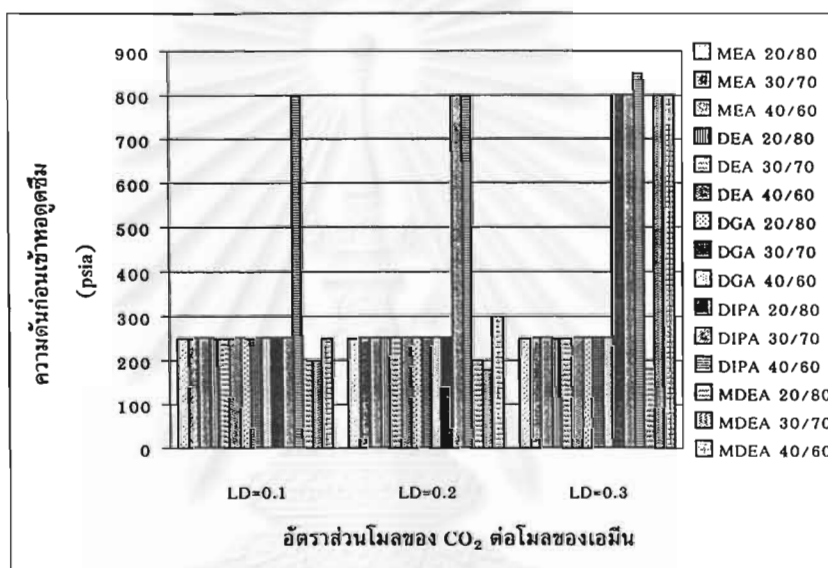


รูปที่ 4.12 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม

จากรูปที่ 4.12 พบว่าสารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) และสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) มีอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมของสารละลายลดลง เนื่องจากการลดอุณหภูมิช่วยให้การดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ของสารละลายแอลคาโนลามีนดีขึ้น

4.1.13 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม

ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีต่อความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม โดยปรับเปลี่ยนความเข้มข้นของสารละลายแอลคาโนลามีนเป็น % โมล ได้แก่ 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และปรับเปลี่ยนอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน ได้แก่ 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ ได้ข้อมูลดังภาคผนวก ก.15 สรุปได้ดังรูปที่ 4.13



รูปที่ 4.13 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม

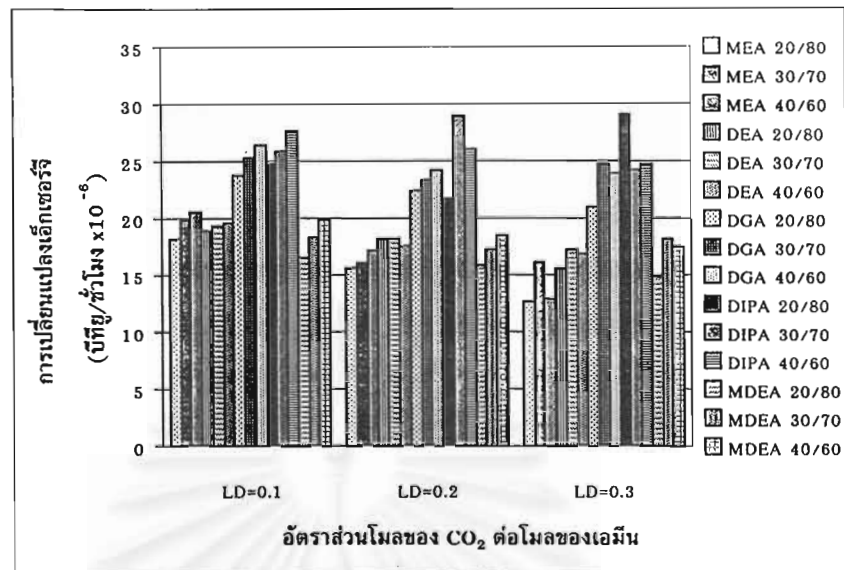
จากรูปที่ 4.13 พบว่าความดันของสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน และเมทิลไดเอทานอลามีนที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมสูงขึ้น ความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมสูงถึง 800 ถึง 850 psia เนื่องจากสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีนมีน้ำหนักโมเลกุลสูงมีผลทำให้ความจุต่ำ ส่วนสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนเป็นเอมีนตติยภูมิไม่มีความว่องไวในการทำปฏิกิริยา ทำให้ต้องเพิ่มความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมเพื่อช่วยให้การดูดซึมดีขึ้น ส่วนสารละลายโมโนเอทานอลามีน ไดเอทานอลามีน และไดโกลโคลามีน ความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมไม่เปลี่ยนแปลง เนื่องจากที่ความดัน 250 psia มีเสถียรภาพในการดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์⁴

4.1.14 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของอุปกรณ์แต่ละตัวในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอดูดซึมโดยเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของอุปกรณ์แต่ละตัวในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ อุปกรณ์ที่ใช้ได้แก่ หอดูดซึม หอกลั่นแยก เครื่องอัดอากาศ เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1) เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HXA) เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2) เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) เครื่องสูบลวาล์ว และเครื่องผสม สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แสดงในภาคผนวก ข ข้อมูลการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ แสดงในภาคผนวก ค

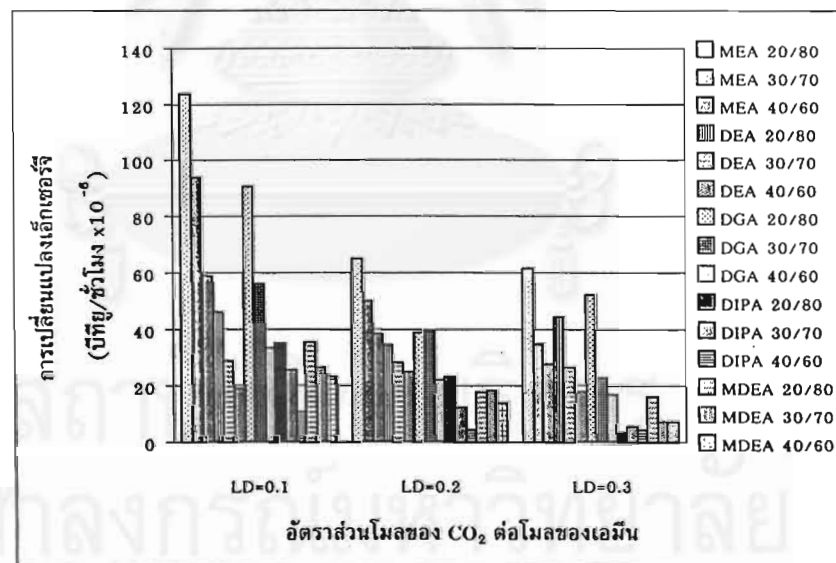
จากผลการจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ได้ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอดูดซึม ดังภาคผนวก ข.1 สรุปได้ดังรูปที่ 4.14

จากรูปที่ 4.14 พบว่าสารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิด มีการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอดูดซึมเป็นบวก แสดงว่ามีการสูญเสียศักยภาพของพลังงาน กล่าวคือมีพลังงานสูญเสียไปโดยไม่ได้ประโยชน์ เมื่อเพิ่ม % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีนจาก 20% 30% และ 40% ตามลำดับ พบว่าการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีเป็นบวกมากขึ้น แสดงว่าเมื่อเพิ่ม % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีนมากขึ้นจะเกิดการสูญเสียศักยภาพของพลังงานของอุปกรณ์หอดูดซึมมากขึ้น แต่เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนจาก 0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ พบว่าสารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิดมีแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีเป็นบวกน้อยลง แสดงว่าเกิดการสูญเสียศักยภาพของพลังงานของอุปกรณ์หอดูดซึมน้อยลง โดยที่สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) มีการสูญเสียศักยภาพของพลังงานสูงที่สุด รองมาคือสารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) และสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)



รูปที่ 4.14 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอดูดซึม

ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอกลับแยก ในภาคผนวก ข.2สรุปได้ดังรูปที่ 4.15

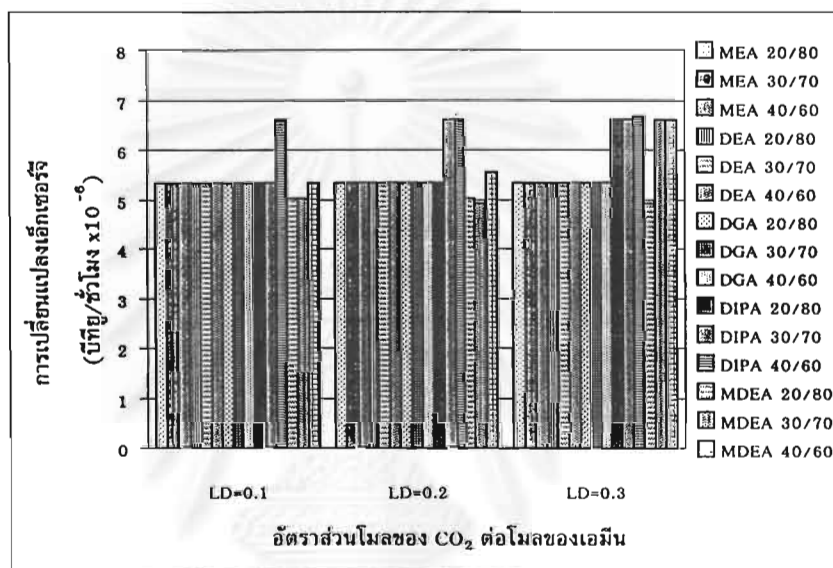


รูปที่ 4.15 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอกลับแยก

จากรูปที่ 4.15 พบว่าเมื่อเพิ่ม % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีนจาก 20% 30% และ 40% ตามลำดับ ค่าการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีเป็นบวกลดลง เมื่อเพิ่ม % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีน และอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนจาก

0.1 0.2 และ 0.3 ตามลำดับ จะเกิดการสูญเสียศักยภาพของพลังงานของอุปกรณ์หอดูดซึมน้อยลง โดยที่สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) สูญเสียศักยภาพของพลังงานสูงสุด รองมาคือ สารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) และสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

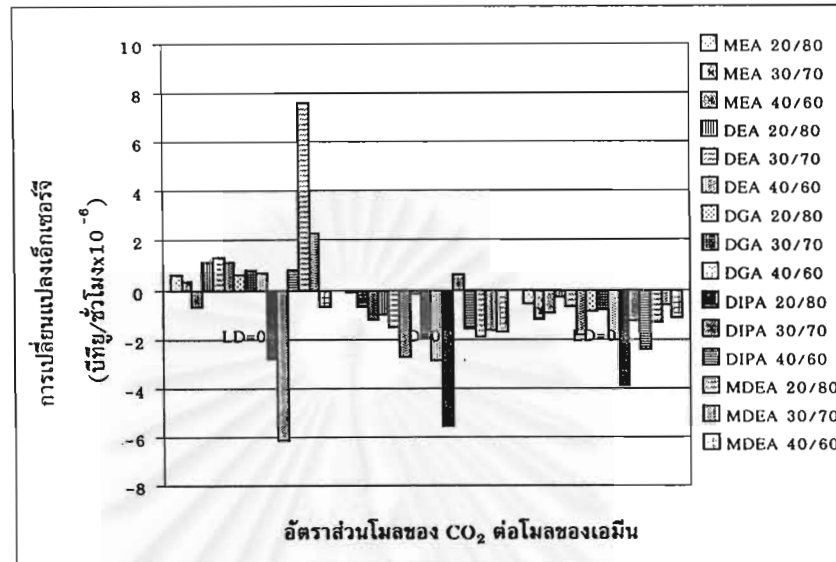
ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องอัดอากาศ ในภาคผนวก ข.3 สรุปได้ดังรูปที่ 4.16



รูปที่ 4.16 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องอัดอากาศ

จากรูปที่ 4.16 พบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีค่อนข้างคงที่ สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) สูญเสียศักยภาพของพลังงานสูงสุด รองมาคือ สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) โดยที่สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) และสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) สูญเสียศักยภาพของพลังงานเท่ากัน

ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1) ในภาค
ผนวก ข.4 สรุปได้ดังรูปที่ 4.17

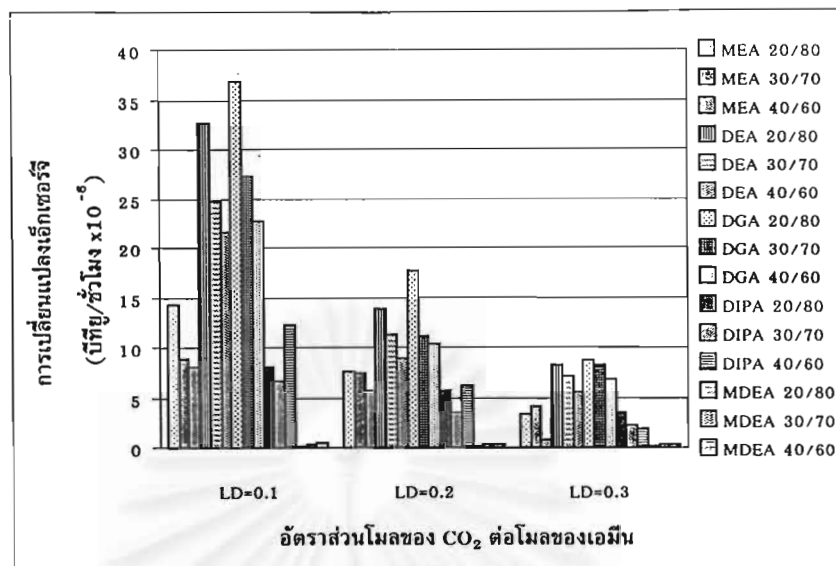


รูปที่ 4.17 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนและความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน(HX-1)

จากรูปที่ 4.17 พบว่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีมีทั้งทางด้านบวกและลบ แสดงว่ามีทั้งการสูญเสียศักยภาพของพลังงาน และได้ศักยภาพของพลังงาน เปลี่ยนแปลงเอนทัลปีทางด้านลบเป็นผลเนื่องจากการกำหนดค่า Global Recycle Stream Tolerances ในโปรแกรม PRO II ไม่ละเอียดมากพอ ซึ่งการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีเป็นลบเล็กน้อย

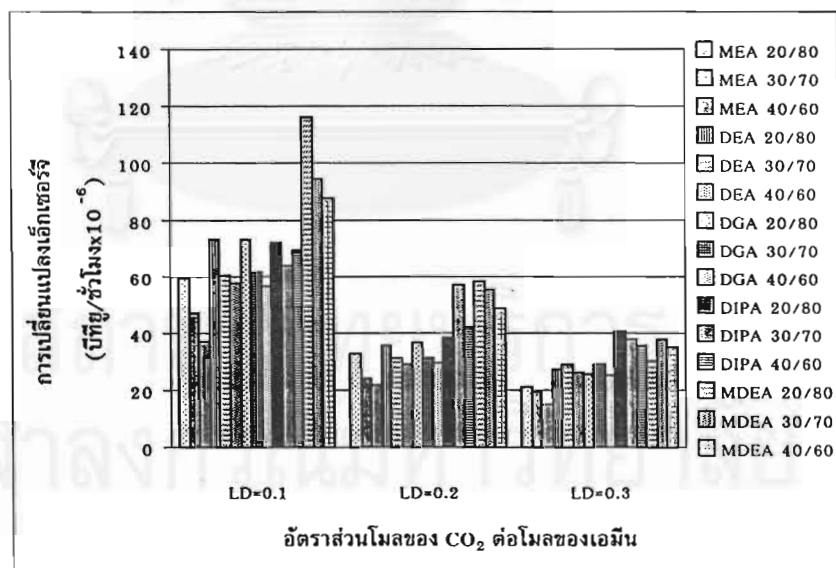
ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HXA) ในภาคผนวก
ข.5 สรุปได้ดังรูปที่ 4.18

จากรูปที่ 4.18 พบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีลดลง สารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) สูญเสียศักยภาพของพลังงานสูงสุด รองมาคือ สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) และสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)



รูปที่ 4.18 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HXA)

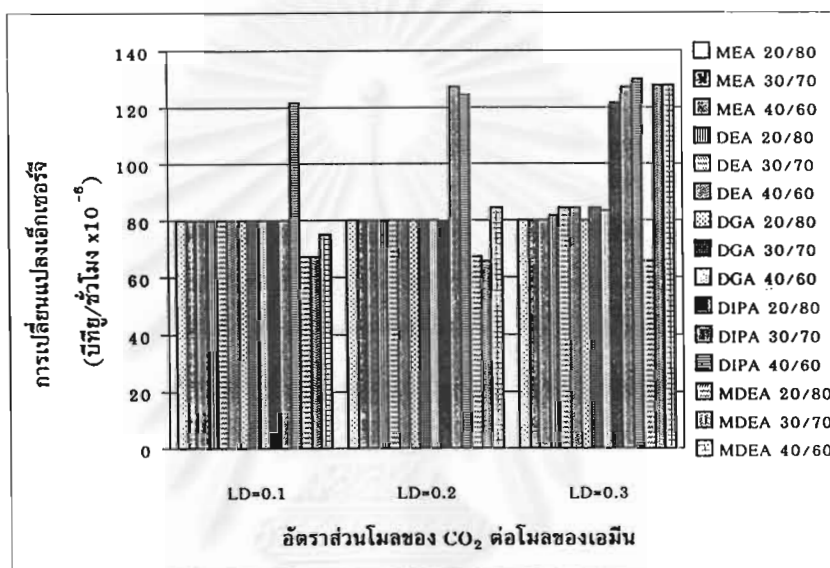
ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2) ในภาคผนวก ข.6 สรุปได้ดังรูปที่ 4.19



รูปที่ 4.19 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2)

จากรูปที่ 4.19 พบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) สูญเสียศักยภาพของพลังงานสูงสุด รองมาคือ สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดไกลโคลามีน (DGA) และสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

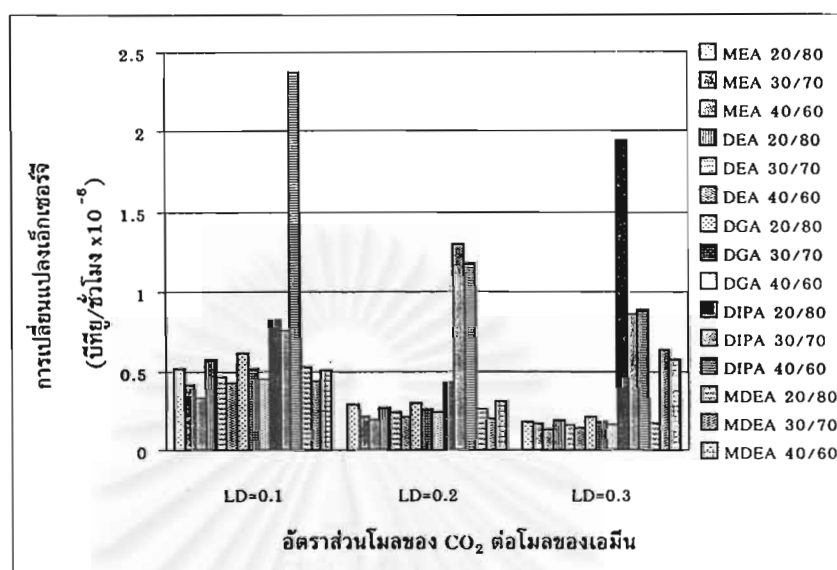
ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) ในภาคผนวก ข.7 สรุปได้ดังรูปที่ 4.20



รูปที่ 4.20 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1)

จากรูปที่ 4.20 พบว่าสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) และสารละลายไดไกลโคลามีน (DGA) มีการเปลี่ยนแปลงค่าเอนทัลปีใกล้เคียงกัน เนื่องจากความดันก่อนเข้าเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) มีค่าใกล้เคียงกันประมาณ 250 psia และประมาณ 100 ถึง 140 °F ส่วนสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีมีค่ามากเนื่องจากความดันและอุณหภูมิก่อนเข้าเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) มีค่าสูงประมาณ 800 ถึง 850 psia และประมาณ 300 ถึง 400 °F ทำให้สูญเสียศักยภาพของพลังงานสูง สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ในบางกรณีค่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีมีค่าบวกลดน้อยกว่าสารละลายชนิดอื่น เนื่องจากความดันและอุณหภูมิก่อนเข้าเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) มีค่าต่ำกว่าประมาณ 180 psia และประมาณ 65 ถึง 90 °F ทำให้สูญเสียศักยภาพของพลังงานต่ำกว่ากรณีอื่น ๆ

ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องสูบ ในภาคผนวก ข.8 สรุปได้ดังรูปที่ 4.21

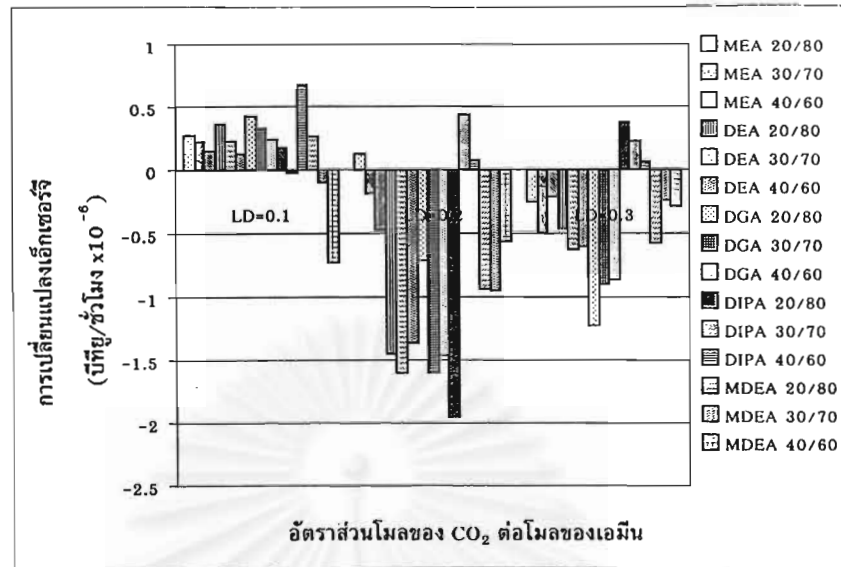


รูปที่ 4.21 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องสูบ

จากรูปที่ 4.21 พบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีลดลง โดยการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีมีค่าใกล้เคียงกันที่อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเดียวกัน ในบางกรณีสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) และสารละลายเมทิลไดเอทาลามีน (MDEA) มีการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีมีค่าบวกสูงมาก เนื่องจากกำหนดความดันในการดำเนินการของเครื่องสูบมีค่าสูงประมาณ 800 ถึง 850 psia ทำให้สูญเสียศักยภาพของพลังงานสูง

ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของวาล์ว ในภาคผนวก ข.9 สรุปได้ดังรูปที่ 4.22

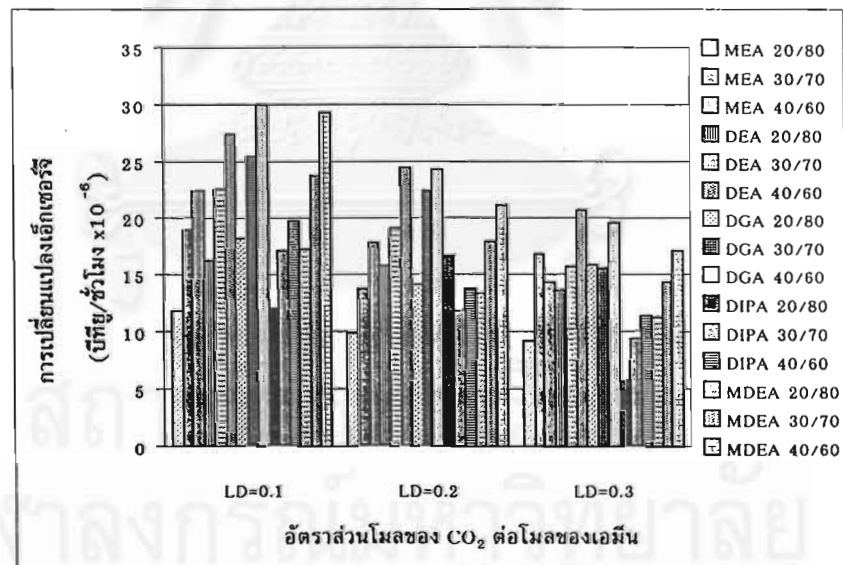
จากรูปที่ 4.22 พบว่าการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีมีทั้งทางด้านบวกและลบ แสดงว่ามีทั้งการสูญเสียศักยภาพของพลังงาน และได้ศักยภาพของพลังงาน เปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีทางด้านลบเป็นผลเนื่องจากการกำหนดค่า Global Recycle Stream Tolerances ในโปรแกรม PRO II ไม่ละเอียดมากพอ ซึ่งการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีเป็นลบเล็กน้อย



รูปที่ 4.22 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของวาล์ว

ข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องผสม ในภาคผนวก ข.10 สรุปได้ดังรูปที่

4.23



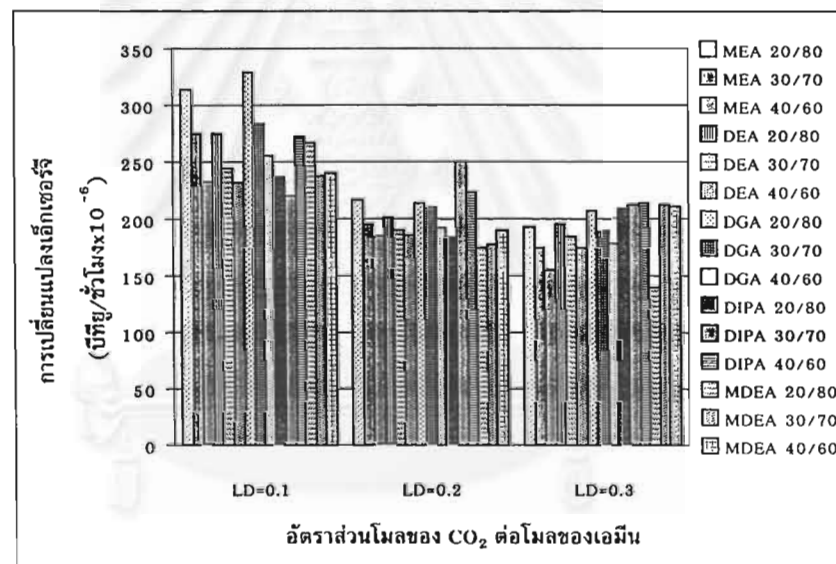
รูปที่ 4.23 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องผสม

จากรูปที่ 4.23 พบว่าค่าเอ็กเซอร์จีเปลี่ยนแปลงในทิศทางลดค่าลง สารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) สูญเสียศักยภาพพลังงานสูงที่สุด รองมาคือ สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) และสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

4.1.15 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนและความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ในภาคผนวก ข.11 สรุปได้ดังรูปที่ 4.24 ข้อมูลการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น แสดงในภาคผนวก ค



รูปที่ 4.24 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

จากรูปที่ 4.24 พบว่าค่าการเปลี่ยนแปลงของเอ็กเซอร์จีลดลง สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) สูญเสียศักยภาพพลังงานน้อยที่สุด รองมาคือ สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดไกลโคลลามีน (DGA) สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

จากข้อมูลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีพพบว่าเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) เป็นอุปกรณ์ที่ทำลายเอ็กเซอร์จีหรือสูญเสียศักยภาพของพลังงานสูงที่สุด รองมาคือ เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2) หอกลับแยก หอดูดซึม เครื่องผสม เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HXA) เครื่องอัดอากาศ เครื่องสูบลม เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1) และวาล์ว ตามลำดับ ดังนั้นเพื่อลดการสูญเสียศักยภาพของพลังงานในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ให้น้อยที่สุด จึงควรพยายามหาวิธีลดการทำลายเอ็กเซอร์จีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) และเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2)

4.1.16 ผลการคำนวณค่าใช้จ่ายในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

จากผลการจำลองภาวะการณ์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ได้ขนาดของอุปกรณ์แสดงในภาคผนวก ฉ สามารถคำนวณหาราคาของอุปกรณ์ได้แสดงในภาคผนวก ช เงินลงทุนสร้างอุปกรณ์ทั้งหมดในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สำหรับสารละลายแต่ละชนิดแสดงดังตารางที่ 4.1 ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการโดยคำนวณจากพลังงานที่ใช้ในกระบวนการ พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แสดงในภาคผนวก ก.2 ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แสดงดังตารางที่ 4.2 และค่าใช้จ่ายทั้งหมดของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์แสดงดังตารางที่ 4.3

ถ้าอายุการใช้งานอย่างน้อย 10 ปี กำหนดให้ 1 ปี ใช้งาน 360 วัน และ 1 วัน ใช้งาน 24 ชั่วโมง ราคาของไอน้ำต่อ 1000 ปอนด์ประมาณ 1.1 ดอลลาร์ และความร้อนของการระเหยของไอน้ำที่ 1 บรรยากาศ 100 °C ประมาณ 970.33 บีทียู/ปอนด์

ตารางที่ 4.1 เงินลงทุนสร้างอุปกรณ์ (Equipment Cost) ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ สำหรับสารละลายแต่ละชนิด

ความเข้มข้น	ราคา (ล้านดอลลาร์/ปี)								
	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	1.09	1.01	0.98	1.07	0.96	0.94	1.09	0.95	0.93
DGA	1.02	0.93	0.96	1.00	0.96	0.90	0.98	0.93	0.90
DEA	0.96	0.93	0.93	0.94	0.92	0.90	0.94	0.93	0.91
DIPA	1.05	0.98	0.82	1.09	0.84	0.82	0.89	0.84	0.81
MDEA	0.91	0.84	0.83	0.88	0.85	0.80	0.93	0.90	0.79

ตารางที่ 4.2 ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการ (Operating Cost) ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ราคา (ล้านดอลลาร์/ปี)									
ความเข้มข้น	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	3.25	2.10	2.04	2.89	1.90	1.68	2.26	1.76	1.45
DGA	2.60	1.74	2.08	2.19	1.88	1.46	1.81	1.54	1.40
DEA	1.79	1.70	1.80	1.53	1.51	1.45	1.36	1.55	1.48
DIPA	1.55	2.76	1.42	1.35	1.52	1.36	1.56	1.39	1.22
MDEA	1.23	0.88	0.89	1.06	0.93	1.33	1.13	1.04	1.34

ตารางที่ 4.3 ค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

ราคา (ล้านดอลลาร์/ปี)									
ความเข้มข้น	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	4.34	3.11	3.02	3.96	2.86	2.62	3.35	2.71	2.38
DGA	3.62	2.67	3.04	3.19	2.84	2.36	2.79	2.47	2.30
DEA	2.75	2.63	2.73	2.47	2.43	2.35	2.30	2.48	2.39
DIPA	2.60	3.74	2.24	2.44	2.36	2.18	2.45	2.23	2.03
MDEA	2.14	1.72	1.72	1.94	1.78	2.13	2.06	1.94	2.13

4.2 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

4.2.1 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตโมโนเอทาโนลามีน ไดเอทาโนลามีน และไตรเอทาโนลามีน

กระบวนการผลิตสารละลายเอทาโนลามีนที่ภาวะคงตัวถูกจำลองโดยใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) คำนวณสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ กระบวนการผลิตสารละลายเอทาโนลามีนนี้สามารถผลิตสารละลายเอมีนได้ 3 ชนิด ได้แก่ สารละลายโมโนเอทาโนลามีน (MEA) สารละลายไดเอทาโนลามีน (DEA) สารละลายไตรเอทาโนลามีน (TEA) ตามลำดับ โดยที่ผลิตได้สารละลายโมโนเอทาโนลามีน 70-80 % โมล สารละลายไดเอทาโนลามีน 15-20 % โมล และสารละลายไตรเอทาโนลามีน 2-5 % โมล

4.2.1.1 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน ไดเอทานอลามีน และไตรเอทานอลามีน ที่มีผลต่อพลังงาน

เนื่องจากในการผลิตมีสารละลายเอมีนที่ผลิตได้ 3 ชนิด ดังนั้นจึงต้องพิจารณาพลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตแยกกันตาม % โมลที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่องมือแสดงดังภาคผนวก ง.1 พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตในแต่ละเครื่องมือแสดงดังภาคผนวก ง.2 พลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเอทานอลามีนต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้แสดงดังตารางที่ 4.4

ตารางที่ 4.4 พลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเอทานอลามีนต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้

เครื่องมือ	พลังงาน(MMBtu/hr)		
	MEA	DEA	TEA
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_1)	0.09	0.02	0.01
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_2)	0.02	0.01	0.00
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_3)	0.08	0.02	0.01
เฟลชดรัม (F_1)	6.74	2.01	0.64
หอกลั่นแยก (T_1)	2.21	0.71	0.23
หอกลั่นแยก (T_2)	5.11	1.63	0.52
หอกลั่นแยก (T_3)	0.00	1.81	0.58
พลังงานที่ใช้ในการผลิตทั้งหมด (MMBtu/hr)	14.25	6.21	1.99
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	236.65	76.12	22.70
พลังงานที่ใช้ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้(MMBtu/lbmole)	0.060	0.082	0.088

จากตารางที่ 4.4 แสดงพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเอทานอลามีนต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ ในกระบวนการผลิตสารละลายเอทานอลามีน พบว่าสารละลายโมโนเอทานอลามีนเป็นผลิตภัณฑ์ที่ผลิตได้มากที่สุด รองมาคือ สารละลายไดเอทานอล และสารละลายไตรเอทานอลามีน ตามลำดับ ส่วนพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเอทานอลามีนต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ พบว่าสารละลายโมโนเอทานอลามีนใช้พลังงานในการผลิตต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ น้อยที่สุด รองมาคือ สารละลายไดเอทานอล และสารละลายไตรเอทานอลามีน ตามลำดับ

4.2.1.2 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน ไดเอทานอลามีน และไตรเอทานอลามีน ที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี

เนื่องจากในการผลิตมีสารละลายเอมีนที่ผลิตได้ 3 ชนิด ดังนั้นจึงต้องพิจารณาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตแยกกันตาม % โมลที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่องมือ ข้อมูลการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีแต่ละสารละลายแสดงดังภาคผนวก จ.1 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตแสดงดังตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายเอทานอลามีน

เครื่องมือ	การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี (MMBtu/hr)		
	MEA	DEA	TEA
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_1)	0.03	0.01	0.00
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_2)	0.01	0.00	0.00
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_3)	0.00	0.00	0.00
แฟลชดรัม (F_1)	0.38	0.11	0.04
หอกลั่นแยก (T_1)	2.18	0.70	0.22
หอกลั่นแยก (T_2)	2.44	0.78	0.25
หอกลั่นแยก (T_3)	0.00	0.48	0.15
การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีทั้งหมด (MMBtu/hr)	5.04	2.07	0.66
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	236.65	76.12	22.70
การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ (MMBtu/lbmole)	0.026	0.031	0.033

จากตารางที่ 4.5 แสดงการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตเป็นไปในทิศทางลดค่าลง โดยสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) มีการสูญเสียศักยภาพของพลังงานต่อของสารละลายที่ผลิตได้น้อยที่สุด รองมาคือ สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) และสารละลายไตรเอทานอลามีน (TEA) ตามลำดับ

4.2.2 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไดโกลโคลลามีน

กระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีนที่ภาวะคงตัวใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) ในการคำนวณสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ จากการจำลองภาวะ

การณั้กระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมิน สามารถผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมินได้ 90 % พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมิน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ แสดงดังตารางที่ 4.6 และข้อมูลการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงเอน์ทาลปีแต่ละสารละลาย แสดงดังภาคผนวก จ.2 การเปลี่ยนแปลงเอน์ทาลปีในกระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมิน แสดงดังตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.6 พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมิน

เครื่องมือ	พลังงาน (MMBtu/hr)
เครื่องทำความร้อน (E_1)	8.37
เครื่องทำความร้อน (E_2)	1.19
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_1)	8.48
แฟลชดรัม (F_1)	3.65
พลังงานที่ใช้ในการผลิตทั้งหมด (MMBtu/hr)	21.69
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	961.30
พลังงานที่ใช้ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ (MMBtu/lbmole)	0.023

ตารางที่ 4.7 การเปลี่ยนแปลงเอน์ทาลปีในกระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมิน

เครื่องมือ	การเปลี่ยนแปลงเอน์ทาลปี (MMBtu/hr)
เครื่องผสม (M_1)	0.02
เครื่องทำความร้อน (E_1)	6.05
เครื่องทำความร้อน (E_2)	0.86
เครื่องทำความร้อน (E_3)	14.81
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_1)	13.32
แฟลชดรัม (F_1)	3.06
การเปลี่ยนแปลงเอน์ทาลปีทั้งหมด (MMBtu/hr)	38.13
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	961.30
การเปลี่ยนแปลงเอน์ทาลปีต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ (MMBtu/lbmole)	0.04

จากตารางที่ 4.6 แสดงพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมิน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ พบว่าพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลาหมิน 21.69

MMBtu/hr สารละลายไดโกลโคลลามีนผลิตได้ 961.3 lbmole/hr พลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ 0.023 MMBtu/lbmole

จากตารางที่ 4.7 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน พบว่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีนเป็นไปในทิศทางที่ลดค่าลง การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีต่อโมลของสารละลายที่ผลิตคิดเป็น 0.04 MMBtu/lbmole

4.2.3 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตไดโอสโพรพานอลามีน

กระบวนการผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีนที่ภาวะคงตัว ใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) คำนวณสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ จากการจำลองภาวะการณกระบวนการผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีน สามารถผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีนได้ 94 % พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ แสดงดังตารางที่ 4.8 และข้อมูลการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีแต่ละสารละลายแสดงดังภาคผนวก จ.3 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีน แสดงดังตารางที่ 4.9

ตารางที่ 4.8 พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีน

เครื่องมือ	พลังงาน (MMBtu/hr)
เครื่องทำความร้อน (E_1)	28.83
เครื่องทำความเย็น (E_2)	8.71
เครื่องทำความเย็น (E_3)	159.90
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_1)	3.31
เฟลชดรัม (F_1)	2.81
พลังงานที่ใช้ในการผลิตทั้งหมด (MMBtu/hr)	34.95
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	977.15
พลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเอทานอลามีนต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ (MMBtu/lbmole)	0.036

จากตารางที่ 4.8 แสดงพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ พบว่าพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายไดโอสโพรพานอลามีน 34.95 MMBtu/hr ในที่นี้จะไม่คิดพลังงานจากเครื่องทำความเย็น (E_2) และเครื่องทำความเย็น (E_3) เนื่องจากราคาของน้ำหล่อเย็นมีราคาถูก สารละลายไดโกลโคลลามีนผลิตได้ 977.15

lbmole/hr พลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้
0.036 MMBtu/lbmole

ตารางที่ 4.9 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน

เครื่องมือ	การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี (MMBtu/hr)
เครื่องผสม (M_1)	0.68
เครื่องทำความร้อน (E_1)	24.17
เครื่องอัดอากาศ (C1)	1.92
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_1)	6.24
เครื่องทำความเย็น (E_2)	8.70
เฟลชดรัม (F_1)	2.29
เครื่องทำความเย็น (E_3)	176.99
การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีทั้งหมด (MMBtu/hr)	221.00
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	977.15
การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ (MMBtu/ lbmole)	0.226

จากตารางที่ 4.9 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน พบว่าการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีนลดลง การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้คิดเป็น 0.226 MMBtu/lbmole

4.2.4 ผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน

กระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนที่ภาวะคงตัว ใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) คำนวณสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ จากการจำลอง ภาวะการณกระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน สามารถผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนได้ 88 % พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ แสดงดังตารางที่ 4.10 และข้อมูลการคำนวณหาการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีแต่ละสารละลายแสดงดังภาคผนวก จ.4 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน แสดงดังตารางที่ 4.11

ตารางที่ 4.10 พลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน

เครื่องมือ	พลังงาน (MMBtu/hr)
เครื่องทำความร้อน (E_1)	2.40
เครื่องทำความร้อน (E_2)	17.67
เครื่องทำความร้อน (E_3)	1.88
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_2)	12.83
แฟลชดรัม (F_2)	1.01
พลังงานที่ใช้ในการผลิตทั้งหมด (MMBtu/hr)	35.79
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	1959.40
พลังงานที่ใช้ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ (MMBtu/lbmole)	0.018

จากตารางที่ 4.10 แสดงพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ พบว่าพลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน 35.79 MMBtu/hr สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีนผลิตได้ 1959.40 lbmole/hr พลังงานที่ใช้ในการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน ต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ 0.018 MMBtu/lbmole

จากตารางที่ 4.11 แสดงว่ากระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน มีการสูญเสียศักยภาพของพลังงาน การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน 0.079 MMBtu/lbmole

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 4.11 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในกระบวนการผลิตสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน

เครื่องมือ	การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี (MMBtu/hr)
เครื่องผสม (M_1)	0.39
เครื่องผสม (M_2)	2.88
เครื่องทำความร้อน (E_1)	1.73
เครื่องทำความร้อน (E_2)	12.83
เครื่องทำความร้อน (E_3)	1.36
เครื่องทำความร้อน (E_4)	122.20
เครื่องทำความเย็น (E_5)	29.88
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_2)	-18.66
เฟลชดรัม (F_1)	2.59
เฟลชดรัม (F_2)	0.45
การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีทั้งหมด (MMBtu/hr)	155.66
สารละลายที่ผลิตได้ (lbmole/hr)	1959.40
การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้ (MMBtu/lbmole)	0.079

4.2.5 ผลการคำนวณค่าใช้จ่ายของกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

จากผลการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีนได้ขนาดของอุปกรณ์แสดงในภาคผนวก ข สามารถคำนวณหาราคาของอุปกรณ์ได้แสดงในภาคผนวก ฉ ราคาค่าใช้จ่ายของอุปกรณ์ แสดงดังตารางที่ 4.12 ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการโดยคำนวณจากพลังงานที่ใช้ในกระบวนการ พลังงานที่ใช้ในการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน แสดงดังตารางที่ 4.13 ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการแสดงดังตารางที่ 4.14 และค่าใช้จ่ายทั้งหมดของกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน แสดงดังตารางที่ 4.15

ถ้าอายุการใช้งานอย่างน้อย 10 ปี กำหนดให้ 1 ปี ใช้งาน 360 วัน และ 1 วัน ใช้งาน 24 ชั่วโมง ราคาของไอน้ำต่อ 1000 ปอนด์ประมาณ 1.1 ดอลลาร์ และความร้อนของการระเหยของไอน้ำที่ 1 บรรยากาศ 100 °C ประมาณ 970.33 บีทียู/ปอนด์

ตารางที่ 4.12 ค่าใช้จ่ายของอุปกรณ์ (Equipment Cost) ในกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน	ราคา (ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์)
MEA	3.58
DEA	11.15
DGA	0.16
DIPA	0.58
MDEA	0.33

ตารางที่ 4.13 พลังงานที่ใช้ในการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน	พลังงาน (บีทียู/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์)
MEA	60,000
DEA	82,000
DGA	23,000
DIPA	36,000
MDEA	18,000

ตารางที่ 4.14 ค่าใช้จ่ายของการดำเนินการ (Operating Cost) ในกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน	ราคา (ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์)
MEA	0.07
DEA	0.09
DGA	0.03
DIPA	0.04
MDEA	0.02

ตารางที่ 4.15 ค่าใช้จ่ายของกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน	ราคา (ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์)
MEA	3.65
DEA	11.24
DGA	0.19
DIPA	0.62
MDEA	0.35

4.3 ปัญหาและข้อจำกัดของการจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่ภาวะคงตัวด้วยโปรแกรม PRO II version 2.01

1. การจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยโปรแกรม PRO II version 2.01 ต้องเลือก Amine special package สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ เนื่องจากถูกพัฒนาขึ้นเพื่อใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์และไฮโดรเจนซัลไฟด์จากแก๊สธรรมชาติโดยเฉพาะ Amine special package มีข้อจำกัดคือใช้ได้กับตัวทำละลายเอมีน 5 ชนิดเท่านั้น ได้แก่ MEA DEA DGA DIPA และ MDEA ใช้ได้เฉพาะเอมีนเดี่ยวไม่สามารถใช้ในลักษณะเอมีนผสม นอกจากนี้ยังใช้กับแก๊สจากการเผาไหม้ที่มี %แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่ำ ๆ ในการศึกษาี้ไม่สามารถใช้กับกรณีที่แก๊สเผาไหม้มีคาร์บอนไดออกไซด์เกิน 6.8 %

2. เนื่องจากข้อจำกัดของ Amine special package จึงลองใช้ Soave-Redlich-Kwong Modified Panag-Reid (SRKM) สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ในการจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ พบว่าโปรแกรม PRO II สามารถคำนวณผลได้แต่ผลที่ได้แตกต่างจากกรณีการใช้ Amine special package อย่างมาก เช่นความดันในการดำเนินการของหอดูดซึมสูงมากเป็น 1,000-2,000 psia ซึ่งในความเป็นจริงแล้วความดันในการดำเนินการของหอดูดซึมประมาณ 100-500 psia⁶ ดังนั้นงานวิจัยนี้จึงใช้ Amine special package สำหรับสมบัติทางอุณหพลศาสตร์ในการจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

3. ในกระบวนการดูดซึมหอดูดซึมที่นิยมใช้มักเป็นหอแบบแพค แต่ในโปรแกรม PRO II ไม่มีหอแบบแพค ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงใช้หอดูดซึมแบบถาด ชนิดวาล์วแทน

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ที่อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3 และความเข้มข้น 20% เหมาะสมที่สุดที่จะใช้เป็นตัวทำละลายในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ เนื่องจากใช้พลังงานต่ำประมาณ 140,182 Btu/lbmole CO₂ และการสูญเสียศักยภาพของพลังงานน้อยที่สุดประมาณ 140.97 MMBtu/hr

5.1.1 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อพลังงาน

สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ใช้พลังงานน้อยที่สุดในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ รองมาคือสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) และสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) ตามลำดับ โดยสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ที่อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2 และความเข้มข้น 20% ใช้พลังงานน้อยที่สุดประมาณ 138,691 Btu/lbmole รองมาคือโดยสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ที่อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3 และความเข้มข้น 20 ต่อ 80 ใช้พลังงานประมาณ 140,182 Btu/lbmole CO₂

5.1.2 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน

การเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมไม่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

5.1.3 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกั่นแยกที่มีต่อพลังงาน

การเพิ่มจำนวนชั้นของหอกั่นแยก มีผลทำให้พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์น้อยลง เนื่องจากการเพิ่มจำนวนชั้นของหอกั่นแยก ทำให้แยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายเอมีนได้ดีขึ้น พลังงานที่ใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงน้อยลง

5.1.4 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน

การเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอดูดซึมไม่มีผลต่อพลังงาน

5.1.5 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยกที่มีต่อพลังงาน

ประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยกสูงขึ้น พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง เนื่องจากการเพิ่มประสิทธิภาพของหอกลิ้นแยก ทำให้แยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายเอมีนได้ดีขึ้น พลังงานที่ใช้ในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จึงลดลง

5.1.6 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน

เมื่อเพิ่มอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง เนื่องจากการเพิ่มอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ทำให้อุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดมากกว่าก่อนเข้าหอกลิ้นแยกมีอุณหภูมิต่ำ ดังนั้นจึงใช้พลังงานน้อยในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายที่มีแก๊สกรดมาก ทำให้พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ลดลง

5.1.7 สรุปผลการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีต่อพลังงาน

เมื่อเพิ่มความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์เพิ่มขึ้น เนื่องจากการเพิ่มความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม ทำให้การดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ดีขึ้น และอัตราการไหลของสารละลายที่มีแก๊สกรดมากกว่าก่อนเข้าหอกลิ้นแยกสูง ดังนั้นจึงใช้พลังงานมากขึ้นในการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ออกจากสารละลายที่มีแก๊สกรดมาก ทำให้พลังงานที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์สูงขึ้น

5.1.8 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออัตราป้อนกลับ

อัตราป้อนกลับของสารละลายเอมีนน้อยที่สุดที่อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเป็น 0.3 รองมาคือ 0.2 และ 0.1 ตามลำดับ เมื่อ % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีนเปลี่ยนแปลงไปเป็น 20% 30% และ 40% ตามลำดับ และอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเท่ากัน สารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิดมีแนวโน้มอัตราป้อนกลับของสารละลายเอมีนในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ใกล้เคียงกัน

5.1.9 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อปริมาณสารละลายเอมีนที่ใช้

การใช้สารละลายโมโนเอทานอลามีนมีปริมาณน้อยลงเมื่อค่าอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน แต่ไม่เห็นผลกระทบชัดเจนกับสารละลายเอมีนประเภทอื่น การใช้สารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิดมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นเมื่อ % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีนเพิ่มขึ้น สารละลายที่มีปริมาณการใช้ที่น้อยที่สุดคือไดเอทานอลามีน เรียงลำดับสารละลายตามปริมาณการใช้จากปริมาณน้อยไปหามากได้ดังนี้ DEA<DIPA<MDEA<DGA<MEA ปริมาณการใช้สารละลายไดเอทานอลามีนที่ % ความเข้มข้น 20% มีค่าน้อยที่สุด รองมาคือ ที่ % ความเข้มข้น 30% และ 40% ตามลำดับ

5.1.10 สรุปผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอดูดซึม

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และ % ความเข้มข้นของสารละลายแอลคานอลามีน ไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอดูดซึมมากนัก โดยจำนวนชั้นของหอดูดซึมที่ใช้ประมาณ 3 ถึง 5 ชั้น แต่เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีนเป็น 0.3 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) ต้องเพิ่มจำนวนชั้นหอดูดซึมเป็น 7 ชั้น

5.1.11 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อจำนวนชั้นของหอกลับแยก

เมื่อเพิ่มอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และ % ความเข้มข้นของสารละลายแอลคานอลามีน พบว่าจำนวนชั้นของหอกลับแยกมีการเปลี่ยนแปลงในช่วง 3 ถึง 10 ชั้น โดยสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) สารละลายไดเอทานอลามีน

(DEA) และสารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) จำนวนชั้นของหอกลั่นแยกลดลง สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) จำนวนชั้นของหอกลั่นแยกเพิ่มขึ้นเป็น 10 ชั้น ส่วนสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ไม่มีการเปลี่ยนแปลงจำนวนชั้นของหอกลั่นแยก

5.1.12 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่ออุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม

สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) และสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) มีอุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมของสารละลายลดลง

5.1.13 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึม

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และ % ความเข้มข้นของสารละลายเอมีน ไม่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมของสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) และสารละลายไดโกลโคลามีน (DGA) ส่วนสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) และสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) พบว่าความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมสูงขึ้น ความดันของสารละลายที่มีแก๊สกรดน้อยก่อนเข้าหอดูดซึมสูงถึง 800 ถึง 850 psia

5.1.14 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของอุปกรณ์แต่ละตัวในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

การเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) เป็นบวกมากที่สุด เป็นอุปกรณ์ที่สูญเสียศักยภาพของพลังงานมากที่สุด รองมาคือ เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2) หอกลั่นแยก หอดูดซึม เครื่องผสม เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HXA) เครื่องอัดอากาศ เครื่องสูบลม เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1) และวาล์ว ตามลำดับ

5.1.15 ผลการเปรียบเทียบอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อ โมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

สารละลายเอมีนทั้ง 5 ชนิด มีการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีเป็นบวก สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) สูญเสียศักยภาพพลังงานน้อยที่สุด รองมาคือ สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA) สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) ตามลำดับ สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ความเข้มข้น 20% และอัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3 สูญเสียศักยภาพของพลังงานต่ำสุดประมาณ 140.97 MMBtu/hr และใช้พลังงานน้อยใช้ประมาณ 0.14 MMBtu/lbmole CO₂

5.1.16 ผลการคำนวณค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ที่ความเข้มข้น 20% อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3 มีค่าใช้จ่ายของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ต่ำที่สุดประมาณ 1.72 ล้านดอลลาร์/ปี

5.2 สรุปผลการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ใช้พลังงานในการผลิตต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้น้อยที่สุดประมาณ 0.018 MMBtu/lbmole รองมาคือสารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA) ประมาณ 0.023 MMBtu/lbmole สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) ประมาณ 0.036 MMBtu/lbmole สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) ประมาณ 0.06 MMBtu/lbmole และสารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) ประมาณ 0.082 MMBtu/lbmole ตามลำดับ ส่วนการวิเคราะห์การเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีในกระบวนการผลิตพิจารณาการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้พบว่าสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) สูญเสียศักยภาพของพลังงานน้อยที่สุดประมาณ 0.026 MMBtu/lbmole รองมาคือสารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) ประมาณ 0.031 MMBtu/lbmole สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA) ประมาณ 0.040 MMBtu/lbmole สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ประมาณ 0.079 MMBtu/lbmole และสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) ประมาณ 0.226 MMBtu/lbmole ตามลำดับ

กระบวนการผลิตสารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA) มีค่าใช้จ่ายต่ำสุดประมาณ 0.19 ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์ รองมาคือ สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) มีค่า

ใช้จ่ายประมาณ 0.35 ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์ สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA) มีค่าใช้จ่ายประมาณ 0.62 ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์ สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA) มีค่าใช้จ่ายประมาณ 3.65 ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์ และสารละลายไดเอทานอลามีน (DEA) มีค่าใช้จ่ายประมาณ 11.25 ดอลลาร์/ปอนด์โมลของผลิตภัณฑ์ ตามลำดับ

5.3 ข้อเสนอแนะ

1. จากการจำลองและวิเคราะห์กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และกระบวนการผลิตสารละลายแอลคาโนลามีน พบว่าสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ใช้พลังงานน้อยที่สุด สูญเสียศักยภาพของพลังงานน้อย และค่าใช้จ่ายในกระบวนการต่ำกว่าสารละลายแอลคาโนลามีนตัวอื่น ๆ ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ส่วนในกระบวนการผลิตสารละลายแอลคาโนลามีนพบว่าสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ใช้พลังงานในการผลิตต่อโมลของสารละลายที่ผลิตได้น้อยที่สุด สูญเสียศักยภาพของพลังงานน้อย และค่าใช้จ่ายต่ำ ดังนั้นสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) เหมาะสมที่สุดที่จะใช้เป็นตัวทำละลายในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

2. เนื่องจากสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) ใช้พลังงานน้อยที่สุด และสูญเสียศักยภาพของพลังงานน้อย ทั้งกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ และกระบวนการผลิตสารละลายแอลคาโนลามีน แสดงว่าสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) เป็นตัวทำละลายที่ดี แต่สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA) เป็นเอมีนตติยภูมิที่มีความว่องไวในการทำปฏิกิริยาช้ากว่าสารละลายแอลคาโนลามีนตัวอื่น ๆ ทำให้มีแนวคิดที่จะนำสารละลายแอลคาโนลามีนเดี่ยวมาผสมกัน โดยผสมกันระหว่างเอมีนตติยภูมิกับเอมีนปฐมภูมิ หรือเอมีนตติยภูมิกับเอมีนทุติยภูมิ ซึ่งจะได้สารละลายแอลคาโนลามีนผสมที่มีความว่องไวในการทำปฏิกิริยาสูง อัตราการกำจัดแก๊สกรดสูง และพลังงานที่ต้องการใช้ในกระบวนการต่ำ

3. ในงานวิจัยควรนำหลักการ Life Cycle Assessment มาใช้วิเคราะห์หาตัวทำละลายที่เหมาะสม โดยวิเคราะห์ครอบคลุมได้ทั้งห้าระดับดังแสดงในรูปที่ 2.2 เพื่อทำให้ของเสียเกิดน้อยที่สุด, ลดจำนวนของเสีย และป้องกันการเกิดมลภาวะ

รายการอ้างอิง

1. Guthrie, V. B. Petroleum Products Handbook. 1st ed. New York: McGraw-Hill, 1960.
2. Himmelblau, D. M., and Bischoff, K.B. Process analysis and simulation: deterministic system. New York: Wiley, 1968.
3. Allen D. T., and Rosselot K. S. Pollution Prevention for Chemical Processes. 1st ed. New York: John Wiley & Sons, 1997.
4. Kohl A. L. and Riesenfeld F. C. Gas Purification. 3rd ed. Texas: Gulf Publishing, 1979
5. Perry R. H. and Green D. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 6th ed. New York: McGraw-Hill, 1984.
6. Campbell, J. M. Gas conditioning and processing. Norman, Okla: Campbell Petroleum Series, 1981.
7. ชัยทวี โตจิรกูล. การดูดซึมแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์โดยใช้สารละลายโมโนเอทานอลามีนในหลอดดูดซึมแบบแพค. วิทยานิพนธ์ (วศ.ม.)--จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2530.
8. Dawodu, O. F., and Meisen, A. Solubility of carbon dioxide in aqueous mixtures of Alkanolamines. J. Chem. Eng. Data 39 (1994): 548-552.
9. Mimura, T. ; Shimojo, S. ; Suda, T. ; Iljima, M. ; and Mitsuoka, S. Research and development on saving technology for flue gas carbon dioxide recovery and steam system in power plant. Energy Convers. Mgmt 36 No. 6-9 (1995): 309-400.
10. Gibson, C. A., et al. Continuous Process for Preparing Alkanolamines. U.S. Patent (1989): 4,847,418.
11. Templeton, J. H. Process for The Simultaneous Production of 2-(2-Aminoalkoxy) Alkanol and Morpholine. U.S. Patent (1985): 4,508,896.
12. Watanabe, E., et al. Process for Preparing Alkanolamine. U.S. Patent 5,633,408. 1997.
13. Okabe, K., et al. Preparing Tertiary Amine from Formaldehyde and Primary and/or Secondary Amine. U.S. Patent (1988): 4,757,144.
14. เกริกชัย สุกาญจน์จที. อุณหพลศาสตร์ สำหรับอุตสาหกรรม ซี พี โอ. คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2538.9. Rho, S.W., and Yoo, K.P. Solubility of CO₂ in aqueous Methyl-diethanolamine solutions. J. Chem. Eng. Data 42 (1997): 1161-1164.

15. Versteeg, G.F., and Van Swaaij, W.P.M. On The Kinetics between CO₂ and Alkanolamine both in Aqueous and Non-Aqueous Solution-II. Tertiary amines. *Chemical Engineering Science*. 41 No. 3 (1988): 587-591.
16. Tomcej, R.A., and Otto., F.D. Absorption of CO₂ and N₂O into Aqueous Solution of Methyldiethanolamine. *AIChE J.* 36 No. 5 (1989): 861-864.
17. Pervez, Md.I., Haji-Sulaiman, M.Z., and Aroua Md.K. Carbon Dioxide Removal Using Single and Blended amines. Paper Presented at Regional Symposim on Chemical Engineering. Chlalongkorn University Bangkok Thailand. 9-11 October 1995.
18. Rho, S.W., and Yoo, K.P. Solubility of CO₂ in Aqueous Methyldiethanolamine Solutions. *J. Chem. Eng. Data*. 42 (1997): 1161-1164.
19. Pani, F., Gaunand, A., Cadours, R., Bouallou, C., and Richon, D. Kinetics of Absorption of CO₂ in Concentrated Aqueous Methyldiethanolamine Solutions in the Range 296 K to 343 K. *J. Chem. Eng. Data*. 42 (1997): 353-359.
20. Aroua, M. K., Amor, A. B., and Haji-Sulaiman, M.Z. Temperature Dependency of the Equilibrium Constant for the Formation of Carbamate From Diethanolamine. *J. Chem. Eng. Data*. 42 (1997): 692-696.
21. Peters, M. S., and Timmerhaus, K. D. *Plant design and economics for chemical engineers*. 4th ed. Singapore: McGraw-Hill Book, 1991.
22. Douglas, J. M. *Conceptual Design of Chemical Processes*. Singapore: McGraw-Hill Book, 1988.

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก

ข้อมูลการจำลองภาวะการถ่วงการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโปรแกรม PRO II

2.01

ตารางที่ ก.1 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่ออุณหภูมิของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ที่แยกได้ ที่ความดัน 14.7 psia

Temperature (°F)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	221.3	219.9	218.6	227.4	224.1	229.2	232.9	230.3	225.4
DGA	219.5	216.8	218.3	225.1	224.3	217.0	230.8	228.1	222.1
DEA	214.5	216.9	216.2	218.8	220.1	216.7	223.5	228.0	225.7
DIPA	213.6	219.5	240.1	217.3	166.5	155.1	204.0	180.0	161.3
MDEA	156.4	146.9	130.8	155.5	131.1	112.5	159.3	131.6	118.1

ตารางที่ ก.2 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้ในหน่วยล้านบีทียู/ชั่วโมง

Energy (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	331.9	215.0	209.0	295.5	194.5	172.1	231.4	180.7	148.7
DGA	265.7	178.3	212.4	223.7	192.8	149.6	184.9	157.3	143.6
DEA	183.2	163.3	184.0	156.4	154.2	149.0	139.7	158.3	151.9
DIPA	158.9	282.5	145.0	138.8	155.1	139.2	160.0	141.9	125.3
MDEA	125.6	90.1	91.1	108.7	94.4	136.5	115.6	106.5	137.0

ตารางที่ ก.3 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้ในหน่วยบีทียู/ปอนด์โมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

Energy (Btu/lbmole CO ₂)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	510554	330697	321557	454666	299295	264712	356058	277932	228714
DGA	408789	274334	326815	344120	296691	230180	284477	241989	220954
DEA	281789	251238	283032	240609	237166	229174	214918	243585	233725
DIPA	244417	434577	223118	213518	238674	214089	246215	218277	192752
MDEA	193197	138691	140182	167222	145231	209958	177854	163905	210823

ตารางที่ ก.4 จำนวนชั้นของหอดูดซึมที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

Number of tray	Energy (MMBtu/hr)				
	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
3	253.1	94.2	64.0	63.5	40.7
5	253.0	101.0	78.8	63.4	40.7
7	253.1	101.5	81.4	63.4	40.6
10	253.0	101.7	80.9	63.4	40.6
15	253.1	101.7	80.9	63.4	40.6
20	253.1	101.7	81.6	63.4	40.6

ตารางที่ ก.5 จำนวนชั้นของหอกลั่นแยกที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

Number of tray	Energy (MMBtu/hr)				
	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
3	285.3	138.1	132.7	63.4	59.2
5	264.2	113.3	95.4	49.3	40.9
7	245.6	101.0	78.8	45.9	40.7
10	243.4	91.4	70.0	45.1	40.7
15	232.0	85.7	60.7	45.0	40.7
20	231.4	84.2	52.5	45.1	40.7

ตารางที่ ก.6 ประสิทธิภาพของหอดูดซึมที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

Tray efficiency %	Energy (MMBtu/hr)				
	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
70	253.1	100.3	78.0	63.4	40.7
75	253.1	100.5	78.1	63.4	40.7
80	253.1	100.6	78.3	63.4	40.7
85	251.9	100.7	78.4	63.4	40.7
90	251.9	100.8	78.6	63.4	40.7
95	251.9	100.9	78.7	63.4	40.7
100	253.0	101.0	78.8	63.4	40.7

ตารางที่ ก.7 ประสิทธิภาพของหอกลั่นแยกที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

Tray efficiency %	Energy (MMBtu/hr)				
	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
70	259.6	107.7	87.3	66.9	40.7
75	258.4	106.4	85.5	66.2	40.7
80	257.2	105.2	83.7	65.6	40.7
85	255.3	104.0	83.3	65.0	40.7
90	254.8	102.9	81.0	64.4	40.7
95	253.6	101.9	80.2	63.9	40.7
100	245.6	101.0	78.8	63.4	40.7

ตารางที่ ก.8 อุณหภูมิของสารละลายที่มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

Temperature (°F)	Energy (MMBtu/hr)				
	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
40	311.1	126.7	106.9	116.7	47.7
80	287.8	112.4	92.2	92.2	40.7
100	277.3	105.3	81.4	80.4	35.2
140	253.0	101.0	78.8	63.4	30.1
180	241.5	95.4	65.1	52.4	24.8

ตารางที่ ก.9 ความดันของสารละลายที่มีแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ก่อนเข้าหอดูดซึมที่มีผลต่อพลังงานที่ใช้

Pressure (psia)	Energy (MMBtu/hr)				
	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
150	252.4	87.5	68.4	63.2	40.4
200	252.8	95.8	73.5	63.2	40.5
250	253.0	101.0	78.8	63.4	40.7
300	253.9	103.4	83.5	63.4	40.3
350	254.7	104.9	87.3	63.5	40.7
400	255.4	106.5	91.7	63.7	40.7

ตารางที่ ก.10 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่ออัตราป้อนกลับ

Concentration	Circulation rate (lbmole/hr)								
	20%			30%			40%		
	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	6189	3437	2124	6304	3100	2820	5626	3209	2120
DGA	6360	3153	2197	6368	3216	2158	6249	3248	2206
DEA	6394	3296	2138	6288	3229	2148	6379	3180	2140
DIPA	6066	3169	2184	6272	3270	2160	6348	3148	2231
MDEA	6376	3176	2256	6255	3255	2144	6323	3124	2165

ตารางที่ ก.11 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อผลปริมาณสารละลายเอมีนที่ใช้

Concentration	Used amine (lbmole/hr)								
	20%			30%			40%		
	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	323.64	349.81	324.11	598.79	575.61	876.60	968.20	902.77	821.92
DGA	49.93	51.52	50.64	96.17	96.54	95.84	168.37	164.95	161.30
DEA	6.37	7.84	6.31	12.25	12.20	12.13	21.70	21.40	21.83
DIPA	15.31	15.05	16.21	29.42	30.07	30.18	52.32	51.94	51.72
MDEA	24.30	24.25	24.28	45.06	45.30	45.66	77.57	76.08	74.88

ตารางที่ ก.12 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อจำนวนชั้นของหอดูดซึม

Number of tray (Trays)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	3	3	3	3	3	3	3	3	5
DGA	5	5	5	5	5	5	5	5	5
DEA	5	5	5	5	5	5	5	5	5
DIPA	5	5	5	5	5	7	5	5	7
MDEA	5	5	5	5	5	5	5	5	5

ตารางที่ ก.13 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อจำนวนชั้นของหอกั่นแยก

Number of tray (Trays)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	7	7	7	7	7	3	7	3	3
DGA	7	7	3	7	3	3	7	3	3
DEA	7	7	7	7	7	3	7	7	3
DIPA	3	7	10	3	10	10	10	10	10
MDEA	7	7	7	7	7	7	7	7	7

ตารางที่ ก.14 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่ออุณหภูมิก่อนเข้าหอดูดซึม

Temperature (°F)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	140	140	140	140	140	140	140	140	140
DGA	140	140	140	140	140	100	140	140	110
DEA	140	140	130	140	140	100	140	140	110
DIPA	140	140	130	140	65	65	130	100	65
MDEA	90	90	70	90	65	65	90	65	65

ตารางที่ ก.15 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อความดันก่อนเข้าหอดูดซึม

Pressure (psia)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	250	250	250	250	250	250	250	250	250
DGA	250	250	250	250	250	250	250	250	250
DEA	250	250	250	250	250	250	250	250	250
DIPA	250	250	800	250	800	800	800	800	850
MDEA	200	200	180	200	180	800	250	300	800

ภาคผนวก ข

ข้อมูลการจำลองภาวะการณั้กระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโปรแกรม PRO II

2.01 ที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จี

ตารางที่ ข.1 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อผลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอดูดซึม

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	18.15	15.52	12.61	19.83	15.99	16.12	20.51	17.12	12.92
DGA	23.79	22.40	20.94	25.24	23.39	24.76	26.43	24.19	23.89
DEA	18.87	18.18	15.54	19.28	18.16	17.22	19.56	17.52	16.81
DIPA	24.69	21.67	29.06	25.77	28.94	24.11	27.66	26.01	24.73
MDEA	16.56	15.85	14.86	18.28	17.24	18.18	19.84	18.41	17.51

ตารางที่ ข.2 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อผลการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของหอกั่นแยก

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	123.91	65.02	61.85	94.01	50.00	34.80	58.80	38.07	27.60
DGA	90.56	39.12	52.29	56.294	39.25	22.94	33.48	22.32	16.86
DEA	46.26	34.37	44.38	29.16	28.27	26.70	18.93	25.02	17.54
DIPA	35.11	89.41	3.36	25.40	12.47	5.79	10.50	4.30	4.36
MDEA	35.39	17.79	16.24	26.42	18.58	7.02	23.28	13.99	7.44

ตารางที่ ข.3 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องอัดอากาศ

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34
DGA	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34
DEA	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34	5.34
DIPA	5.34	5.34	6.60	5.34	6.60	6.60	6.60	6.60	6.67
MDEA	5.01	5.01	4.91	5.01	4.91	6.60	5.32	5.54	6.60

ตารางที่ ข.4 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีต่อผลการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1)

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	0.62	-0.11	-0.57	0.35	-0.68	-1.19	-0.68	-1.19	-0.92
DGA	0.59	-0.16	-0.85	0.83	-1.98	-0.8	0.7	-2.85	-2.04
DEA	1.15	-1	-0.26	1.29	-1.5	-0.68	1.16	-2.72	-1.8
DIPA	-2.77	-5.54	-3.89	-6.11	0.62	-1.22	0.79	-1.57	-2.43
MDEA	7.6	-1.91	-1.29	2.31	-1.64	-0.59	-0.69	-1.72	-1.13

ตารางที่ ข.5 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HXA)

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	14.33	7.54	3.37	8.89	7.39	4.08	8.16	5.73	0.78
DGA	36.89	17.60	8.66	27.36	11.19	8.26	22.75	10.31	6.76
DEA	32.74	13.88	8.21	24.79	11.32	7.09	21.61	8.88	5.53
DIPA	8.16	5.73	3.45	6.60	3.55	2.25	12.29	6.12	1.90
MDEA	0.21	0.16	0.11	0.36	0.30	0.35	0.50	0.37	0.33

ตารางที่ ข.6 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ(HX-2)

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	59.21	32.66	21.32	47.44	24.05	19.39	37.49	21.87	14.86
DGA	73.14	36.41	25.42	61.53	31.13	28.86	56.45	29.36	25.14
DEA	73.24	35.55	27.47	60.64	31.34	28.80	57.74	29.01	26.20
DIPA	72.31	38.13	107.16	63.86	57.17	37.78	69.59	42.25	35.70
MDEA	116.24	58.06	30.03	94.33	55.51	37.61	87.97	48.94	34.83

ตารางที่ ข.7 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1)

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	80.22	80.22	80.22	80.22	80.22	80.22	80.22	80.22	80.22
DGA	80.22	80.22	80.22	80.22	80.22	84.55	80.22	80.22	83.56
DEA	80.22	80.22	81.39	80.22	80.22	84.55	80.22	80.22	84.55
DIPA	80.22	79.67	121.68	80.22	127.13	127.13	121.68	124.30	130.19
MDEA	67.26	67.26	65.29	67.26	65.73	127.76	75.21	84.34	127.76

ตารางที่ ข.8 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องสูบ

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	0.52	0.29	0.18	0.42	0.21	0.17	0.33	0.19	0.13
DGA	0.62	0.30	0.21	0.52	0.26	0.18	0.45	0.24	0.16
DEA	0.58	0.27	0.19	0.47	0.24	0.16	0.43	0.21	0.14
DIPA	0.82	0.43	1.94	0.75	1.30	0.86	2.37	1.18	0.89
MDEA	0.53	0.26	0.17	0.44	0.20	0.63	0.51	0.31	0.58

ตารางที่ ข.9 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของวาล์ว

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	0.28	0.13	-0.25	0.22	-0.19	-0.50	0.15	-0.47	-0.21
DGA	0.43	-0.71	-1.23	0.33	-1.60	-0.90	0.24	-1.46	-0.86
DEA	0.36	-1.45	-0.46	0.219	-1.60	-0.63	0.13	-1.36	-0.60
DIPA	0.18	-1.95	0.38	-0.03	0.44	0.22	0.67	0.08	0.06
MDEA	0.26	-0.94	-0.58	-0.10	-0.95	-0.24	-0.72	-0.56	-0.29

ตารางที่ ข.10 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องผสม

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	11.87	9.91	9.23	18.90	13.70	16.82	22.32	17.83	14.36
DGA	18.15	14.07	15.81	25.37	22.33	15.51	30.02	24.30	19.55
DEA	16.30	15.76	13.66	22.46	19.04	15.73	27.31	24.45	20.76
DIPA	11.97	16.60	36.96	17.08	11.78	9.33	19.71	13.80	11.39
MDEA	17.25	13.27	11.24	23.79	17.96	14.27	29.32	21.05	17.03

ตารางที่ ข.11 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

Exergy change (MMBtu/hr)									
Concentration	20%			30%			40%		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	506.72	446.46	417.12	479.63	429.89	420.98	463.84	427.34	410.16
DGA	556.35	457.06	426.10	517.83	439.00	439.78	502.58	436.48	429.22
DEA	544.48	449.00	430.06	510.00	438.25	434.36	498.25	430.48	427.74
DIPA	539.69	452.97	632.42	520.86	546.00	500.44	579.02	543.67	496.87
MDEA	595.03	474.30	434.50	548.21	466.90	492.33	542.52	473.88	489.13

ตารางที่ ข.8 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องสูบล้าง

Concentration	Exergy change (MMBtu/hr)								
	20%			30%			40%		
	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	0.52	0.29	0.18	0.42	0.21	0.17	0.33	0.19	0.13
DGA	0.62	0.30	0.21	0.52	0.26	0.18	0.45	0.24	0.16
DEA	0.58	0.27	0.19	0.47	0.24	0.16	0.43	0.21	0.14
DIPA	0.82	0.43	1.94	0.75	1.30	0.86	2.37	1.18	0.89
MDEA	0.53	0.26	0.17	0.44	0.20	0.63	0.51	0.31	0.58

ตารางที่ ข.9 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของวาล์ว

Concentration	Exergy change (MMBtu/hr)								
	20%			30%			40%		
	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	0.28	0.13	-0.25	0.22	-0.19	-0.50	0.15	-0.47	-0.21
DGA	0.43	-0.71	-1.23	0.33	-1.60	-0.90	0.24	-1.46	-0.86
DEA	0.36	-1.45	-0.46	0.219	-1.60	-0.63	0.13	-1.36	-0.60
DIPA	0.18	-1.95	0.38	-0.03	0.44	0.22	0.67	0.08	0.06
MDEA	0.26	-0.94	-0.58	-0.10	-0.95	-0.24	-0.72	-0.56	-0.29

ตารางที่ ข.10 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้นที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของเครื่องผสม

Concentration	Exergy change (MMBtu/hr)								
	20%			30%			40%		
	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	11.87	9.91	9.23	18.90	13.70	16.82	22.32	17.83	14.36
DGA	18.15	14.07	15.81	25.37	22.33	15.51	30.02	24.30	19.55
DEA	16.30	15.76	13.66	22.46	19.04	15.73	27.31	24.45	20.76
DIPA	11.97	16.60	36.96	17.08	11.78	9.33	19.71	13.80	11.39
MDEA	17.25	13.27	11.24	23.79	17.96	14.27	29.32	21.05	17.03

ตารางที่ ข.11 อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน และความเข้มข้น ที่มีผลต่อการเปลี่ยนแปลงเอ็กเซอร์จีของกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

Concentration	Exergy change (MMBtu/hr)								
	20%			30%			40%		
	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	506.72	446.46	417.12	479.63	429.89	420.98	463.84	427.34	410.16
DGA	556.35	457.06	426.10	517.83	439.00	439.78	502.58	436.48	429.22
DEA	544.48	449.00	430.06	510.00	438.25	434.36	498.25	430.48	427.74
DIPA	539.69	452.97	632.42	520.86	546.00	500.44	579.02	543.67	496.87
MDEA	595.03	474.30	434.50	548.21	466.90	492.33	542.52	473.88	489.13

ภาคผนวก ค

ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีในการจำลองภาวะการณืกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ด้วยโปรแกรม PRO II 2.01

จากสมการ 2.4.1 ดุลเอนทาลปีรอบปริมาตรควบคุม

$$\sum_j [(1 - (T_j - T_0) / T_j)] Q_{t,j} - W_t + \sum_{in} M\Psi - \sum_{out} M\Psi - I_t = 0 \quad (2.4.1)$$

- เมื่อ T_0 คืออุณหภูมิที่ dead state
 P_0 คือความดันที่ dead state
 T_j คืออุณหภูมิที่ดำเนินการ
 $Q_{t,j}$ คือความร้อนจากแหล่งความร้อน j
 W_t คืองานทั้งระบบ
 $M\Psi$ คือ กระแสเอนทาลปี กรณีที่มีหลายกระแสเข้า-ออก
 I_t คือ Exergy destruction เนื่องจาก irreversibility ในปริมาตรควบคุม

กระบวนการทางธรรมชาติทุกกระบวนการจะต้องมีการสูญเสียพลังงานเนื่องจากเกิดกระบวนการผันกลับไม่ได้ (Irreversibility processes) ดังนั้นการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทาลปีคือการหาปริมาณการสูญเสียพลังงานเนื่องจากกระบวนการผันกลับไม่ได้ (I_t) จากสมการ 2.4.1 สามารถเขียนใหม่ได้ดังนี้

$$I_t = \sum_j [(1 - (T_j - T_0) / T_j)] Q_{t,j} - W_t + \sum_{in} M\Psi - \sum_{out} M\Psi \quad (ค.1)$$

- เมื่อ $T_0 = 60.33 \text{ }^\circ\text{F}$
 $P_0 = 14.7 \text{ psia}$
เทอม $\sum_{in} M\Psi - \sum_{out} M\Psi = \text{DELTA-B}$

ค.1 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของสารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ตารางที่ ค.1.1 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	18.15	0.00	0.00			0.00	18.15
V-1	0.28	0.00	0.00			0.00	0.28
HX-1	0.62	0.00	16.35			0.00	0.62
RG-1	-72.11	0.00	260.77	692.20	0.75	196.02	123.91
MX-1	11.87	0.00	0.00			0.00	11.87
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.57	0.00	14.19	578.49	0.90	12.76	14.33
PU-1	-0.42	-0.94	0.00			0.00	0.52
HX-2	5.87	0.00	59.52	580.64	0.90	53.34	59.21
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-142.96	-71.09	766.66			578.60	493.86

ตารางที่ ค.1.2 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	15.52	0.00	0.00			0.00	15.52
V-1	0.13	0.00	0.00			0.00	0.13
HX-1	-0.11	0.00	9.11			0.00	-0.11
RG-1	-43.37	0.00	144.29	692.70	0.75	108.39	65.02
MX-1	9.91	0.00	0.00			0.00	9.91
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.91	0.00	7.36	577.33	0.90	6.63	7.54
PU-1	-0.23	-0.52	0.00			0.00	0.29
HX-2	3.27	0.00	32.80	580.65	0.90	29.39	32.66
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.25	-70.66	683.17			519.04	439.40

ตารางที่ ค.1.3 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	12.61	0.00	0.00			0.00	12.61
V-1	-0.25	0.00	0.00			0.00	-0.25
HX-1	-0.57	0.00	5.82			0.00	-0.67
RG-1	-40.89	0.00	138.54	701.60	0.74	102.74	61.85
MX-1	9.23	0.00	0.00			0.00	9.23
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.43	0.00	3.25	576.25	0.90	2.93	3.37
PU-1	-0.15	-0.33	0.00			0.00	0.18
HX-2	2.24	0.00	21.28	580.38	0.90	19.08	21.32
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.42	-70.48	649.00			490.07	412.61

ตารางที่ ค.1.4 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	19.83	0.00	0.00			0.00	19.83
V-1	0.22	0.00	0.00			0.00	0.22
HX-1	0.35	0.00	18.94			0.00	0.36
RG-1	-69.99	0.00	224.63	712.70	0.73	164.00	94.01
MX-1	18.90	0.00	0.00			0.00	18.90
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.87	0.00	8.91	577.55	0.90	8.03	8.89
PU-1	-0.33	-0.76	0.00			0.00	0.42
HX-2	4.13	0.00	48.45	582.15	0.89	43.31	47.44
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-144.41	-70.90	735.63			553.14	465.06

ตารางที่ ค.1.5 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	15.99	0.00	0.00			0.00	15.99
V-1	-0.19	0.00	0.00			0.00	-0.19
HX-1	-0.68	0.00	5.76			0.00	-0.68
RG-1	-40.64	0.00	124.02	711.90	0.73	90.64	50.00
MX-1	13.70	0.00	0.00			0.00	13.70
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.88	0.00	7.23	577.58	0.90	6.51	7.39
PU-1	-0.17	-0.38	0.00			0.00	0.21
HX-2	2.17	0.00	24.47	581.83	0.89	21.89	24.05
CI	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-144.52	-70.53	670.98			503.88	429.53

ตารางที่ ค.1.6 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	16.12	0.00	0.00			0.00	16.12
V-1	-0.50	0.00	0.00			0.00	-0.50
HX-1	-1.19	0.00	8.15			0.00	-1.19
RG-1	-36.65	0.00	101.62	740.00	0.70	71.45	34.80
MX-1	16.82	0.00	0.00			0.00	16.82
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.48	0.00	4.04	584.01	0.89	3.60	4.08
PU-1	-0.13	-0.30	0.00			0.00	0.17
HX-2	1.64	0.00	19.88	583.02	0.89	17.74	19.39
CI	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-146.46	-70.45	669.60			496.99	414.89

ตารางที่ ค.1.7 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	20.51	0.00	0.00			0.00	20.51
V-1	0.15	0.00	0.00			0.00	0.15
HX-1	-0.68	0.00	17.07			0.00	-0.68
RG-1	-55.63	0.00	160.71	730.80	0.71	114.42	58.80
MX-1	22.32	0.00	0.00			0.00	22.32
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.80	0.00	8.17	577.52	0.90	7.36	8.16
PU-1	-0.26	-0.59	0.00			0.00	0.33
HX-2	3.07	0.00	38.61	583.62	0.89	34.42	37.49
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-146.48	-70.73	725.33			539.59	450.97

ตารางที่ ค.1.8 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	17.12	0.00	0.00			0.00	17.12
V-1	-0.47	0.00	0.00			0.00	-0.47
HX-1	-1.19	0.00	8.30			0.00	-1.19
RG-1	-39.58	0.00	110.17	738.30	0.70	77.65	38.07
MX-1	17.83	0.00	0.00			0.00	17.83
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.66	0.00	5.89	584.57	0.89	5.07	5.73
PU-1	-0.15	-0.34	0.00			0.00	0.19
HX-2	1.84	0.00	22.45	583.17	0.89	20.03	21.87
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-146.42	-70.49	677.92			503.27	421.16

ตารางที่ ค.1.9 สารละลายโมโนเอทานอลามีน (MEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	12.92	0.00	0.00			0.00	12.92
V-1	-0.21	0.00	0.00			0.00	-0.21
HX-1	-0.92	0.00	7.66			0.00	-0.92
RG-1	-27.99	0.00	78.29	732.80	0.71	55.59	27.60
MX-1	14.36	0.00	0.00			0.00	14.36
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.09	0.00	0.77	582.80	0.89	0.69	0.78
PU-1	-0.10	-0.23	0.00			0.00	0.13
HX-2	1.27	0.00	15.22	582.77	0.89	13.59	14.86
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-146.65	-70.38	653.91			486.43	404.31

ค.2 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของสารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ตารางที่ ค.2.1 สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	18.87	0.00	0.00			0.00	18.87
V-1	0.36	0.00	0.00			0.00	0.36
HX-1	1.15	0.00	12.49			0.00	1.15
RG-1	-38.63	0.00	111.87	685.70	0.76	84.89	46.26
MX-1	16.30	0.00	0.00			0.00	16.30
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	5.00	0.00	31.38	588.57	0.88	27.74	32.74
PU-1	-0.57	-1.15	0.00			0.00	0.58
HX-2	10.44	0.00	70.09	580.76	0.90	62.80	73.24
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-142.67	-71.30	798.21			615.86	534.62

ตารางที่ ค.2.2 สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	18.18	0.00	0.00			0.00	18.18
V-1	-1.45	0.00	0.00			0.00	-1.45
HX-1	-1.00	0.00	7.53			0.00	-1.00
RG-1	-35.25	0.00	92.61	692.20	0.75	69.61	34.37
MX-1	15.76	0.00	0.00			0.00	15.76
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	2.13	0.00	13.24	586.46	0.89	11.75	13.88
PU-1	-0.28	-0.55	0.00			0.00	0.27
HX-2	5.17	0.00	33.94	581.25	0.90	30.38	35.55
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.12	-70.70	685.99			521.42	443.16

ตารางที่ ค.2.3 สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	15.54	0.00	0.00			0.00	15.54
V-1	-0.46	0.00	0.00			0.00	-0.46
HX-1	-0.26	0.00	5.45			0.00	-0.26
RG-1	-40.28	0.00	113.44	697.20	0.75	84.67	44.38
MX-1	13.66	0.00	0.00			0.00	13.66
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.27	0.00	7.80	585.28	0.89	6.93	8.21
PU-1	-0.19	-0.38	0.00			0.00	0.19
HX-2	3.77	0.00	26.34	578.25	0.90	23.70	27.47
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.82	0.00	71.86	769.68	0.68	48.58	81.39
SUM	-143.27	-70.53	663.32			502.80	425.79

ตารางที่ ค.2.4 สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	$Q \cdot 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	19.28	0.00	0.00			0.00	19.28
V-1	0.22	0.00	0.00			0.00	0.22
HX-1	1.29	0.00	14.78			0.00	1.29
RG-1	-34.78	0.00	85.32	694.30	0.75	63.94	29.16
MX-1	22.46	0.00	0.00			0.00	22.46
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	3.68	0.00	23.84	587.90	0.89	21.10	24.79
PU-1	-0.46	-0.94	0.00			0.00	0.47
HX-2	8.76	0.00	58.08	582.54	0.89	51.88	60.64
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.32	-71.08	763.87			582.24	498.49

ตารางที่ ค.2.5 สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	$Q \cdot 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	18.16	0.00	0.00			0.00	18.16
V-1	-1.60	0.00	0.00			0.00	-1.60
HX-1	-1.50	0.00	9.18			0.00	-1.50
RG-1	-33.57	0.00	83.53	702.90	0.74	61.84	28.27
MX-1	19.04	0.00	0.00			0.00	19.04
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.72	0.00	10.81	585.98	0.89	9.60	11.32
PU-1	-0.24	-0.48	0.00			0.00	0.24
HX-2	4.62	0.00	29.92	582.53	0.89	26.72	31.34
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.79	-70.62	678.67			511.42	431.16

ตารางที่ ค.2.6 สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	17.22	0.00	0.00			0.00	17.22
V-1	-0.63	0.00	0.00			0.00	-0.63
HX-1	-0.68	0.00	6.65			0.00	-0.68
RG-1	-31.00	0.00	78.50	707.90	0.74	57.70	26.70
MX-1	15.73	0.00	0.00			0.00	15.73
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.08	0.00	6.76	585.00	0.89	6.01	7.09
PU-1	-0.16	-0.32	0.00			0.00	0.16
HX-2	3.00	0.00	28.39	572.52	0.91	25.80	28.80
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	33.14	0.00	75.30	762.18	0.68	51.41	84.55
SUM	-143.82	-70.46	674.17			507.72	429.31

ตารางที่ ค.2.7 สารละลายไดเอทานอลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	19.56	0.00	0.00			0.00	19.56
V-1	0.13	0.00	0.00			0.00	0.13
HX-1	1.16	0.00	18.32			0.00	1.16
RG-1	-31.82	0.00	68.70	704.40	0.74	50.75	18.93
MX-1	27.31	0.00	0.00			0.00	27.31
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	3.17	0.00	20.83	587.56	0.89	18.45	21.61
PU-1	-0.42	-0.85	0.00			0.00	0.43
HX-2	8.66	0.00	55.15	584.63	0.89	49.08	57.74
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-144.10	-71.00	757.94			571.36	484.16

ตารางที่ ค.2.8 สารละลายไดเอทาโนลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	17.52	0.00	0.00			0.00	17.52
V-1	-1.36	0.00	0.00			0.00	-1.36
HX-1	-2.72	0.00	17.24			0.00	-2.72
RG-1	-36.14	0.00	87.76	746.60	0.70	61.17	25.02
MX-1	24.45	0.00	0.00			0.00	24.45
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.33	0.00	8.48	585.45	0.89	7.54	8.88
PU-1	-0.21	-0.42	0.00			0.00	0.21
HX-2	4.46	0.00	27.59	584.60	0.89	24.55	29.01
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-144.63	-70.57	681.34			504.53	417.43

ตารางที่ ค.2.9 สารละลายไดเอทาโนลามีน (DEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	16.81	0.00	0.00			0.00	16.81
V-1	-0.60	0.00	0.00			0.00	-0.60
HX-1	-1.80	0.00	22.41			0.00	-1.80
RG-1	-33.97	0.00	81.49	823.10	0.63	51.52	17.54
MX-1	20.76	0.00	0.00			0.00	20.76
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.84	0.00	5.26	584.56	0.89	4.69	5.53
PU-1	-0.14	-0.28	0.00			0.00	0.14
HX-2	2.92	0.00	25.71	574.65	0.91	23.28	26.20
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	33.14	0.00	75.30	762.18	0.68	51.41	84.55
SUM	-144.67	-70.43	685.02			501.99	411.06

ค.3 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของสารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ตารางที่ ค.3.1 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	23.79	0.00	0.00			0.00	23.79
V-1	0.43	0.00	0.00			0.00	0.43
HX-1	0.59	0.00	6.36			0.00	0.59
RG-1	-62.15	0.00	194.38	662.29	0.79	152.71	90.56
MX-1	18.15	0.00	0.00			0.00	18.15
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	5.15	0.00	35.51	582.15	0.89	31.74	36.89
PU-1	-0.58	-1.19	0.00			0.00	0.62
HX-2	8.88	0.00	71.72	580.77	0.90	64.26	73.14
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-142.41	-71.34	805.87			627.42	551.35

ตารางที่ ค.3.2 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	22.40	0.00	0.00			0.00	22.40
V-1	-0.71	0.00	0.00			0.00	-0.71
HX-1	-0.16	0.00	3.40			0.00	-0.16
RG-1	-42.08	0.00	107.58	689.40	0.75	81.20	39.12
MX-1	14.07	0.00	0.00			0.00	14.07
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	2.50	0.00	16.82	579.88	0.90	15.09	17.60
PU-1	-0.29	-0.59	0.00			0.00	0.30
HX-2	4.45	0.00	35.67	580.74	0.90	31.96	36.41
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-142.82	-70.74	693.47			529.14	454.44

ตารางที่ ค.3.3 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	20.94	0.00	0.00			0.00	20.94
V-1	-1.23	0.00	0.00			0.00	-1.23
HX-1	-0.85	0.00	5.07			0.00	-0.85
RG-1	-52.15	0.00	141.87	706.80	0.74	104.44	52.29
MX-1	15.81	0.00	0.00			0.00	15.81
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.22	0.00	8.26	577.99	0.90	7.44	8.66
PU-1	-0.20	-0.41	0.00			0.00	0.21
HX-2	3.13	0.00	24.88	580.71	0.90	22.29	25.42
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.33	-70.56	660.93			498.87	422.20

ตารางที่ ค.3.4 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	25.24	0.00	0.00			0.00	25.24
V-1	0.33	0.00	0.00			0.00	0.33
HX-1	0.83	0.00	11.97			0.00	0.83
RG-1	-57.03	0.00	152.54	700.40	0.74	113.32	56.29
MX-1	25.37	0.00	0.00			0.00	25.37
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	3.61	0.00	26.53	581.15	0.90	23.75	27.36
PU-1	-0.48	-0.99	0.00			0.00	0.52
HX-2	7.35	0.00	60.66	582.51	0.89	54.18	61.53
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.14	-71.14	774.57			589.84	508.58

ตารางที่ ค.3.5 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	1-((T _j -T ₀)/T _j)	Q* 1-((T _j -T ₀)/T _j) MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	23.39	0.00	0.00			0.00	23.39
V-1	-1.60	0.00	0.00			0.00	-1.60
HX-1	-1.98	0.00	9.94			0.00	-1.98
RG-1	-49.17	0.00	122.21	719.10	0.72	88.43	39.25
MX-1	22.33	0.00	0.00			0.00	22.33
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.50	0.00	10.78	578.58	0.90	9.69	11.19
PU-1	-0.24	-0.50	0.00			0.00	0.26
HX-2	3.74	0.00	30.66	582.43	0.89	27.39	31.13
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.58	-70.64	682.47			511.93	431.47

ตารางที่ ค.3.6 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	1-((T _j -T ₀)/T _j)	Q* 1-((T _j -T ₀)/T _j) MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	24.76	0.00	0.00			0.00	24.76
V-1	-0.90	0.00	0.00			0.00	-0.90
HX-1	-0.80	0.00	4.53			0.00	-0.80
RG-1	-35.55	0.00	79.14	704.00	0.74	58.49	22.94
MX-1	15.51	0.00	0.00			0.00	15.51
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.15	0.00	7.90	577.85	0.90	7.11	8.26
PU-1	-0.16	-0.34	0.00			0.00	0.18
HX-2	1.98	0.00	29.57	572.38	0.91	26.88	28.86
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	33.14	0.00	75.30	762.18	0.68	51.41	84.55
SUM	-144.03	-70.48	680.35			513.32	436.28

ตารางที่ ค.3.7 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	26.43	0.00	0.00			0.00	26.43
V-1	0.24	0.00	0.00			0.00	0.24
HX-1	0.70	0.00	16.84			0.00	0.70
RG-1	-49.65	0.00	113.89	712.90	0.73	83.13	33.48
MX-1	30.02	0.00	0.00			0.00	30.02
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	2.91	0.00	22.13	580.49	0.90	19.84	22.75
PU-1	-0.42	-0.87	0.00			0.00	0.45
HX-2	6.91	0.00	55.66	584.50	0.89	49.55	56.45
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-144.20	-71.02	764.89			575.77	489.80

ตารางที่ ค.3.8 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	24.19	0.00	0.00			0.00	24.19
V-1	-1.46	0.00	0.00			0.00	-1.46
HX-1	-2.85	0.00	12.15			0.00	-2.85
RG-1	-39.52	0.00	86.69	729.50	0.71	61.84	22.32
MX-1	24.30	0.00	0.00			0.00	24.30
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	1.37	0.00	9.95	578.32	0.90	8.95	10.31
PU-1	-0.22	-0.45	0.00			0.00	0.24
HX-2	3.59	0.00	28.94	584.34	0.89	25.77	29.36
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-144.96	-70.60	686.53			510.84	427.35

ตารางที่ ค.3.9 สารละลายไดโกลโคลลามีน (DGA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	23.89	0.00	0.00			0.00	23.89
V-1	-0.86	0.00	0.00			0.00	-0.86
HX-1	-2.04	0.00	8.54			0.00	-2.04
RG-1	-35.17	0.00	73.17	731.70	0.71	52.03	16.86
MX-1	19.55	0.00	0.00			0.00	19.55
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.93	0.00	6.48	577.41	0.90	5.84	6.76
PU-1	-0.15	-0.31	0.00			0.00	0.16
HX-2	2.11	0.00	25.53	576.71	0.90	23.03	25.14
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	33.06	0.00	74.23	764.68	0.68	50.51	83.56
SUM	-145.26	-70.45	677.22			504.02	422.72

ค.4 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของสารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ตารางที่ ค.4.1 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	24.69	0.00	0.00			0.00	24.69
V-1	0.18	0.00	0.00			0.00	0.18
HX-1	-2.77	0.00	39.50			0.00	-2.77
RG-1	-31.31	0.00	87.41	684.80	0.76	66.42	35.11
MX-1	11.97	0.00	0.00			0.00	11.97
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.62	0.00	8.46	584.04	0.89	7.54	8.16
PU-1	-0.50	-1.31	0.00			0.00	0.82
HX-2	3.72	0.00	76.54	580.73	0.90	68.58	72.31
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-142.61	-71.46	792.53			610.83	508.34

ตารางที่ ค.4.2 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	21.67	0.00	0.00			0.00	21.67
V-1	-1.95	0.00	0.00			0.00	-1.95
HX-1	-5.54	0.00	21.02			0.00	-5.54
RG-1	-64.03	0.00	120.25	717.70	0.72	87.18	23.15
MX-1	16.60	0.00	0.00			0.00	16.60
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.50	0.00	5.87	584.33	0.89	5.23	5.73
PU-1	-0.26	-0.69	0.00			0.00	0.43
HX-2	2.02	0.00	40.31	580.75	0.90	36.11	38.13
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	781.18	0.67	47.01	79.67
SUM	-142.81	-70.83	607.48			458.69	370.32

ตารางที่ ค.4.3 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	29.06	0.00	0.00			0.00	29.06
V-1	0.38	0.00	0.00			0.00	0.38
HX-1	-3.89	0.00	19.50			0.00	-3.89
RG-1	-19.63	0.00	33.30	753.60	0.69	22.99	3.36
MX-1	5.67	0.00	0.00			0.00	5.67
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.10	0.00	3.76	583.32	0.89	3.35	3.45
PU-1	-1.43	-3.37	0.00			0.00	1.94
HX-2	8.38	0.00	37.45	603.77	0.86	32.27	40.65
C1	-101.76	-108.36	0.00			0.00	6.60
E1	56.54	0.00	108.28	865.04	0.60	65.13	121.68
SUM	-199.23	-111.73	880.59			590.87	488.80

ตารางที่ ค.4.4 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	25.77	0.00	0.00			0.00	25.77
V-1	-0.03	0.00	0.00			0.00	-0.03
HX-1	-6.11	0.00	39.07			0.00	-6.11
RG-1	-25.60	0.00	67.48	688.57	0.76	50.99	25.40
MX-1	17.08	0.00	0.00			0.00	17.08
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.41	0.00	6.94	583.91	0.89	6.19	6.60
PU-1	-0.41	-1.16	0.00			0.00	0.75
HX-2	2.15	0.00	69.08	582.51	0.89	61.70	63.86
C1	-64.80	-70.14	0.00			0.00	5.34
E1	32.66	0.00	70.58	772.18	0.67	47.56	80.22
SUM	-143.19	-71.31	776.58			592.74	490.10

ตารางที่ ค.4.5 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	28.94	0.00	0.00			0.00	28.94
V-1	0.44	0.00	0.00			0.00	0.44
HX-1	0.62	0.00	19.31			0.00	0.62
RG-1	-21.40	0.00	44.76	687.70	0.76	33.86	12.47
MX-1	11.78	0.00	0.00			0.00	11.78
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.32	0.00	3.62	583.50	0.89	3.23	3.55
PU-1	-0.72	-2.02	0.00			0.00	1.30
HX-2	-3.03	0.00	65.32	564.61	0.92	60.19	57.17
C1	-101.76	-108.36	0.00			0.00	6.60
E1	56.94	0.00	114.49	848.79	0.61	70.19	127.13
SUM	-156.55	-110.38	788.86			70.19	530.39

ตารางที่ ค.4.6 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* 1 - ((T _j - T ₀) / T _j) MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	24.11	0.00	0.00			0.00	24.11
V-1	0.22	0.00	0.00			0.00	0.22
HX-1	-1.22	0.00	12.22			0.00	-1.22
RG-1	-16.56	0.00	29.46	685.70	0.76	22.36	5.79
MX-1	9.33	0.00	0.00			0.00	9.33
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.24	0.00	2.25	583.23	0.89	2.01	2.25
PU-1	-0.48	-1.33	0.00			0.00	0.86
HX-2	-1.99	0.00	43.15	564.62	0.92	39.76	37.78
C1	-101.76	-108.36	0.00			0.00	6.60
E1	56.94	0.00	114.49	848.79	0.61	70.19	127.13
SUM	-156.79	-109.70	735.51			547.53	490.68

ตารางที่ ค.4.7 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* 1 - ((T _j - T ₀) / T _j) MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	27.66	0.00	0.00			0.00	27.66
V-1	0.67	0.00	0.00			0.00	0.67
HX-1	0.79	0.00	33.62			0.00	0.79
RG-1	-25.30	0.00	48.08	698.80	0.74	35.80	10.50
MX-1	19.71	0.00	0.00			0.00	19.71
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.76	0.00	12.98	585.26	0.89	11.54	12.29
PU-1	-1.23	-3.60	0.00			0.00	2.37
HX-2	1.55	0.00	76.23	582.96	0.89	68.04	69.59
C1	-101.76	-108.36	0.00			0.00	6.60
E1	56.54	0.00	108.28	865.04	0.60	65.13	121.68
SUM	-156.80	-111.96	837.74			623.86	552.77

ตารางที่ ค.4.8 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	26.01	0.00	0.00			0.00	26.01
V-1	0.08	0.00	0.00			0.00	0.08
HX-1	-1.57	0.00	15.59			0.00	-1.57
RG-1	-19.44	0.00	31.73	695.30	0.75	23.75	4.30
MX-1	13.80	0.00	0.00			0.00	13.80
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.55	0.00	6.26	584.35	0.89	5.57	6.12
PU-1	-0.61	-1.79	0.00			0.00	1.18
HX-2	-0.55	0.00	47.33	575.41	0.90	42.80	42.25
C1	-101.76	-108.36	0.00			0.00	6.60
E1	56.82	0.00	111.22	857.54	0.61	67.49	124.30
SUM	-157.16	-110.15	753.75			590.68	531.50

ตารางที่ ค.4.9 สารละลายไดไอโซโพรพานอลามีน (DIPA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคานอลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0)/T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0)/T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	24.73	0.00	0.00			0.00	24.73
V-1	0.06	0.00	0.00			0.00	0.06
HX-1	-2.43	0.00	12.89			0.00	-2.43
RG-1	-15.99	0.00	27.09	692.70	0.75	20.35	4.36
MX-1	11.39	0.00	0.00			0.00	11.39
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	0.19	0.00	1.92	583.14	0.89	1.71	1.90
PU-1	-0.46	-1.35	0.00			0.00	0.89
HX-2	-2.17	0.00	41.25	566.71	0.92	37.87	35.70
C1	-104.39	-111.05	0.00			0.00	6.67
E1	58.89	0.00	117.30	856.10	0.61	71.29	130.19
SUM	-157.98	-112.40	737.23			542.44	486.68

ค.5 ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีของสารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ตารางที่ ค.5.1 สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	16.56	0.00	0.00			0.00	16.56
V-1	0.26	0.00	0.00			0.00	0.26
HX-1	7.60	0.00	45.16			0.00	7.6
RG-1	-20.86	0.00	73.37	678.60	0.77	56.25	35.39
MX-1	17.25	0.00	0.00			0.00	17.25
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.03	0.00	0.26	582.45	0.89	0.23	0.21
PU-1	-0.48	-1.00	0.00			0.00	0.53
HX-2	5.48	0.00	120.94	568.12	0.92	110.76	116.24
C1	-51.84	-56.85	0.00			0.00	5.01
E1	22.60	0.00	58.85	685.61	0.76	44.66	67.26
SUM	-141.54	-57.86	860.75			678.72	557.49

ตารางที่ ค.5.2 สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q^* 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	15.85	0.00	0.00			0.00	15.85
V-1	-0.94	0.00	0.00			0.00	-0.94
HX-1	-1.91	0.00	22.95			0.00	-1.91
RG-1	-11.64	0.00	38.44	679.50	0.77	29.44	17.79
MX-1	13.27	0.00	0.00			0.00	13.27
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.03	0.00	0.21	582.44	0.89	0.19	0.16
PU-1	-0.24	-0.50	0.00			0.00	0.26
HX-2	2.76	0.00	60.38	568.13	0.92	55.30	58.06
C1	-51.84	-56.85	0.00			0.00	5.01
E1	22.60	0.00	58.85	685.60	0.76	44.66	67.26
SUM	-141.98	-57.35	718.31			558.92	455.35

ตารางที่ ค.5.3 สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 20 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q * 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	14.86	0.00	0.00			0.00	14.86
V-1	-0.58	0.00	0.00			0.00	-0.58
HX-1	-1.29	0.00	17.91			0.00	-1.29
RG-1	-11.37	0.00	36.31	684.20	0.76	27.61	16.24
MX-1	11.24	0.00	0.00			0.00	11.24
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.02	0.00	0.15	582.46	0.89	0.13	0.11
PU-1	-0.15	-0.32	0.00			0.00	0.17
HX-2	0.73	0.00	49.13	872.47	0.60	29.30	30.03
C1	-49.59	-54.49	0.00			0.00	4.91
E1	21.28	0.00	58.38	690.38	0.75	44.00	65.29
SUM	-141.36	-54.81	692.46			521.05	419.59

ตารางที่ ค.5.4 สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	Tj (R)	$1 - ((Tj - T0) / Tj)$	$Q * 1 - ((Tj - T0) / Tj) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	18.28	0.00	0.00			0.00	18.28
V-1	-0.10	0.00	0.00			0.00	-0.10
HX-1	2.31	0.00	38.28			0.00	2.31
RG-1	-16.37	0.00	56.65	688.80	0.76	42.80	26.42
MX-1	23.79	0.00	0.00			0.00	23.79
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.05	0.00	0.45	582.41	0.89	0.40	0.36
PU-1	-0.39	-0.83	0.00			0.00	0.44
HX-2	3.93	0.00	98.99	569.82	0.91	90.40	94.33
C1	-51.84	-56.85	0.00			0.00	5.01
E1	22.60	0.00	58.85	685.61	0.76	44.66	67.26
SUM	-142.27	-57.69	114.34			632.79	516.58

ตารางที่ ค.5.5 สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	17.24	0.00	0.00			0.00	17.24
V-1	-0.95	0.00	0.00			0.00	-0.95
HX-1	-1.64	0.00	19.79			0.00	-1.64
RG-1	-11.55	0.00	39.52	682.40	0.76	30.13	18.58
MX-1	17.96	0.00	0.00			0.00	17.96
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.04	0.00	0.38	582.39	0.89	0.34	0.30
PU-1	-0.18	-0.39	0.00			0.00	0.20
HX-2	-0.08	0.00	60.21	563.62	0.92	55.59	55.51
C1	-49.59	-54.49	0.00			0.00	4.91
E1	21.29	0.00	58.85	689.13	0.76	44.44	65.73
SUM	-142.94	-54.88	718.54			554.96	450.40

ตารางที่ ค.5.6 สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 30 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	18.18	0.00	0.00			0.00	18.18
V-1	-0.24	0.00	0.00			0.00	-0.24
HX-1	0.59	0.00	9.01			0.00	0.59
RG-1	-13.99	0.00	26.91	666.30	0.78	21.01	7.02
MX-1	14.27	0.00	0.00			0.00	14.27
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.06	0.00	0.45	582.35	0.89	0.40	0.35
PU-1	-0.57	-1.21	0.00			0.00	0.63
HX-2	0.24	0.00	40.55	564.57	0.92	37.37	37.61
C1	-101.76	-108.36	0.00			0.00	6.60
E1	56.94	0.00	114.49	841.29	0.62	70.81	127.76
SUM	-157.54	-109.57	725.04			540.30	484.90

ตารางที่ ค.5.7 สารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.1

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	19.84	0.00	0.00			0.00	19.84
V-1	-0.72	0.00	0.00			0.00	-0.72
HX-1	-0.69	0.00	39.74			0.00	-0.69
RG-1	-14.38	0.00	50.10	692.20	0.75	37.66	23.28
MX-1	29.32	0.00	0.00			0.00	29.32
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.06	0.00	0.63	582.36	0.89	0.56	0.50
PU-1	-0.46	-0.97	0.00			0.00	0.51
HX-2	3.99	0.00	92.33	572.06	0.91	83.98	87.97
C1	-59.21	-64.53	0.00			0.00	5.32
E1	27.24	0.00	66.81	724.66	0.72	47.97	75.21
SUM	-145.84	-65.51	812.15			622.86	509.94

ตารางที่ ค.5.8 สารละลายเมทิลไดเอทาโนลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.2

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	Q* $ 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	18.41	0.00	0.00			0.00	18.41
V-1	-0.56	0.00	0.00			0.00	-0.56
HX-1	-1.72	0.00	21.44			0.00	-1.72
RG-1	-12.45	0.00	35.43	697.20	0.75	26.45	13.99
MX-1	21.05	0.00	0.00			0.00	21.05
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.06	0.00	0.48	582.35	0.89	0.43	0.37
PU-1	-0.28	-0.58	0.00			0.00	0.31
HX-2	0.10	0.00	53.10	565.81	0.92	48.84	48.94
C1	-64.98	-70.52	0.00			0.00	5.54
E1	31.07	0.00	75.32	735.65	0.71	53.28	84.34
SUM	-148.14	-71.10	726.92			550.92	456.25

ตารางที่ ค.5.9 สารละลายเมทิลไดเอทานอลามีน (MDEA)

ความเข้มข้น 40 % โมลของสารละลายแอลคาโนลามีน

อัตราส่วนโมลของแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ต่อโมลของสารละลายเอมีน 0.3

UNIT ID	DELTA-B MM BTU/HR	WORK(W) MM BTU/HR	DUTY (Q) MM BTU/HR	T _j (R)	$1 - ((T_j - T_0) / T_j)$	$Q^* 1 - ((T_j - T_0) / T_j) $ MM BTU/HR	I MM BTU/HR
CN-1	17.51	0.00	0.00			0.00	17.51
V-1	-0.29	0.00	0.00			0.00	-0.29
HX-1	-1.13	0.00	15.26			0.00	-1.13
RG-1	-13.09	0.00	27.56	698.50	0.74	20.53	7.44
MX-1	17.03	0.00	0.00			0.00	17.03
SL-1	0.00	0.00	0.00			0.00	0.00
HXA	-0.05	0.00	0.43	582.35	0.89	0.38	0.33
PU-1	-0.53	-1.11	0.00			0.00	0.58
HX-2	0.30	0.00	37.60	566.51	0.92	34.53	34.83
C1	-101.76	-108.36	0.00			0.00	6.60
E1	56.94	0.00	114.49	841.29	0.62	70.81	127.76
SUM	-158.71	-109.48	730.12			538.36	476.73

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ง

ข้อมูลการจำลองภาวะการณ์กระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีนด้วยโปรแกรม

PRO II 2.01

ตารางที่ ง.1 % โมลของสารละลายเอทานอลามีนที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่อง

เครื่องมือ	% โมล		
	MEA	DEA	TEA
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₁)	0.00063	0.00017	0.00006
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₂)	0.00113	0.00033	0.00011
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₃)	0.00159	0.00047	0.00015
แฟลชดรัม (F ₁)	0.00159	0.00047	0.00015
หอกลั่นแยก (T ₁)	0.01210	0.00386	0.00123
หอกลั่นแยก (T ₂)	0.50430	0.16110	0.05150
หอกลั่นแยก (T ₃)	0.00083	0.75620	0.24300

ตารางที่ ง.2 พลังงานที่ใช้ในการผลิตแยกตาม % โมลของสารละลายเอทานอลามีนที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่อง

เครื่องมือ	พลังงานรวม (MMBtu/hr)	พลังงาน(MMBtu/hr)		
		MEA	DEA	TEA
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₁)	163.38	0.09	0.02	0.01
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₂)	20.11	0.02	0.01	0.00
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₃)	51.67	0.08	0.02	0.01
แฟลชดรัม (F ₁)	4237.94	6.74	2.01	0.64
หอกลั่นแยก (T ₁)	182.84	2.21	0.71	0.23
หอกลั่นแยก (T ₂)	10.13	5.11	1.63	0.52
หอกลั่นแยก (T ₃)	2.39	0.00	1.81	0.58
พลังงานที่ใช้ในการผลิต (MMBtu/hr)	5454.69	14.25	6.21	1.99

ภาคผนวก จ

ข้อมูลการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการจำลองภาวะการณืกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีนด้วยโปรแกรม PRO II 2.01

การคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการจำลองภาวะการณืกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีนคำนวณเช่นเดียวกับการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการจำลองภาวะการณืกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์

เมื่อ $T_0 = 15.74 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $P_0 = 14.7 \text{ psia}$

ตารางที่ จ.1 การเปลี่ยนแปลงเอนทัลปีในการผลิตแยกตาม % โมลของสารละลายเอทานอลามีนที่ผลิตได้ในแต่ละเครื่อง

เครื่องมือ	DELTA-B (MMBTU/HR)			WORK (MMBTU/HR)	DUTY (Q) (MMBTU/HR)	Tj (K)	Q*[1-((Tj-T0)/Tj)] (MMBtu/hr)			I (MMBtu/hr)		
	MEA	DEA	TEA				MEA	DEA	TEA	MEA	DEA	TEA
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₁)	-0.0285	-0.0078	-0.0026	0.0	136.38	439	0.0564	0.0154	0.0050	0.03	0.01	0.00
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₂)	-0.0085	-0.0025	-0.0008	0.0	20.11	442	0.0148	0.0044	0.0014	0.01	0.00	0.00
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R ₃)	-0.0527	-0.0157	-0.0050	0.0	51.67	448	0.0529	0.0158	0.0050	0.00	0.00	0.00
ฟลลชดรัม (F ₁)	-0.1479	-0.0440	-0.0141	0.0	427.94	373	0.5268	0.1568	0.1000	0.38	0.11	0.04
หอกลั่นแยก (T ₁)	0.2055	0.0656	0.0210	0.0	182.94	323	1.9788	0.6314	0.2019	2.18	0.70	0.22
หอกลั่นแยก (T ₂)	-0.8141	-0.2601	-0.0831	0.0	10.13	453	3.2548	1.0397	0.3324	2.44	0.78	0.25
หอกลั่นแยก (T ₃)	-0.0007	-0.6165	-0.1981	0.0	2.39	473	0.0012	1.0923	0.3510	0.00	0.48	0.15
ผลรวมทั้งหมด (MMBtu/hr)	-0.8469	-0.8810	-0.2827	0.0			5.8857	2.9558	0.9469	5.00	2.07	0.66

ความหนาของผนังท่อ 0.0613 นิ้ว
ความหนาแน่นของสแตนเลสตีลส์ 510 ปอนด์ต่อลูกบาศก์ฟุต

ตารางที่ ฉ.3 ความสูงของหอกลิ้นแยก

ความเข้มข้น	ความสูง (ฟุต)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	10	10	10	10	10	2	10	2	2
DGA	10	10	2	10	2	2	10	2	2
DEA	10	10	10	10	10	2	10	10	2
DIPA	2	10	16	2	16	16	16	16	16
MDEA	10	10	10	10	10	10	10	10	10

ตารางที่ ฉ.4 น้ำหนักของหอกลิ้นแยก

ความเข้มข้น	น้ำหนัก (ปอนด์)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	115	115	115	115	115	23	115	23	23
DGA	115	115	23	115	23	23	115	23	23
DEA	115	115	115	115	115	23	115	115	23
DIPA	23	115	184	23	184	184	184	184	184
MDEA	115	115	115	115	115	115	115	115	115

ตารางที่ ฉ.5 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องควบแน่น

ความเข้มข้น	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน (ตารางฟุต)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	977	984	992	933	952	885	896	882	911
DGA	988	1002	990	946	945	987	906	914	946
DEA	1019	995	1002	982	968	985	946	914	909
DIPA	1017	983	852	982	1711	2028	1130	1445	1844
MDEA	1986	2341	1854	2016	2170	2115	1457	2152	2283

ตารางที่ ฉ.6 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อต้มซ้ำ

ความเข้มข้น	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน (ตารางฟุต)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	24291	13937	13426	21078	12135	10144	15396	10904	8070
DGA	18389	10683	13722	14670	11974	8146	11235	8817	7615
DEA	11055	9343	11195	8695	8536	8089	7218	8912	8355
DIPA	8881	11800	4074	7109	5090	3730	5385	3932	3519
MDEA	7633	4528	4339	6147	4624	3503	5564	4349	3561

เครื่องอัดอากาศ แบบเครื่องยนต์ที่ใช้ลูกสูบ (Reciprocating-motor)

ตารางที่ ฉ.7 กำลังงานของเครื่องอัดอากาศ

ความเข้มข้น	กำลังงาน (แรงม้า)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568
DGA	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568
DEA	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568	27568
DIPA	27568	27568	42587	27568	42587	42587	42587	42587	43645
MDEA	20126	20126	21417	20126	21417	42587	25363	27715	42587

เครื่องสูบลูกสูบ แบบเครื่องยนต์ที่ใช้ลูกสูบ (Reciprocating-motor)

ตารางที่ ฉ.8 ความจุ (Capacity) ของเครื่องสูบลูกสูบ

ความเข้มข้น	ความจุ (แกลลอนต่อนาที)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	1883	1033	665	1512	762	605	1172	683	465
DGA	2389	1184	823	1987	1001	676	1750	910	620
DEA	2303	1105	766	1873	958	638	1702	844	566
DIPA	2631	1379	2025	2329	1216	803	2166	1076	763
MDEA	2550	1272	903	2116	1100	725	1945	964	671

เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1) แบบเซลล์และท่อ

ตารางที่ ฉ.9 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ความเข้มข้น	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน (ตารางฟุต)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	1861	3793	1983	3340	1296	2127	4107	1737	3378
DGA	483	663	508	1227	1710	401	2554	2178	714
DEA	1083	1260	506	1763	1316	421	2831	1700	894
DIPA	10478	2798	2199	20695	1582	1826	7047	4498	2870
MDEA	2643	1578	938	2388	1033	874	2515	1179	1102

เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2) แบบเซลล์และท่อ

ตารางที่ ฉ.10 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน ของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2)

ความเข้มข้น	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน (ตารางฟุต)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	701	386	252	557	283	226	434	254	173
DGA	843	419	293	694	351	411	617	322	326
DEA	824	396	323	664	342	394	611	306	344
DIPA	900	474	1019	790	1147	757	869	627	699
MDEA	1842	919	868	1462	1076	712	1315	913	173

เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1) แบบเซลล์และท่อ

ตารางที่ ฉ.11 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน ของเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1)

ความเข้มข้น	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน (ตารางฟุต)								
	20/80			30/70			40/60		
โหลดตั้ง	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	263	263	263	263	263	263	263	263	263
DGA	263	263	263	263	263	320	263	263	304
DEA	263	263	275	263	263	320	263	263	320
DIPA	263	263	326	263	446	446	326	369	449
MDEA	291	291	342	291	355	438	316	384	438



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข

ราคาของอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการแยกแก๊สคาร์บอนไดออกไซด์ ปี ค.ศ. 1990^{21,22}

ข.1 ราคาหอดูดซึม

ราคาของหอดูดซึมคำนวณจากผลรวมของราคาต้นทุนการซื้อ ราคาต้นทุนการติดตั้ง Manhole และราคาต้นทุนการติดตั้ง ตัวอย่างการคำนวณราคาหอดูดซึม ใช้ MEA Loading 0.1 และความเข้มข้น 20 ต่อ 80

ราคาต้นทุนการซื้อ	10,413	ดอลลาร์
ราคาต้นทุนการติดตั้ง Manhole	240	ดอลลาร์
ราคาต้นทุนการติดตั้ง	<u>4,372</u>	ดอลลาร์
ราคาหอดูดซึมคือ	15,025	ดอลลาร์

ตารางที่ ข.1 ราคาหอดูดซึม

ความเข้มข้น	ราคา (พันดอลลาร์)								
	20/80			30/70			40/60		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	15	15	15	15	15	15	15	15	18
DGA	18	18	18	18	18	18	18	18	18
DEA	18	18	18	18	18	18	18	18	18
DIPA	18	18	18	18	18	20	18	18	20
MDEA	18	18	18	18	18	18	18	18	18

ข.2 ราคาหอกลั่นแยก

ราคาของหอกลั่นแยกคำนวณจากผลรวมของราคาหอ เครื่องควบแน่น และหม้อต้มซ้ำ ราคาของหอคำนวณเหมือนกับราคาหอดูดซึม ส่วนราคาเครื่องควบแน่น และราคาหม้อต้มซ้ำคำนวณจากสมการ

$$\text{Purchased Cost} = \left(\frac{M \& S}{280} \right) \left(101.3A^{0.65} F_c \right)$$

$$\text{Installed Cost} = \left(\frac{M \& S}{280} \right) 101.3A^{0.65} (2.29 + F_c)$$

เมื่อ $F_c = (F_d + F_p) F_m$

F_m สำหรับเหล็กกล้าไร้สนิมมีค่าเป็น 3.75

F_d สำหรับเครื่องควบแน่นมีค่าเป็น 1.00

- F_p สำหรับหม้อต้มซ้ำมีค่าเป็น 1.35
 M&S เป็นค่าดัชนีของ Marshall และ Swift ที่ปี 1990 มีค่าเป็น 904
 A คือพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน

โดยสมมุติค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนสำหรับเครื่องควบแน่นเป็น 100 บีทียู/ชั่วโมง ตารางฟุต องศาฟาเรนไฮต์ และสมมุติค่าประมาณของ $U_R \Delta T_m$ สำหรับหม้อต้มซ้ำเป็น 11,250 บีทียู/ชั่วโมง ตารางฟุต

ตัวอย่างการคำนวณราคาหอกลั่นแยก ใช้ MEA Loading 0.1 และความเข้มข้น 20 ต่อ 80

ราคาต้นทุนการซื้อ	10,413	ดอลลาร์
ราคาต้นทุนการติดตั้ง Manhole	240	ดอลลาร์
ราคาต้นทุนการติดตั้ง	4,372	ดอลลาร์
ราคาหอคือ	15,025	ดอลลาร์

พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องควบแน่น 977 ตารางฟุต

พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อต้มซ้ำ 24,291 ตารางฟุต

ราคาต้นทุนการซื้อของเครื่องควบแน่น	107,644	ดอลลาร์
ราคาต้นทุนการติดตั้งของเครื่องควบแน่น	173,379	ดอลลาร์
ราคาต้นทุนการซื้อของหม้อต้มซ้ำ	1,173,602	ดอลลาร์
ราคาต้นทุนการติดตั้งของหม้อต้มซ้ำ	1,704,475	ดอลลาร์
ราคาหอ	15,025	ดอลลาร์
ราคาหอกลั่นแยกคือ	3,174,125	ดอลลาร์

ตารางที่ ช.2 ราคาหอกลั่นแยก

ความเข้มข้น	ราคา (พันดอลลาร์)								
	20/80			30/70			40/60		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	3176	2305	2259	2915	2127	1906	2423	1984	1686
DGA	2702	1990	2280	2366	2104	1709	2028	1770	1641
DEA	2032	1848	2042	1775	1755	1702	1600	1780	1718
DIPA	1796	2100	1179	1588	1467	1324	1410	1264	1265
MDEA	1819	1479	1383	1646	1469	1299	1486	1428	1332

ช.3 ราคาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

ราคาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนคำนวณเช่นเดียวกับเครื่องควบแน่น และหม้อต้มซ้ำ

ตารางที่ ช.3 ราคาเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (HX-1)

ราคา (พันดอลลาร์)									
ความเข้มข้น	20/80			30/70			40/60		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	427	679	445	625	338	466	715	409	630
DGA	178	219	184	326	404	157	525	473	229
DEA	301	332	183	412	341	163	561	403	265
DIPA	1313	557	476	2045	385	422	1015	758	566
MDEA	537	384	274	502	291	261	520	318	304

ตารางที่ ช.4 ราคาเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (HX-2)

ราคา (พันดอลลาร์)									
ความเข้มข้น	20/80			30/70			40/60		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	227	154	116	196	126	108	166	177	91
DGA	255	162	128	225	144	160	209	137	138
DEA	252	156	137	219	142	156	207	132	143
DIPA	267	176	289	245	312	238	261	211	226
MDEA	424	270	260	365	299	229	341	269	91

ตารางที่ ช.5 ราคาเครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E1)

ราคา (พันดอลลาร์)									
ความเข้มข้น	20/80			30/70			40/60		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	120	120	120	120	120	120	120	120	120
DGA	120	120	120	120	120	136	120	120	132
DEA	120	120	123	120	120	136	120	120	136
DIPA	120	120	138	120	169	169	138	149	170
MDEA	128	128	142	128	146	167	135	163	167

ช.4 ราคาเครื่องอัดอากาศ

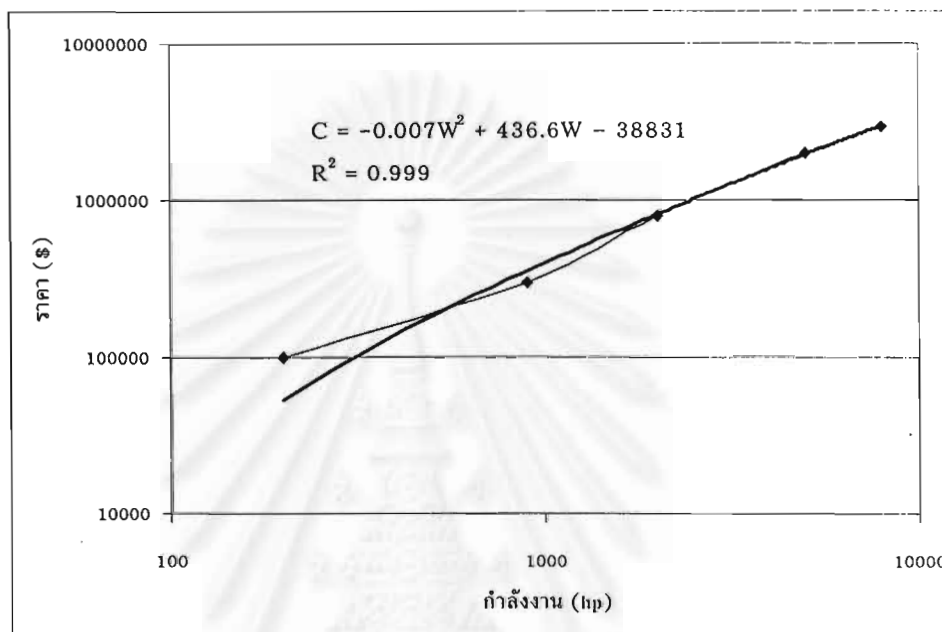
ตารางที่ ช.6 ราคาเครื่องอัดอากาศ

กำลังงาน (hp)	ราคา (\$)
200	100000
900	300000
2000	800000
5000	2000000
8000	3000000

นำข้อมูลหาความสัมพันธ์ระหว่างกำลังงาน (W) กับราคาเครื่องอัดอากาศ (C) ด้วย Microsoft Excel 97 ได้สมการความสัมพันธ์ดังนี้

$$C = -0.007W^2 + 436.6W - 33831$$

$$R^2 = 0.999$$



รูปที่ ข.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างกำลังงาน (W) กับราคาเครื่องอัดอากาศ (C)

ตารางที่ ข.7 ราคาเครื่องอัดอากาศ

ความเข้มข้น	ราคา (พันดอลลาร์)								
	20/80			30/70			40/60		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747
DGA	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747
DEA	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747	6747
DIPA	6747	6747	5927	6747	5927	5927	5927	5927	5750
MDEA	5983	5983	6172	5983	6172	5927	6602	6754	5927

ข.5 ราคาเครื่องสูบ

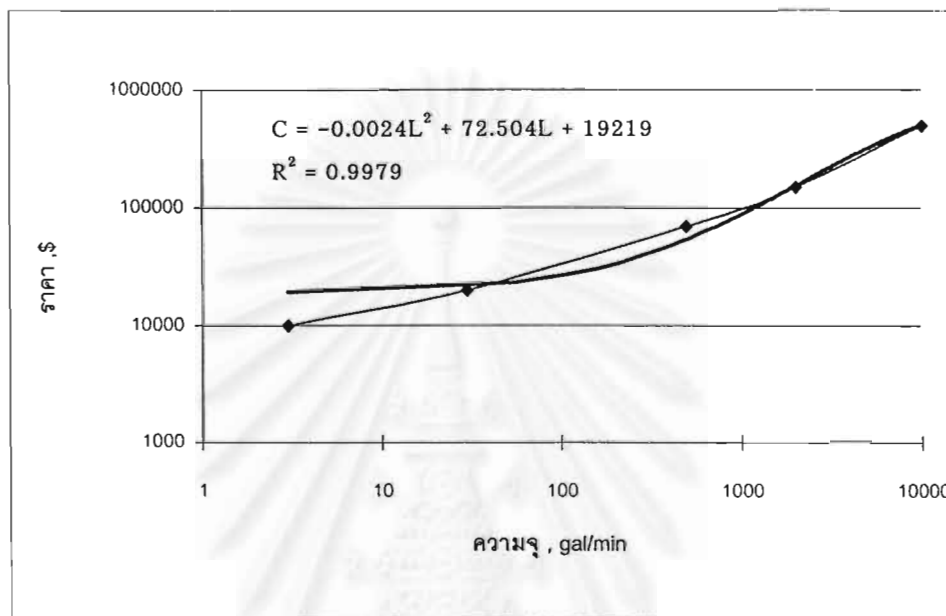
ตารางที่ ข.8 ราคาเครื่องสูบ

ความจุ (gal/min)	ราคา (\$)
3	10000
30	20000
500	70000
2000	150000
10000	500000

นำข้อมูลหาความสัมพันธ์ระหว่างความจุ (L) กับราคาเครื่องสูบ (C) ด้วย Microsoft Excel 97 ได้สมการความสัมพันธ์ดังนี้

$$C = -0.0024L^2 + 72.504L + 19219$$

$$R^2 = 0.9979$$



รูปที่ ช.2 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความจุ (L) กับราคาเครื่องสูบ (C)

ตารางที่ ช.9 ราคาเครื่องสูบ

ความเข้มข้น	ราคา (พันดอลลาร์)								
	20/80			30/70			40/60		
Loading	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3	0.1	0.2	0.3
MEA	147	92	66	123	73	62	101	68	52
DGA	179	102	77	154	89	67	139	83	63
DEA	173	96	73	147	86	64	136	79	59
DIPA	193	115	156	175	104	76	165	94	73
MDEA	188	108	83	162	96	71	151	87	67

ภาคผนวก ข

ขนาดของอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคาโนลามีน

ข.1 กระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน, ไดเอทานอลามีน และไตรเอทานอลามีน

เครื่องผสม (M_1 และ M_2) แบบใบกวน (Propeller Mixer) อยู่กับที่เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม (Fixed Stainless Steel) ขับเคลื่อน 20 กำลังม้า

เครื่องสูบลม (P_1) แบบเครื่องยนต์ที่ใช้ลูกสูบ (Reciprocating-motor) เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม 150 ปอนด์ต่อตารางนิ้ว ความจุ 11,933 แกลลอนต่อชั่วโมง

วาล์ว (V_1 และ V_2) แบบวาล์วควบคุมความดันให้สม่ำเสมอ เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม เส้นผ่านศูนย์กลาง 5 นิ้ว

เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล ($R1, R2$ และ $R3$) ความยาว 100 ฟุต ท่อเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 นิ้ว

เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E_2, E_3 และ E_4)

- E_2 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 12,367 ตารางฟุต

- E_3 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 524 ตารางฟุต

- E_4 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 1,372 ตารางฟุต

เครื่องทำความร้อน (E_1) พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 3,244 ตารางฟุต

หอกลั่นแยก (T_1, T_2 และ T_3)

แบบถาด (Tray Column) ชนิดวาล์ว

เส้นผ่าศูนย์กลางวงใน 1.25 ฟุต

ช่องว่างระหว่างชั้น 2.00 ฟุต

ความหนาของชั้น 0.0766 นิ้ว

ความหนาของผนังหอก 0.0613 นิ้ว

ความหนาแน่นของเหล็กกล้าไร้สนิม 510.00 ปอนด์ต่อลูกบาศก์ฟุต

จำนวนชั้น 10 ชั้น

ความสูงของหอก 16.06 ฟุต

น้ำหนักหอก 183.83 ปอนด์

เครื่องควบแน่น แบบควบแน่นบางส่วน (Partial Condenser)

หม้อต้มซ้ำ แบบหม้อต้มธรรมดา (Kettle Reboiler)

- T_1 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องควบแน่น 699 ตารางฟุต

พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อต้มซ้ำ 17,271 ตารางฟุต

- T_2 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องควบแน่น 112 ตารางฟุต

	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อต้มซ้ำ	1,074	ตารางฟุต
- T_3	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องควบแน่น	66	ตารางฟุต
	พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของหม้อต้มซ้ำ	385	ตารางฟุต
	แฟลชดรัม (F_1) มีปริมาตร 985,178		แกลลอน

ช.2 กระบวนการผลิตไดโกลโคลามีน

เครื่องผสม (M_1) แบบใบกวน (Propeller Mixer) อยู่กับที่เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม (Fixed Stainless Steel) ขับเคลื่อน 20 กำลังม้า

แฟลชดรัม (F_1) มีปริมาตร 18,752 แกลลอน

เครื่องปฏิกรณ์แบบถัง (R_1) มีปริมาตร 19,520 แกลลอน

เครื่องทำความร้อน (E_1 และ E_2)

- E_1 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 50.00 ตารางฟุต

- E_2 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 7.14 ตารางฟุต

เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E_3) พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 86.26 ตารางฟุต

ช.3 กระบวนการผลิตไดไอโซโพรพานอลามีน

เครื่องผสม (M_1) แบบใบกวน (Propeller Mixer) อยู่กับที่เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม (Fixed Stainless Steel) ขับเคลื่อน 20 กำลังม้า

แฟลชดรัม (F_1) มีปริมาตร 21,934 แกลลอน

เครื่องปฏิกรณ์แบบถัง (R_1) มีปริมาตร 28,847 แกลลอน

เครื่องอัดอากาศ (C_1) แบบเครื่องยนต์ที่ใช้ลูกสูบ (Reciprocating-motor) กำลังงาน 6,377.13 กำลังม้า

เครื่องทำความร้อน (E_1) พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 86.26 ตารางฟุต

เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E_2 และ E_3)

- E_2 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 102.04 ตารางฟุต

- E_3 พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 198.98 ตารางฟุต

ช.4 กระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน

เครื่องผสม (M_1 และ M_2) แบบใบกวน (Propeller Mixer) อยู่กับที่เป็นเหล็กกล้าไร้สนิม (Fixed Stainless Steel) ขับเคลื่อน 20 กำลังม้า

แฟลชดรัม (F_1 และ F_2)

- F_1 มีปริมาตร 42,312 แกลลอน
- F_2 มีปริมาตร 36,926 แกลลอน

เครื่องปฏิกรณ์แบบถัง (R_1) มีปริมาตร 52,287 แกลลอน

เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E_4 และ E_5)

- | | | | |
|---------|---------------------------|--------|----------|
| - E_4 | พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน | 304.09 | ตารางฟุต |
| - E_5 | พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน | 203.01 | ตารางฟุต |

เครื่องทำความร้อน (E_1 , E_2 และ E_3)

- | | | | |
|---------|---------------------------|--------|----------|
| - E_1 | พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน | 14.34 | ตารางฟุต |
| - E_2 | พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน | 105.84 | ตารางฟุต |
| - E_3 | พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน | 11.23 | ตารางฟุต |



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ฅ

ราคาของอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิตตัวทำละลายแอลคานอลามีน ปี ค.ศ. 1990^{21,22}

ตารางที่ ฅ.1 ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตโมโนเอทานอลามีน, ไดเอทานอลามีน และ ไตรเอทานอลามีน

อุปกรณ์	ราคา (\$)
เครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล (R_1 , R_2 และ R_3)	570,975
วาล์ว (V_1 และ V_2)	6,000
เครื่องผสม (M_1 และ M_2)	20,000
เครื่องสูบลม (P_1)	542,669
เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ	
- E_2	1,463,438
- E_3	187,486
- E_4	350,472
เครื่องทำความร้อน (E_1)	613,192
หอกลั่นแยก	
- T_1	2,552,768
- T_2	468,612
- T_3	264,263
แฟลชดรัม (F_1)	290,000
รวมราคาอุปกรณ์ทั้งหมด	7,329,877

ตารางที่ ฅ.2 ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไดโกลโคลลามีน

อุปกรณ์	ราคา (\$)
เครื่องปฏิกรณ์แบบถัง (R_1)	1,175,720
เครื่องผสม (M_1)	10,000
เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ (E_3)	58,033
เครื่องทำความร้อน	
- E_1	40,713
- E_2	11,488
แฟลชดรัม (F_1)	78,000
รวมราคาอุปกรณ์ทั้งหมด	1,340,954

ตารางที่ ฅ.3 ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตไดโอสโพรพานอลามีน

อุปกรณ์	ราคา (\$)
เครื่องปฏิกรณ์แบบถัง (R_1)	2,037,371
เครื่องผสม (M_1)	10,000
เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ	
- E_2	64,730
- E_3	99,915
เครื่องทำความร้อน (E_1)	91,978
แฟลชดรัม (F_1)	50,000
เครื่องอัดอากาศ (C_1)	2,532,774
รวมราคาอุปกรณ์ทั้งหมด	4,886,768

ตารางที่ ฅ.4 ราคาของอุปกรณ์ในกระบวนการผลิตเมทิลไดเอทานอลามีน

อุปกรณ์	ราคา (\$)
เครื่องปฏิกรณ์แบบถัง (R_1)	5,124,485
เครื่องผสม (M_1 และ M_2)	20,000
เครื่องทำความเย็นด้วยอากาศ	
- E_4	131,630
- E_5	101,225
เครื่องทำความร้อน	
- E_1	18,078
- E_2	66,286
- E_3	15,422
แฟลชดรัม	
- F_1	70,000
- F_2	60,000
รวมราคาอุปกรณ์ทั้งหมด	5,607,126

ฅ.1 ราคาเครื่องปฏิกรณ์

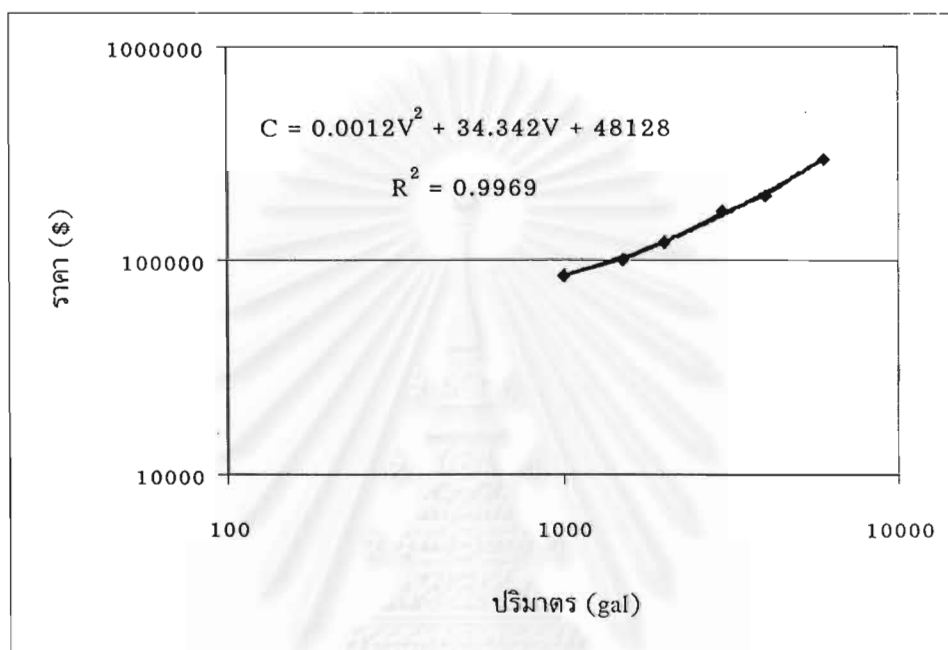
ตารางที่ ฅ.5 ราคาเครื่องปฏิกรณ์

ปริมาตร (gal)	ราคา (\$)
1000	85000
1500	100000
2000	120000
3000	170000
4000	200000
6000	300000

นำข้อมูลหาความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตร (V) กับราคาเครื่องปฏิกรณ์ (C) ด้วย Microsoft Excel 97 ได้สมการความสัมพันธ์ดังนี้

$$C = 0.0012V^2 + 34.342V + 48428$$

$$R^2 = 0.9969$$



รูปที่ ๑.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตร (V) กับราคาเครื่องปฏิกรณ์ (C)

ประวัติผู้เขียน

นางสาวมลฤดี ประกอบกลิ่น เกิดวันที่ 6 กรกฎาคม พ.ศ. 2517 ที่สมุทรปราการ สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาเทคโนโลยีอุตสาหกรรมอาหาร คณะวิทยาศาสตร์ มหาวิทยาลัยหอการค้าไทย ในปีการศึกษา 2538 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต ที่จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2539 และสำเร็จการศึกษาหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิตเมื่อเดือนเมษายน พ.ศ. 2543



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย