

สำนักหอสมุดกลาง พระจอมเกล้าลาดกระบัง



การศึกษาเพื่อการออกแบบโรงงานต้นแบบในการผลิตคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส



นายวัชชัย ศิรินันท์

นายวัชชัย อธิพัฒน์สนกร

นางสาวนงลักษณ์ หินขุมากร

โครงการพิเศษนี้ เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรวิทยาศาสตรบัณฑิต
ร 395 ก

เลขหมู่ 2535
เลขทะเบียน
วันเดือนปี

ภาควิชาเคมี

คณะวิทยาศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

พ.ศ. 2535

.612538899

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น หากมีข้อสงสัยหรือต้องการข้อมูลเพิ่มเติม กรุณาติดต่อห้องสมุด และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

**The study on designing
the production of Carboxymethyl Cellulose**



Mr. Thawatchai Sirinan

Mr. Thawatchai Itthipoontanakorn

Miss Nongluk Chinchumakorn

**A Special Project Submitted in partial Fulfillment of the
Requirement for the degree of Bachelor of Science**

Department of Chemistry

Faculty of Scienc

King Mongkut's Institute of Technology Ladkrabang

1992

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หัวข้อโครงการพิเศษ การศึกษาเพื่อการออกแบบโรงงานต้นแบบในการผลิต

คาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส

นักศึกษา

นายวิชชัย ศรีนันทน์

นายวิชชัย อธิพนธกร

นางสาวนงลักษณ์ ชินชูมากร

ภาควิชา

เคมี

อาจารย์ที่ปรึกษา

ผศ.ดร.ธีรวัฒน์ มงคลอัครวัฒน์

อ.อนุรักษ ปิติรักษสกุล

ภาควิชาเคมี คณะวิทยาศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
อนุมัติให้โครงการพิเศษฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรวิทยาศาสตรบัณฑิต

ธีรวัฒน์ มงคลอัครวัฒน์

หัวหน้าภาควิชาเคมี

(ผศ.ดร.ธีรวัฒน์ มงคลอัครวัฒน์)

คณะกรรมการตรวจสอบโครงการพิเศษ

ศักดิ์ดา ไตรศักดิ์

ประธานกรรมการ

(ผศ.ดร.ศักดิ์ดา ไตรศักดิ์)

อนุชา เออเพิ่มเกียรติ

กรรมการ

(ดร.อนุชา เออเพิ่มเกียรติ)

ธีรวัฒน์ มงคลอัครวัฒน์

กรรมการ

(ผศ.ดร.ธีรวัฒน์ มงคลอัครวัฒน์)

อนุรักษ ปิติรักษสกุล

กรรมการ

(อ.อนุรักษ ปิติรักษสกุล)

ลิขสิทธิ์ของภาควิชาเคมี คณะวิทยาศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

หัวข้อโครงการพิเศษ การศึกษาเพื่อการออกแบบโรงงานต้นแบบในการผลิต

คาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส

นักศึกษา

นายวิชชัย ศิริรัตน์

นายวิชชัย อธิพนฺชนกร

นางสาวนงลักษณ์ ชินชุกร

ภาควิชา

เคมี

อาจารย์ที่ปรึกษา

ผศ.ดร.ธีรวัฒน์ มงคลอัครวัฒน์

อ.อนุรักษ์ ปิติรักษ์สกุล

ภาควิชา

เคมี

ปีการศึกษา

2535

บทคัดย่อ

การศึกษาเพื่อออกแบบโรงงานต้นแบบในการผลิตคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส (ซีเอ็มซี) ที่มีกำลังการผลิตวันละ 39 กิโลกรัม ประกอบไปด้วยงานทางด้านการออกแบบ และคำนวณทางวิศวกรรม เพื่อกำหนดลักษณะที่เหมาะสมของอุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิต และการประมาณราคาอุปกรณ์สำหรับโรงงานต้นแบบ โดยการทำปฏิริยาในรูปสารแขวนลอยที่ใช้ตะขะลิสท์ถ่ายเทข้ามวิภาคในกระบวนการผลิตซีเอ็มซีที่มีคุณภาพสูง กระบวนการผลิตซีเอ็มซีประกอบด้วยอุปกรณ์หลัก คือ เครื่องปฏิกรณ์เคมี เครื่องอบแห้ง เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน และหอกลิ้น ผลการวิจัยและออกแบบพบว่า ในการผลิตซีเอ็มซีแห้ง 5 กิโลกรัมต่อชั่วโมง ควรจะใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะขนาด 200 ลิตร เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรต์ เบดที่มีพื้นที่หน้าตัด 0.0577 ตร.ม. สูง 21 ซม. เครื่องเหวี่ยงแยกของแข็ง และหอกลิ้น จำนวน 16 ภาค เส้นผ่าศูนย์กลาง 0.1147 เมตร ซึ่งมีกำลังการผลิตไฮโดรโพรพานอล 60 กิโลกรัมต่อชั่วโมง และจากการประมาณราคาอุปกรณ์สำหรับโรงงานต้นแบบในการผลิต CMC นี้ มีมูลค่าประมาณ 4.3 ล้านบาท โดยคิดจากปีฐาน ปีพ.ศ.2533

ก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Special Project Title The study on designing the production of
Carboxymethyl Cellulose (CMC)

Name Mr.Thawatchai Sirinan
 Mr.Thawatchai Ittipoontanakorn
 Miss Nongluk Chinchumakorn

Special Project Advisor Assistant Professor
 Dr. theerawat Mongkonautsawarat
 Anuruk Pitirugsakul

Department Chemistry

Year 1992

Abstract

The study on designing the production of Carboxymethyl Cellulose (CMC) 39 kilogrammes/day involves designing and calculation in engineering. This assigns the suitable production facilities and estimation for a pilot-plant. The reaction is occured by using phase transfer catalyst in suspension. The main facilities involves reactor, dryer, centrifugal separator and distillation column which are discussed. The estimation for a pilot-plant of production of CMC 5 kilogrammes/day costs approximation 4.8 million bahts based on 1990.

กิตติกรรมประกาศ

โครงการพิเศษนี้สำเร็จลงได้ด้วยความช่วยเหลือจากบุคคลหลายฝ่าย ทางผู้จัดทำโครงการพิเศษนี้จึงใคร่ขอกราบขอบพระคุณทุกท่านที่ให้ความช่วยเหลือ ดังมีรายนามต่อไปนี้

ขอขอบคุณ อ.อนุรักษ์ ปิติรักษ์สกุล ที่กรุณาให้คำปรึกษาและให้การช่วยเหลือในการดำเนินโครงการพิเศษนี้มาโดยตลอด

ขอขอบคุณ ผศ.ดร.ธีรวัฒน์ มงคลอัครวัฒน์ ที่กรุณาให้คำปรึกษาและแนะนำ

ขอขอบคุณคณะกรรมการตรวจสอบโครงการพิเศษที่ช่วยตรวจ และแก้ไขโครงการพิเศษฉบับนี้ให้ถูกต้องยิ่งขึ้น

ขอขอบคุณ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี ที่กรุณาเอื้อเฟื้อเครื่องมือ วัสดุ และอุปกรณ์ในการทดลองการอบแห้ง และตะแกรงร่อนที่ใช้หาเส้นผ่านศูนย์กลางอนุภาค

ขอขอบคุณ บริษัท ดีเวอร์บราเธอร์ (ประเทศไทย) จำกัด ที่ให้ความอนุเคราะห์คาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส

ขอขอบคุณ คุณพระศักดิ์ ทินกรศรีสุภาพ และคุณสุนีรัตน์ ไม้ทิม และเพื่อน ๆ ทุกคนที่ให้ความช่วยเหลือในการดำเนินงาน ด้านการจัดพิมพ์ โครงการพิเศษนี้

ขอขอบคุณ คุณพ่อ คุณแม่ รุ่งพี และทุก ๆ คน ที่เกี่ยวข้อง ที่ให้กำลังใจ และการสนับสนุนในการศึกษาโครงการพิเศษนี้ตลอดมา

นายวัชชัย ศิรินันท์

นายวัชชัย อธิธิพนธนกร

นางสาวนงลักษณ์ ชินชุกร

9 มีนาคม 2536

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ก
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ	ข
กิจกรรมประกาศ	ค
สารบัญ	ง
สารบัญตาราง	ช
สารบัญรูป	ฉ
สัญลักษณ์	ณ
บทที่ 1 บทนำ	1
บทที่ 2 ทฤษฎีและหลักเกณฑ์ที่เกี่ยวข้อง	
2.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	12
2.1.1 ชนิดของเครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	13
2.1.1.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะ.....	13
2.1.1.2 เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบท่อไหล.....	17
2.1.1.3 เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบถังกวน.....	21
2.2 เครื่องเหวี่ยงแยก.....	23
2.3.1 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	24
2.3.1.1 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ tubular-bowl....	25
2.3.1.2 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ disk-bowl.....	27
2.3.1.3 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ solid-bowl.....	28
2.3 อุปกรณ์อบแห้ง.....	30
2.3.1 ความรู้พื้นฐานเกี่ยวกับการอบแห้ง.....	30
2.3.2 กลไกการอบแห้ง.....	33
2.3.3 ประเภทของเครื่องอบแห้ง.....	36

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.3.3.1	เครื่องอบแห้งแบบถาด.....	36
2.3.3.2	เครื่องอบแห้งแบบอุโมงค์.....	37
2.3.3.3	เครื่องอบแห้งแบบหมุนรอบตัว.....	38
2.3.3.4	เครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้ง.....	39
2.3.3.5	เครื่องอบแห้งแบบหัวฉีดพ่นฝอย.....	40
2.3.3.6	เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด.....	41
2.3.3.7	เครื่องอบแห้งแบบการเกิดฟอง.....	43
2.4	การกลั่น.....	44
2.4.1	สมดุลระหว่างไอและของเหลว.....	45
2.4.2	ของผสมประเภทแอซีโอโทรปิก.....	47
2.4.3	การระเหยสัมพัทธ์.....	50
2.4.4	การกลั่นของผสมที่ประกอบด้วยสาร 2 ชนิด.....	50
2.4.4.1	differential distillation.....	51
2.4.4.2	flash or equilibrium distillation.....	53
2.4.4.3	การกลั่นลำดับส่วน.....	55
2.4.4.4	การกลั่นแบบครึ่ง.....	58
บทที่ 3	หลักการออกแบบอุปกรณ์ปฏิบัติการเฉพาะหน่วย	
3.1	เครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	59
3.1.1	การเลือกใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	59
3.2	เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	60
3.2.1	การเลือกใช้เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	60
3.3	อุปกรณ์อบแห้ง.....	61
3.3.1	ขั้นตอนการเลือกประเภทเครื่องอบแห้ง.....	62
3.3.2	การคำนวณความเร็วต่ำสุดและความเร็วสุดท้าย	
	ของลมร้อน.....	65

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 5 ผลการดำเนินงานวิจัย

5.1 การออกแบบกระบวนการผลิต CMC.....	87
5.1.1 การกำหนดปริมาณสารตั้งต้นและสารผลิตภัณฑ์.....	89
5.1.2 เครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	91
5.1.3 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	92
5.1.4 อุปกรณ์อบแห้ง.....	93
5.1.5 หอกลิ้น.....	99
5.2 ผลการหาค่าพื้นฐานที่ใช้ในการออกแบบเครื่องอบแห้ง.....	104
5.2.1 การหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของ CMC.....	104
5.2.2 การวิเคราะห์หาปริมาณความชื้นใน CMC.....	107

บทที่ 6 การประเมินราคาอุปกรณ์

6.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	115
6.1.1 ถึงภายในส่วนที่ใส่น้ำและส่วนที่เป็นฉนวน.....	115
6.1.2 ใบพัดกวน.....	117
6.1.3 ราคาเครื่องปฏิกรณ์เคมี รวมอุปกรณ์ช่วยและ การติดตั้ง.....	118
6.1.4 บันได ราวจับ และฐานตั้ง.....	119
6.2 เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด.....	120
6.3 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	122
6.4 หอกลิ้น.....	124
6.5 ถึงเก็บ.....	126
6.5.1 ถึงเก็บของผสมที่ได้จากการทำปฏิกิริยา ในเครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	126
6.5.2 ถึงเก็บของเหลวจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	128
6.5.3 ถึงเก็บ CMC จากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	129

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

6.5.4	ถังเก็บไฮโดรโพรพานอลที่ได้จากการกลั่น.....	130
6.6	ท่อ.....	131
6.7	วาล์ว.....	132
6.8	ปั๊ม.....	133
6.8.1	ปั๊มที่ใช้สูบของผสมจากถังเก็บเข้าเครื่องเหวี่ยง ตกตะกอน.....	133
6.8.2	ปั๊มที่ใช้สูบของเหลวจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน เข้าหอกลั่น.....	137
บทที่ 7	สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ	
7.1	สรุปผลการวิจัย.....	140
7.1.1	ลักษณะที่เหมาะสมสำหรับอุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิต.....	140
7.1.2	การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์สำหรับ การผลิต CMC.....	141
7.2	ข้อเสนอแนะแนวทางการค้นคว้าวิจัยในอนาคต.....	143
ภาคผนวก	144
เอกสารอ้างอิง	175
บรรณานุกรม	176

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 1	แสดงสถิติการนำเข้า CMC จากต่างประเทศของกรมศุลกากร.....	2
ตารางที่ 5.1	แสดงการกำหนดระยะเวลาการทำงานของอุปกรณ์ต่างๆ ในกระบวนการผลิต.....	88
ตารางที่ 5.2	แสดงลักษณะการเลือกใช้เครื่องอบแห้งแบบต่างๆ.....	94
ตารางที่ 5.3	แสดงการหาเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของ CMC.....	104
ตารางที่ 5.4	แสดงผลการทดลองของการอบแห้ง ครั้งที่ 1.....	108
ตารางที่ 5.5	แสดงผลการทดลองของการอบแห้ง ครั้งที่ 2.....	109
ตารางที่ 5.6	แสดงผลการทดลองของการอบแห้ง ครั้งที่ 3.....	110
ตารางที่ 5.7	แสดงปริมาณความชื้นที่เวลาต่าง ๆ.....	111
ตารางที่ 6.1	แสดงกำหนดราคาค่าปรับ รวบรวมและฐานตั้งของเครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	119
ตารางที่ 7.1	แสดงราคาอุปกรณ์ทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการผลิต.....	142
ตารางที่ ง.1	แสดงข้อมูลสมมูลของไอโซโพรพานอล-น้ำ.....	167

สารบัญรูป

หน้า

รูปที่ 1.1	แสดงโครงสร้างของคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส (CMC).....	2
รูปที่ 2.1	แสดงสมมูลมวลสารสำหรับหนึ่งหน่วยปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	15
รูปที่ 2.2	แสดงสมมูลพลังงานสำหรับหนึ่งหน่วยปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	16
รูปที่ 2.3	แสดงสัญลักษณ์ต่าง ๆ ของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบท่อไหล.....	19
รูปที่ 2.4	แสดงสัญลักษณ์ต่าง ๆ ของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบถังกวน.....	22
รูปที่ 2.5	แสดง tubular-bowl centrifuge.....	26
รูปที่ 2.6	แสดง disk-bowl centrifuge.....	27
รูปที่ 2.7	แสดง solid-bowl centrifuge.....	29
รูปที่ 2.8	แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง W_u และ $W_{u,c}$	33
รูปที่ 2.9	แสดงการเปลี่ยนแปลงของมวลและอุณหภูมิกับเวลา.....	34
รูปที่ 2.10	แสดงเส้นลักษณะเฉพาะของการอบแห้ง.....	34
รูปที่ 2.11	แสดงเครื่องอบแห้งแบบถาด.....	36
รูปที่ 2.12	แสดงเครื่องอบแห้งแบบอุโมงค์.....	37
รูปที่ 2.13	แสดงเครื่องอบแห้งแบบหมุนรอบตัว.....	38
รูปที่ 2.14	แสดงเครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้ง.....	39
รูปที่ 2.15	แสดงเครื่องอบแห้งแบบพ่นฝอย.....	41
รูปที่ 2.16	แสดงแผนภาพจุดเดือด.....	45
รูปที่ 2.17	แสดง distribution diagram.....	47
รูปที่ 2.18	แสดงแผนภาพจุดเดือดกรณีของผสม เป็นสารแอซีโอโทรป.....	48
รูปที่ 2.18 (ต่อ)	แสดงแผนภาพจุดเดือดกรณีของผสม เป็นสารแอซีโอโทรป.....	49
รูปที่ 2.19	แสดงการกลั่นแบบ differential.....	51
รูปที่ 2.20	แสดง flash distribution.....	52

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รูปที่ 2.21	แสดงเส้นโค้งสมดุล.....	54
รูปที่ 2.22	แสดงทอกลิ้นแบบลำดับส่วน (Fractionating column).....	56
รูปที่ 3.1	แสดงความสัมพันธ์ระหว่างผลผลิตความดันกับความเร็วก๊าซในฟลูอิดไนด์เบด.....	64
รูปที่ 3.2	แสดงเครื่องอบแห้งฟลูอิดไนด์เบดแบบถังทรงกระบอกเดี่ยว.....	67
รูปที่ 3.3	แสดงช่วงการระเหยจากผิววัสดุ.....	67
รูปที่ 3.4	แสดงช่วงการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุ.....	68
รูปที่ 3.5	แสดงสมดุลมวลสารในแต่ละชั้นตอนสมดุล.....	70
รูปที่ 3.6	แสดงการทำงานของทอกลิ้นที่มีของผสมสองชนิด.....	71
รูปที่ 3.7	แสดงภาวะของของผสมก่อนเข้าสู่ทอกลิ้น.....	76
รูปที่ 3.8	แสดงการหาชั้นตอนสมดุลที่น้อยที่สุด.....	79
รูปที่ 3.9	แสดงการหาอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับที่น้อยที่สุด.....	80
รูปที่ 5.1	แสดงแผนผังกระบวนการผลิต CMC.....	88
รูปที่ 5.2	แสดงเครื่องปฏิกรณ์เคมี.....	92
รูปที่ 5.3	แสดงการหาจำนวนชั้นตอนสมดุลโดยวิธี McCabe-Thiele.....	101
รูปที่ 5.4	แสดงการกลั่นแบบแอสีไอโทรปสำหรับการแยกน้ำออกจากไอโซโพรพานอล.....	102
รูปที่ 5.5	แสดงการหาจำนวนชั้นตอนสมดุลโดยวิธี McCabe-Thiele กรณีเลขจุดแอสีไอโทรปออกไป.....	103
รูปที่ 5.6	แสดงสัดส่วนการกระจายของน้ำหนัก CMC และขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย.....	106
รูปที่ 5.7	แสดงเส้นลักษณะเฉพาะการอบแห้ง.....	114
รูปที่ 6.1	แสดงการกำหนดราคาของไบพัตทวน (เดือนมกราคม ปี 1990).....	118
รูปที่ 6.2	แสดงการกำหนดราคาเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไนด์เบด (ปี 1989).....	121
รูปที่ 6.3	แสดงการกำหนดราคาเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน.....	123
รูปที่ 6.4	แสดงความสัมพันธ์ของเส้นผ่าศูนย์กลางของทอกลิ้นกับราคา.....	124

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รูปที่ 6.5	แสดงความสัมพันธ์ของเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อล้นกับราคา ที่ได้จากการ ทำ Fit curve.....	125
รูปที่ 6.6	แสดงการกำหนดราคาถังเก็บและถังเก็บที่มีใบพัดกวน.....	127
รูปที่ 6.7	แสดงการกำหนดราคาท่อ.....	131
รูปที่ 6.8	แสดงการกำหนดราคาवालว.....	132
รูปที่ 6.9	แสดงการกำหนดราคาของ Centrifugal pump	139
รูปที่ ก.1	แสดงแผนภูมิอากาศชั้นของไฮโดรโพรพานอล.....	154
รูปที่ ข.1	แสดงการหาอัตราส่วนป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด.....	158
รูปที่ ข.2	แสดงการหาสัดส่วนเชิงโมลของสารผสมระหว่างไฮโดรโพรพานอล-น้ำ..	160
รูปที่ ง.1	แสดงข้อมูลสมดุลของไฮโดรโพรพานอล-น้ำ.....	168



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สัญลักษณ์

- a : ส่วนกลับของเส้นผ่าศูนย์กลาง, เมตร⁻¹
- A : พื้นที่, ตารางเมตร
- A₁ : พื้นที่หน้าตัดของท่อที่มีขนาดใหญ่กว่า, ตารางฟุต
- A₂ : พื้นที่หน้าตัดของท่อที่มีขนาดเล็กกว่า, ตารางฟุต
- B : อัตราการไหลของไอที่ออกจากส่วนบนของหอกลิ้น, โมล/ชั่วโมง
- B' : อัตราการไหลของไอที่ออกจากส่วนล่างของหอกลิ้น, โมล/ชั่วโมง
- B_m : ความเร็วของไอ, เมตร/วินาที
- C_A : ความเข้มข้นของสาร A, โมล/ลูกบาศก์เซนติเมตร
- C_{A0} : ความเข้มข้นของสาร A ตอนเริ่มต้น, โมล/ลูกบาศก์เซนติเมตร
- C_{Af} : ความเข้มข้นของสาร A ตอนสุดท้าย, โมล/ลูกบาศก์เซนติเมตร
- C_{im} : ความเข้มข้นของไอโซโพรพานอลที่อากาศรอบนอก, โมล/ตารางเซนติเมตร
- C_{iw} : ความเข้มข้นของไอโซโพรพานอลที่ผิววัสดุชั้น, โมล/ตารางเซนติเมตร
- C_H : ความร้อนจำเพาะชั้นที่ทางเข้า, กิโลจูล/กิโลกรัมอากาศแห้ง-องศาเซลเซียส
- C_u : ความร้อนจำเพาะของวัสดุไร้ความชื้น, กิโลจูล/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส
- COST1 : ราคาอุปกรณ์ขนาดที่ต้องการ, ดอลลาร์
- COST2 : ราคาอุปกรณ์ขนาดอ้างอิง, ดอลลาร์
- COSTA : ราคาอุปกรณ์ในปีที่ต้องการ, ดอลลาร์
- COSTB : ราคาอุปกรณ์ในปีที่อ้างอิง, ดอลลาร์
- CIA : cost index ในปีที่ต้องการ, ไร้หน่วย
- CIB : cost index ในปีที่อ้างอิง, ไร้หน่วย

c	: ความต้านการไหล, ปอนด์/ฟุต-วินาที ²
D	: อัตราการไหลของสารระเหยง่ายในสภาวะไอที่ออกจากท่อกลั่น, โมล/ชั่วโมง
D_1	: เส้นผ่าศูนย์กลางของถังชั้นในของเครื่องปฏิกรณ์เคมี, นิ้ว
D_2	: เส้นผ่าศูนย์กลางของส่วนใส่น้ำ, นิ้ว
D_3	: เส้นผ่าศูนย์กลางของส่วนที่เป็นฉนวน, นิ้ว
D_i	: เส้นผ่าศูนย์กลางของท่อ, ฟุต
d_p	: เส้นผ่าศูนย์กลาง, เมตร
E	: จำนวนข้อต่อหรือวาล์ว, หน่วย
F	: อัตราการป้อน, โมล/วินาที
F_{A0}	: อัตราการป้อนสาร A ตอนเริ่มต้น, โมล/วินาที
f	: friction factor, ไร้หน่วย
g	: อัตราเร่งภายใต้แรงดึงดูดโลก, เมตร/วินาที ²
g_c	: ตัวคูณสำหรับการแปลงหน่วย, 9.8 กิโลกรัม-เมตร/กิโลกรัมของแรง-วินาที ²
G	: ความเร็วเชิงมวลของลมร้อน, กิโลกรัมอากาศแห้ง/ชั่วโมง-ตารางเมตร
H	: ความชื้นสัมบูรณ์, กิโลกรัมไอโซไซเพรพานอล/กิโลกรัมอากาศแห้ง
H_u	: ความชื้นสัมบูรณ์อิ่มตัว, กิโลกรัมไอโซไซเพรพานอล/กิโลกรัมอากาศแห้ง
h	: เอนทาลปี, กิโลจูล/กิโลกรัม
h_1	: ความฮารูปทรงกระบอกของถังชั้นใน, นิ้ว
h_2	: ความฮารูปทรงกระบอกของส่วนใส่น้ำ, นิ้ว
h_3	: ความฮารูปทรงกระบอกของส่วนที่เป็นฉนวน, นิ้ว
h_a	: สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร, กิโลจูล/ลูกบาศก์เมตร-องศาเซลเซียส-ชั่วโมง

h'	: สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน, กิโลจูล/ตารางเมตร-องศาเซลเซียส-ชั่วโมง
K	: ค่าคงที่อย่างง่าย, เมตร/วินาที
K_c	: ค่าคงที่ขึ้นอยู่กับพื้นที่หน้าตัดของท่อที่นำมาต่อกัน, ไรต์หน่วย
K_u	: สัมประสิทธิ์การถ่ายเทเทวมวล, กิโลกรัม/ตารางเมตร-ชั่วโมง-กิโลกรัมไอโซโพรพานอล/กิโลกรัมอากาศแห้ง
k	: ค่าคงที่ที่ขึ้นอยู่กับลักษณะการไหลของของเหลวในท่อ, ไรต์หน่วย
l	: ความสูง, เมตร
L_c	: ความยาวรวมของท่อทั้งหมด, ฟุต
L	: อัตราการไหลของของเหลวที่ส่วนบนของหอกลิ้น, โมล/ชั่วโมง
L'	: อัตราการไหลของของเหลวที่ส่วนล่างของหอกลิ้น, โมล/ชั่วโมง
L_u	: ความยาวของท่อที่เพิ่มขึ้นทางทฤษฎี, ฟุต
M_1	: น้ำหนักโมเลกุลของไอโซโพรพานอลส่วนที่พิจารณา, กรัม
M	: น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของสารผสมในหอกลิ้น, กรัม
N_1	: จำนวนโมลของไอโซโพรพานอล
N_A	: จำนวนโมลของสาร A, โมล
N_{A0}	: จำนวนโมลของสาร A ตอนเริ่มต้น, โมล
N_u	: จำนวนโมลของอากาศแห้ง
N_{Nu}	: Nusselt number, ไรต์หน่วย
n	: 1.2, ไรต์หน่วย
ΔP	: ความดันลด, กิโลกรัม/ตารางเมตร หรือ มิลลิเมตรของน้ำ
P_u	: ความดันของอากาศแห้ง, กิโลปาสคาล
P_1	: ความดันไอของไอโซโพรพานอล, กิโลปาสคาล
P_{1a}	: ความดันไอของไอโซโพรพานอลที่อากาศรอบนอก, กิโลปาสคาล
P_{1b}	: ความดันไอของไอโซโพรพานอลอิ่มตัว, กิโลปาสคาล

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

P_A	: ความดันย่อยของสาร A, กิโลปาสคาล
P_A°	: ความดันไอของสาร A, กิโลปาสคาล
P_B	: ความดันย่อยของสาร B, กิโลปาสคาล
P_B°	: ความดันไอของสาร B, กิโลปาสคาล
P_r	: Prandtl number, ไร้หน่วย
q	: อัตราการถ่ายเทความร้อน, กิโลจูล/ชั่วโมง
R	: ค่าคงที่ของก๊าซ, 8.31 จูล/โมล-เคลวิน
R_m	: อัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด, ไร้หน่วย
RH	: ความชื้นสัมพัทธ์, เปอร์เซ็นต์
Re	: Renold number, ไร้หน่วย
r_1	: ความร้อนแฝงของการระเหยของไฮโดรฟรอนอล, กิโลจูล/กิโลกรัม
r'_u	: อัตราเร็วของปฏิกิริยา เมื่อเทียบกับปริมาตรของไหล, โมล/ลูกบาศก์เซนติเมตร-วินาที
r_w	: ความร้อนแฝงที่อุณหภูมิกระเปาะเปียก, กิโลจูล/กิโลกรัม
S	: จำนวนโมลของของผสม, โมล
S_0	: จำนวนโมลของของผสมเริ่มต้น, โมล
S_c	: Schmidt number, ไร้หน่วย
s	: ความเร็วสเปซ, วินาที ⁻¹
t	: เส้นผ่าศูนย์กลางของทอกลั่น, นิ้ว
t_1	: อุณหภูมิของอากาศร้อนที่ทางเข้า, องศาเซลเซียส
t_1	: ความหนาของผนังชั้นใน, นิ้ว
t_2	: ความหนาของส่วนใส่น้ำ, นิ้ว
t_3	: ความหนาของส่วนที่เป็นฉนวน, นิ้ว
t_w	: อุณหภูมิกระเปาะเปียกของอากาศ, องศาเซลเซียส
t_m	: อุณหภูมิวัดสุขึ้น, องศาเซลเซียส

t_{m1}	: อุณหภูมิวัสดุชั้นที่ทางเข้า, องศาเซลเซียส
t_{m2}	: อุณหภูมิวัสดุชั้นที่ทางออก, องศาเซลเซียส
T	: อุณหภูมิภายในหอกลิ้น, เคลวิน
U_{m1}	: ความเร็วเริ่มต้น, เมตร/วินาที
U_e	: ความเร็วสุดท้าย, เมตร/วินาที
U	: ความเร็วใด ๆ, เมตร/วินาที
V	: ปริมาตร, ลูกบาศก์เซนติเมตร
V'	: ปริมาตรจำเพาะ, ลูกบาศก์เซนติเมตร/กิโลกรัม
V_o	: ความเร็วเฉลี่ยของของไหลในท่อ, ฟุต/วินาที
V_{o1}	: ความเร็วของของผสมก่อนไหลเข้าท่อที่มีขนาดใหญ่กว่า, ฟุต/วินาที
V_{o2}	: ความเร็วของของผสมเมื่อไหลเข้าท่อที่มีขนาดใหญ่กว่า, ฟุต/วินาที
V_{o3}	: ความเร็วของของผสมก่อนไหลเข้าท่อที่มีขนาดเล็กกว่า, ฟุต/วินาที
v	: อัตราการป้อนเมื่อเทียบกับปริมาตร, ลูกบาศก์เซนติเมตร/วินาที
v_o	: อัตราการป้อนเมื่อเทียบกับปริมาตรตอนเริ่มต้น, ลูกบาศก์เซนติเมตร/วินาที
W	: อัตราการไหลออกของสารระเหยง่ายในสภาวะของเหลวที่ส่วนล่างของหอกลิ้น, โมล/ชั่วโมง
W'_1	: อัตราส่วนความชื้นของวัสดุที่ทางเข้า, เปอร์เซ็นต์
W'_2	: อัตราส่วนความชื้นของวัสดุที่ทางออก, เปอร์เซ็นต์
W'_d	: อัตราส่วนความชื้นอากาศแห้ง, เปอร์เซ็นต์
W'_c	: อัตราส่วนความชื้นที่จุดวิกฤติ, เปอร์เซ็นต์
w_1	: มวลของไฮโดรคาร์บอนอล, กิโลกรัม
w_u	: มวลของอากาศแห้ง, กิโลกรัม
X	: ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในสภาวะของเหลว, โมลเปอร์เซ็นต์
X_A	: ความเข้มข้นสารระเหยง่าย A ในสภาวะของเหลว, โมลเปอร์เซ็นต์
X_B	: ความเข้มข้นสารระเหยง่าย B ในสภาวะของเหลว, โมลเปอร์เซ็นต์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- X_c : ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในสภาวะไอที่จุดวิกฤติ , โมลเปอร์เซ็นต์
- X_D : ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในสภาวะของเหลวตอนเริ่มต้น , โมลเปอร์เซ็นต์
- X_F : ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในสภาวะของเหลวขณะป้อน, โมลเปอร์เซ็นต์
- X_W : ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายที่ไหลออกจากส่วนล่างของหอกลั่น, โมลเปอร์เซ็นต์
- x : เศษส่วนการเปลี่ยน, ไร้นหน่วย
- x_A : เศษส่วนการเปลี่ยนของสาร A, ไร้นหน่วย
- x_{A0} : เศษส่วนการเปลี่ยนของสาร A ตอนเริ่มต้น , ไร้นหน่วย
- x_{Af} : เศษส่วนการเปลี่ยนของสาร A ตอนสุดท้าย , ไร้นหน่วย
- Y : ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในสภาวะไอ, โมลเปอร์เซ็นต์
- Y_c : ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในสภาวะไอที่จุดวิกฤติ , โมลเปอร์เซ็นต์
- Y : ราคาหอกลั่นต่อ 1 ภาค, ดอลลาร์
- Z : อัตรากาการถ่ายเทมวล, กิโลกรัม/ชั่วโมง
- ξ : เวลาสเปซ, วินาที
- θ : เวลาทั้งหมด, วินาที
- θ_h : เวลาที่ใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุ, วินาที
- θ_r : เวลาที่ใช้ในการระเหยจากผิววัสดุ, วินาที
- μ_e' : ความหนืดของก๊าซ, กิโลกรัม/เมตร-วินาที
- ρ_e' : ความหนาแน่นของก๊าซ, กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร
- ρ_a : ความหนาแน่นของอากาศแห้ง, กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร
- ρ_b : ความหนาแน่นปรากฏของชั้นวัสดุ , กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร
- ρ_c : ความหนาแน่นของไอที่อุณหภูมิเฉลี่ยในหอกลั่น , กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร
- ρ_L : ความหนาแน่นของของเหลวที่อุณหภูมิเฉลี่ยในหอกลั่น , กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร
- เมตร

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

- ρ_m : ความหนาแน่นของสแตนเลส สตีล 304, ปอนด์/ลูกบาศก์นิ้ว
- ρ_{air} : ความหนาแน่นของของแข็ง, กิโลกรัม/ลูกบาศก์เมตร
- ΔV_i : ความแตกต่างของพลังงานของไอโซโทปทรานอลส่วนที่พิจารณา, กิโลจูล
- v : อัตราส่วนช่องว่างของชั้นวัสดุ, ไร้หน่วย
- v_{max} : อัตราส่วนช่องว่างของชั้นวัสดุที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดิซ์เบด, ไร้หน่วย
- : ค่าการนำความร้อน, กิโลคาลอรี/ชั่วโมง-เมตร-องศาเซลเซียส
- α : การระเหยสัมพัทธ์, ไร้หน่วย



บทที่ 1

บทนำ

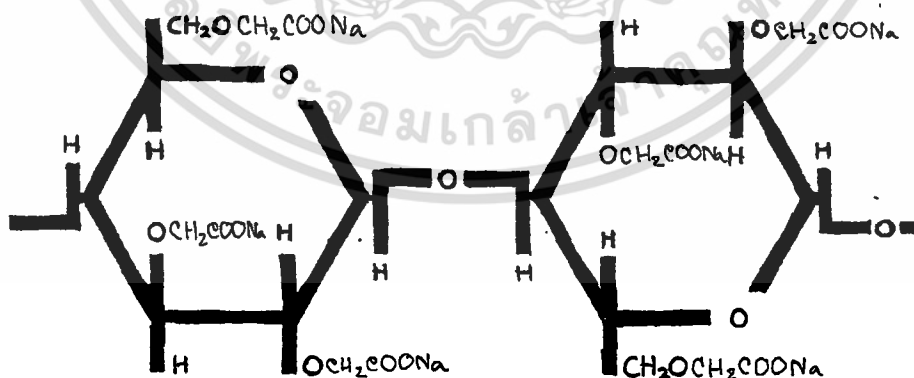
ปัจจุบันอุตสาหกรรมได้มีการขยายตัวเป็นอย่างมาก ซึ่งอุตสาหกรรมเหล่านี้ได้อาศัยวัตถุดิบเป็นส่วนประกอบหลักที่สำคัญในการผลิต โดยอาจจะได้มาจากสารประกอบที่มีอยู่ตามธรรมชาติ หรือ จากการสังเคราะห์ขึ้นมาก็ได้

เซลลูโลสเป็นวัตถุดิบอีกตัวหนึ่ง สามารถผลิตเป็นสารอนุพันธ์ได้หลายชนิดที่เป็นประโยชน์ต่าง ๆ กันในอุตสาหกรรม เช่น เซลลูโลสไนเตรท (cellulose nitrate) ใช้ในอุตสาหกรรมวัตถุระเบิด ซีล เซลลูโลสอะซีเตท (cellulose acetate) ใช้ในอุตสาหกรรมทำเส้นใยสังเคราะห์ นอกจากนี้ยังมีอนุพันธ์ของเซลลูโลสอีกชนิดหนึ่ง ที่มีบทบาทสำคัญในการผลิต ผลิตภัณฑ์ทางอุตสาหกรรมหลายประเภท คือ คาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส (Carboxymethyl Cellulose, CMC) ซึ่งในปัจจุบันประเทศไทยยังไม่ได้มีการผลิตในเชิงอุตสาหกรรม ต้องมีการสั่งซื้อมาจากต่างประเทศปีละหลายพันล้านบาท เป็นการเสียดุลการค้าทางหนึ่ง ดังนั้นการวิจัยการผลิต CMC จึงนับว่าเป็นโครงการวิจัยที่น่าสนใจอย่างยิ่ง

ตารางที่ 1 สถิติการนำเข้า CMC จากต่างประเทศของกรมศุลกากรตั้งปี [1]

ปี	ปริมาณนำเข้า (กิโลกรัม)	จำนวนเงิน(บาท)
2528	667,017	22,084,164
2529	1,106,232	41,514,746
2530	1,116,886	43,659,449
2531	1,555,255	64,877,522
2532	1,546,786	64,424,479
2533	1,453,790	68,819,096

CMC เป็นสารพอลิเมอร์กึ่งสังเคราะห์ (semi-synthetic polymer) ที่มีชื่อเรียกทางการค้าต่าง ๆ กัน ได้แก่ เซลลูโลสกัม (cellulose gum) เซลลูโลส ไกลโคเลต (sodium cellulose glycolate)



รูปที่ 1.1 คาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส (CMC)

พอลิเมอร์ของเซลลูโลสประกอบด้วยหน่วยย่อยเรียกว่า แอนไฮโดรกลูโคส ในแต่ละหน่วยของแอนไฮโดรกลูโคสมีอนุมูลไฮดรอกซิลอยู่ 3 หมู่ อนุมูลไฮดรอกซิลเหล่านี้เป็นหมู่ฟังก์ชันัลที่จะทำปฏิกิริยากับสารอื่นทำให้เกิดอนุพันธ์ของเซลลูโลสชนิดต่าง ๆ สำหรับ CMC อนุมูลไฮดรอกซิลจะถูกเปลี่ยนเป็น $(-OCH_2COOH)$ หหมด แสดงตามรูปที่ 1.1 CMC ที่ได้เรียกว่า ม้องศาการแทนที่ (Degree of Substitution, D.S.) มีค่าเท่ากับ 3 แต่เนื่องจาก CMC เป็นสารพอลิเมอร์ จึงมี้องศาการเปลี่ยนเป็นพอลิเมอร์เป็นค่าเฉลี่ย ดังนั้นค่า้องศาการแทนที่จึงเป็นค่าเฉลี่ยด้วย CMC ที่มี้องศาการแทนที่เท่ากับ 3 จึงเป็นไปไม่ได้ในทางปฏิบัติ ปกติ CMC ที่ขายกันส่วนใหญ่ที่มี้องศาการแทนที่อยู่ระหว่าง 0.4-1.5 อย่างไรก็ตามคุณภาพของเซลลูโลสที่ใช้ทำอนุพันธ์ไม่ได้ขึ้นอยู่กับ ส่วนประกอบทางเคมีที่จะวิเคราะห์ออกมาเป็นตัวเลข เช่น ค่า้องศาการแทนที่ ความหนืด ค่า้องศาความบริสุทธิ์ (degree of refinement) เพียงเท่านั้น คุณภาพของผลิตภัณฑ์ยังขึ้นอยู่กับ ลักษณะทางกายภาพต่าง ๆ ของเซลลูโลสดั้งเดิม ลักษณะทางกายภาพเหล่านี้จะรวมถึงรูปร่างลักษณะ (morphology) ของเส้นใย การจัดตัวของเซลลูโลสในเส้นใยเป็นหลัก หรือเป็นอัสพื้นฐานเป็นส่วนใหญ่ ความยากง่ายในการทอตัวของเส้นใย ความยากง่ายในการดูดซับน้ำยาในระหว่างการทำปฏิกิริยา สารเจือปน สิ่งเหล่านี้จะมีผลโดยตรงต่อคุณภาพของ CMC ที่ได้

ประโยชน์ของ CMC

1. อุตสาหกรรมผงซักฟอก (detergents) ใช้ผสมในผงซักฟอก เพื่อป้องกันไม่ให้สิ่งสกปรกที่หลุดออกจากเนื้อผ้ากลับเข้าไปเกาะบนเนื้อผ้าใหม่อีก
2. อุตสาหกรรมสิ่งทอ (textile) ผ้าที่เคลือบด้วย CMC จะไม่สกปรกง่ายสามารถซักออกและรีดได้ง่าย
3. อุตสาหกรรมอาหาร (food) ในการใช้ CMC เป็นส่วนผสมด้วยนั้น จำ

เป็นที่ต้องใช้ CMC ที่บริสุทธิ์มาก

4. อุตสาหกรรมยาและเครื่องสำอางค์ (pharmaceutical and cosmetic) โดยใช้เป็นสารเพิ่มเนื้อ (thickener) นอกจากนี้ยังใช้เป็นตัวยึดติด (binder) ในการทำยาเม็ด โดยจะช่วยให้ผงยาเกาะกันแน่นยิ่งขึ้น

5. สารขุดเจาะ (drilling fluids) โดยจะใช้ร่วมกับอุปกรณ์ในการขุดเจาะบ่อน้ำมันโดยจะเติมลงในรูที่เจาะ เพื่อป้องกันไม่ให้ตัวสว่านเจาะร้อนเกินไป

6. อุตสาหกรรมกระดาษ (paper) โดยจะใช้ผสมรวมกับแป้ง เพื่อให้กระดาษเหนียวขึ้นและมีผิวเรียบ เหมาะสมแก่การใช้เป็นกระดาษพิมพ์หนังสือ และยังช่วยลดการดูดซึมสิ่งสกปรกประเภทไขมันได้ด้วย

7. อุตสาหกรรมกาว (adhesive) โดยจะใช้เป็นตัวปรับความเหนียวในกาว

8. เซรามิกส์ (ceramic) ใช้ผสมกับดินเหนียวจะช่วยให้ส่วนผสมชนิดอื่น ๆ เข้ากันได้ง่ายขึ้น

กรรมวิธีการผลิต CMC [2] มีหลายวิธี คือ

1. กรรมวิธีการผลิตโดยใช้กรดไตรคลอโรอะซิติก

เป็นการผลิต CMC ที่มีความหนืดสูง โดยใช้เซลลูโลสที่มีขนาด 10-20 เมช ทำปฏิกิริยากับโซเดียมไฮดรอกไซด์ หรือโพแตสเซียมไฮดรอกไซด์ หลังจากนั้นใส่กรดไตรคลอโรอะซิติก หรือ กลีเซอิลคาไลของกรดไตรคลอโรอะซิติกในปริมาณ 0.005-1.0 โมล ต่อ 1 หน่วยของแอนไฮโดรกลูโคสของโมเลกุลเซลลูโลส ตัวทำละลายที่ใช้เป็นของเหลวตัวกลาง ได้แก่ น้ำ อะซิฟตริกแอลกอฮอล์ (เอทานอล นอร์มอล-โพรพานอล ไอโซ-โพรพานอล นอร์มอล-บิวทานอล ไอโซ-บิวทานอล 2-บิวทานอล เทอร์เทียรี-บิวทานอล) โซเดียมคาร์บอเนต (เบนซีน โทลูอีน เอทิลเบนซีน) อะซิฟตริกคลอไรด์

กรรมวิธีนี้สามารถประยุกต์ใช้ได้ทั้งในการเตรียมในสภาพของแข็ง และการเตรียมในสภาพของเหลว

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้าไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2. กรรมวิธีการผลิตแบบไม่ต่อเนื่องของเยอรมัน (German batch process)

เป็นการผลิตโดยการแช่แผ่นเยื่อเซลลูโลสขนาด 100×80 ซม.² ในสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้มข้น 18 % ที่ 18-20 องศาเซลเซียส นาน 1.5-2 ชั่วโมง บีบสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่มากเกินไปออก จนเหลือน้ำหนักของอัลคาไลเซลลูโลส (alkali cellulose) ประมาณ 2.5-1.7 เท่าของเยื่อเดิมผ่านอัลคาไลเซลลูโลสที่ได้เข้าเครื่องตัดและบดจนละเอียด แล้วจึงส่งเข้าเครื่องนวด พร้อมทั้งเติมโซเดียมคลอไรด์อะซิเตทในสภาพที่เป็นของแข็งลงไปด้วย นวดสารทั้งหมดเข้าด้วยกันจนเป็นเนื้อเดียวกัน หลังจากนวดประมาณ 2 ชั่วโมง ปฏิริยาจะสมบูรณ์ประมาณ 60-70 % ถ้ายาสารทั้งหมดใส่ถึงแล้วทิ้งไว้ค้างคืน ส่วนสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ที่มากเกินไปกำจัดได้โดยการเติม NaHCO_3 ซึ่งจะเปลี่ยนเป็น Na_2CO_3 วิธีนี้เป็นขบวนการไม่ต่อเนื่อง เหมาะสำหรับเป็นอุตสาหกรรมขนาดเล็ก เพราะไม่ต้องใช้เครื่องจักรมาก

3. กรรมวิธีผสมวัตถุดิบทุกอย่าง(all ingredients mixing process)

เป็นการผสมเซลลูโลส สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ กรดคลอไรด์ิกทั้งหมดเข้าด้วยกันในเครื่องผสม

4. กรรมวิธีการผลิตโดยใช้ออกซิเจนควบคุมความหนืดของ CMC

กรรมวิธีการผลิตในสภาพของเหลว สามารถใช้ควบคุมความหนืดของ CMC โดยการเติมออกซิเจน 5-75% โดยปริมาตร ปริมาตรของออกซิเจนจะใช้เท่าใดนั้น ขึ้นอยู่กับค่าความหนืดที่ต้องการ

5. กรรมวิธีการผลิต CMC ให้ผลผลิตเพิ่มขึ้น

กรรมวิธีนี้เป็นการนำเครื่องมือมาช่วยปรับปรุงการผลิต โดยเพิ่มประสิทธิภาพของการผสมสารต่าง ๆ กับ เซลลูโลส ทำให้ประสิทธิภาพของปฏิริยามีมากกว่า 70%

กรรมวิธีการผลิตนี้ยังสามารถทำได้อย่างต่อเนื่อง และให้ผลผลิตที่สูง ดังนั้น CMC ที่ได้ จึงมีคุณภาพดีแต่ราคาต่ำ ในกรรมวิธีการผลิตนี้ทำโดยใส่เซลล์โลสที่ละเอียดกว่า 30 เมช ลงบนแผ่นวงกลมที่หมุนด้วยความเร็วสูงในเครื่องผสม จากนั้นเติมสารต่าง ๆ เช่น โซเดียมไฮดรอกไซด์ หรือโพแทสเซียมไฮดรอกไซด์ และกรดคลอโรอะซิติกลงบนแผ่นวงกลมแผ่นอื่นที่หมุนอยู่ในระดับต่ำกว่าแผ่นแรก

6. ถึงปฏิริยาแบบหมุน (rotary drum reactor)

เป็นการผลิตแบบกระบวนการต่อเนื่อง วัตถุดิบที่เป็นเอ็ลอะเอ็ลจะถูกส่งเข้าทางด้านหนึ่งของถังหมุน แล้วเคลื่อนต่อไปเรื่อย ๆ จนได้ผลผลิตออกอีกทางด้านหนึ่งขนาดของถังยาว 20 ฟุต และมีเส้นผ่าศูนย์กลาง 4 ฟุต หมุนรอบตัวเองด้วยอัตรา 16 รอบต่อนาที ลักษณะของถังแบ่งออกเป็น 3 ช่วง ตามความยาวของถัง

ช่วงแรก เอ็ลเซลล์โลสจะถูกพ่นเข้าไปพร้อมกับสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) เข้มข้น 35%

ช่วงที่สอง เป็นการพ่นสารละลายกรดคลอโรอะซิติก (ClCH_2COOH) เข้มข้น 78% ลงบนเอ็ล

ช่วงที่สาม เป็นช่วงที่ช่วยให้สารต่าง ๆ ผสมกันดีขึ้น ในแต่ละช่วงเอ็ลจะอยู่นานประมาณ 1 ชั่วโมง ผลผลิตที่ออกจากถังจะต้องเก็บใส่ถังทิ้งไว้ค้างคืนเพื่อให้ปฏิริยาเกิดสมบูรณ์ วิธีการผลิตนี้เหมาะสำหรับการผลิตเป็นจำนวนมาก ๆ เพราะเป็นแบบกระบวนการต่อเนื่อง

7. กรรมวิธีการผลิต CMC ที่ความเหนียวเพิ่มขึ้น

เมื่อให้ความร้อนแก่เกลือโหอะอัลคาไลของ CMC ที่ละลายน้ำในรูปของแข็งภายใต้สภาวะหรือบรรยากาศทั่ว ๆ ไป จะทำให้เกลือโหอะอัลคาไลมีความเหนียวเพิ่มขึ้น ดังนั้นถ้าเกลือโหอะอัลคาไลของ CMC ที่ละลายน้ำ และมี D.S. ประมาณ 0.6-1.5 มีความเหนียวเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็ว เมื่อใช้สภาวะเดียวกันที่อุณหภูมิ 100-200 องศา

เซลเซียส เป็นเวลา 24 ชั่วโมง ภายใต้สุญญากาศหรือบรรยากาศทั่วไป

8. กรรมวิธีการผลิต CMC จากเซลลูโลสที่ใช้แล้ว

เป็นการนำเซลลูโลสที่ใช้แล้วมาใช้ใหม่อีกครั้ง โดยจุ่มเซลลูโลสลงในสารละลายของกรดคลอโรอะซิติกและโซเดียมไฮดรอกไซด์จนสารละลายซึมเข้าไปในเซลลูโลสอย่างทั่วถึง ให้ทำปฏิกิริยาที่อุณหภูมิ 30-65 องศาเซลเซียส จนปฏิกิริยาเกิดสมบูรณ์ จากนั้นบดและอบแห้งจนเหลือความชื้นเพียง 5 % ล้างเกลือและสารละลายเจือปนอื่น ๆ ออกด้วยแอลกอฮอล์ CMC ที่ได้มีคุณภาพดี และสามารถใช้เป็นตัวเติมในอุตสาหกรรมอาหารได้

9. กรรมวิธีขั้นในกรดก่อน (pre-acid treatment process)

เป็นการแช่แผ่นเยื่อเซลลูโลสขนาดหนา 0.013-0.06 นิ้ว ในสารละลายกรดไฮโดรคลอริกเข้มข้น 15% ที่ 70-80 องศาเซลเซียส ประมาณ 1 นาที บีบกรดที่มากเกินไปออกล้างน้ำจนหมดกรด อบให้เหลือความชื้น 10-25 % แผ่นเยื่อที่ได้เอามาเคลือบด้วยโซเดียมไฮดรอกไซด์ทั้งสองหน้าแล้วเคลือบซ้ำด้วย กรดคลอโรอะซิติก จากนั้นเอามาเคลือบอีกด้วยโซเดียมไฮดรอกไซด์ จนได้ปริมาณเท่าที่ต้องการเข้าเครื่องอบแห้งภายใต้ความดันไอที่ 100 องศาเซลเซียส เพื่อไม่ให้มีน้ำระเหยออก 4 นาที โซเดียมไฮดรอกไซด์ที่เหลือ กำจัดโดยก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์

10. กรรมวิธีการผลิตโดยใช้หลาย ๆ ส่วนประกอบที่ละลายน้ำ

เป็นการเตรียม CMC ในรูปของสารละลายที่ไม่ละลายใน 5 % โซเดียมไฮดรอกไซด์ที่อุณหภูมิห้อง แต่ละลายที่อุณหภูมิที่สูงกว่า 80 องศาเซลเซียส มีองค์การแทนที่ระหว่าง 0.4-1.3 และจุดกลั่นแสงอินฟราเรดในช่วง 5.7-5.9 ไมโครเมตร
วิธีการเตรียมมี 2 วิธี คือ

1) เตรียมในรูปสารละลายที่ละลายน้ำเพียงบางส่วน

ส่วนประกอบของของเหลวทั้งหมด อยู่ระหว่าง 30-46 % อัลกอฮอล์และ อัตราส่วนของน้ำต่ออัลกอฮอล์ประมาณ 0.15-0.24 อัลกอฮอล์มักใช้เอทานอลและให้ของเหลวทั้งหมดมี 35-40% เอทานอล อัตราส่วนของน้ำต่อเอทานอลอยู่ระหว่าง 0.18-0.21 อุณหภูมิสำหรับจุ่มเซลล์โลสด้วยอัลคาไลควรอยู่ระหว่าง 28-33 องศาเซลเซียส ใช้เวลา 30-45 นาที

กรดโมโนคลอโรอะซิติก และ กรดไดคลอโรอะซิติก จะถูกเติมในช่วงอุณหภูมิระหว่าง 25-35 องศาเซลเซียส และผสมกับอัลคาไลเซลล์โลสในช่วงอุณหภูมินี้ อัตราส่วนของน้ำหนักอัลคาไลต่อเซลล์โลสอยู่ระหว่าง 0.4-1.0 หรือ 0.5-0.7 แต่ไม่น้อยกว่า 2 โมลของอัลคาไลต่อโมลของอีเทอร์ฟิเคชัน เอเจนท์

2) เตรียมในรูปสารละลายที่ละลายหมดในน้ำ

เซลล์โลสถูกจุ่มในอัลคาไล 1-3 ชั่วโมง ที่ 0-30 องศาเซลเซียส ในตัวทำละลายที่เสถียร ประกอบไปด้วย

2.1) 70-96 % โดยปริมาตรของสารประกอบอินทรีย์ เช่น อะซิฟลิก แอลกอฮอล์ที่มีคาร์บอน 2-4 อะตอม ไดออกเซน เตตระไฮโดรฟูแรน หรือ อะซิโตน

2.2) 0-16 % โดยปริมาตรของสารประกอบอินทรีย์ เช่น เมทานอล เอทานอล หรืออะซิโตน

2.3) 4-15 % ของน้ำ ส่วนผสมของกรดโมโนคลอโรอะซิติกและกรดไดคลอโรอะซิติก ถูกเติมลงในอัลคาไล เซลล์โลส ที่อุณหภูมิ 0-35 องศาเซลเซียส และให้ความร้อนช้า ๆ เพื่อให้อยู่ในอุณหภูมิที่เกิดอีเทอร์ฟิเคชัน

จากโครงการวิจัยการผลิต CMC ในห้องปฏิบัติการโดยใช้Phase Transfer Catalyst (PTC) นั้น หลักการของ PTC มีดังต่อไปนี้

ในระบบประกอบด้วยตัวทำละลาย 2 ชนิด ตัวทำละลายดังกล่าวแบ่งเป็น 2 ภูมิภาค คือ ภูมิภาคของน้ำและภูมิภาคของตัวทำละลายอินทรีย์ สารตั้งต้น A^- ซึ่งสามารถละลายได้ดีในน้ำจะสามารถเคลื่อนที่ข้ามไปภูมิภาคของตัวทำละลายอินทรีย์ได้ ภายหลังจาก

จากทำปฏิกิริยากับ Q^+X^- เพื่อเปลี่ยนเป็น Q^+A^- ในภูมิภาคของน้ำ อย่างไรก็ตามสารตั้งต้น A^- จะไม่สามารถเคลื่อนผ่านภูมิภาคได้หากไม่ได้ทำปฏิกิริยาเปลี่ยนไปเป็นเกลือของไอออนที่เหมาะสมก่อน ภายหลังจากนั้น Q^+A^- ซึ่งไม่สามารถละลายได้ในภูมิภาคของตัวทำละลายอินทรีย์จะเคลื่อนที่ผ่านภูมิภาคและทำปฏิกิริยากับ B^+X^- ซึ่งเราใส่เป็นส่วนผสมของสารตั้งต้นด้วยในภูมิภาคของตัวทำละลายอินทรีย์ได้ AB เป็นผลิตภัณฑ์ Q^+X^- เกิดขึ้นเป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ และจะเคลื่อนที่ผ่านภูมิภาคกลับไปสู่ภูมิภาคของน้ำอีกครั้ง ปฏิกิริยาจะเกิดเวียนเช่นนี้เรื่อยไป จนกระทั่งสารตั้งต้นตัวใดตัวหนึ่งจะถูกใช้หมดไปปฏิกิริยาก็เข้าสู่สมดุล (ดังสมการ)



ลักษณะโครงสร้างโมเลกุลของสารที่ทำหน้าที่เป็นตัวเร่งปฏิกิริยานั้นจะต้องมีส่วนของโมเลกุลที่ไม่สามารถละลายได้ในตัวทำละลายมีขั้ว ตลอดจนขนาดประจุบวกของโมเลกุลส่วนนี้จะต้องมีขนาดที่เหมาะสมกับไอออนที่มีประจุลบ

ปัจจัยที่มีผลต่อประสิทธิภาพของตัวเร่งปฏิกิริยานอกจากจะต้องมีค่าประจุของส่วนที่ไม่ชอบน้ำที่เหมาะสมแล้วยังมีปัจจัยอื่นอีก 2 ประการ คือ จำนวนอะตอมคาร์บอน ซึ่งเป็นองค์ประกอบในตัวเร่งปฏิกิริยาและความสมดุลของตำแหน่งของกลุ่มอะตอมคาร์บอนที่ต่อกับเฮเทอโรอะตอม ตัวเร่งปฏิกิริยาที่นิยมใช้ ได้แก่ สารพวกเกลือแอมโมเนียมจตุรภูมิ (เตตระเมทิลแอมโมเนียมคลอไรด์ เตตระเมทิลแอมโมเนียมโบรไมด์) สารพวกควาอีเธอร์ (crown ether)

และปัจจัยที่มีผลต่อจลนศาสตร์ของปฏิกิริยาที่สำคัญ ได้แก่ ความเข้มข้นของสารตั้งต้นที่ใช้ และเนื่องจากเป็นที่ทราบกันโดยทั่วไปแล้วว่าปฏิกิริยาของ PTC ส่วนใหญ่จะเกิดขึ้นในภูมิภาคของตัวทำละลายอินทรีย์มากกว่าที่จะเกิดในภูมิภาคของน้ำ หรือเกิดขึ้น

ระหว่างภูมิภาค (interface) ทั้งสอง ดังนั้นความต้องการอีกประการหนึ่งที่จะมีผลต่อ
จลนศาสตร์ของปฏิกิริยา คือ ความเร็วรอบของเครื่องกวนที่ใช้ในการกวนสารละลายผสม
ซึ่งจะช่วยให้การสัมผัสกันของภูมิภาคทั้งสองเป็นไปได้ดีขึ้น ทำให้การถ่ายเทมวลสารมีประ
สิทธิภาพสูงขึ้น อย่างไรก็ตามจำเป็นต้องทำความเข้าใจก่อนว่าการกวนสารละลายผสม
แล้วทำให้จลนศาสตร์ของปฏิกิริยาเพิ่มสูงขึ้นนั้นไม่ได้หมายความว่า เป็นผลจากการเพิ่มขึ้น
ของภูมิภาคทั้งสอง นั่นก็คือ การกวนสารละลายผสมด้วยความเร็วรอบค่าหนึ่งจะช่วยให้
ปฏิกิริยาเกิดเร็วขึ้นเท่านั้น แต่ถ้ากวนสารละลายผสมที่ความเร็วรอบสูงมาก ๆ จลนศาสตร์
ของปฏิกิริยาจะไม่ขึ้นกับความเร็วรอบที่ใช้

ข้อดีของการผลิต CMC โดชวิทย์เฟสทรานส์เฟอร์คะตาลีส์ต์

- ก. เป็นเทคนิคใหม่ในการผลิต คาดว่าจะสามารถช่วยลดระยะเวลาในการ
ทำปฏิกิริยาลงได้
- ข. ช่วยเพิ่มศักยภาพของไอออนที่มีประจุลบ และความสามารถในการละลาย
ของตัวทำละลายที่ใช้
- ค. ช่วยแก้ปัญหาของการเลือกใช้ตัวทำละลายที่ใช้ในการผลิต
- ง. ช่วยลดต้นทุนในการผลิตได้อย่างมาก เนื่องจากระยะเวลาที่ใช้ในการ
ผลิตลดลง

โครงการนี้เป็นโครงการที่ทำต่อเนื่องจากโครงการวิจัยการผลิต CMC ใน
ห้องปฏิบัติการโดชวิทย์ PTC เป็นคะตะลิสต์ งานวิจัยประกอบไปด้วย การออกแบบระบบนำ
ร่องการผลิต CMC ขนาด 39 กิโลกรัมต่อวัน และการคำนวณความเหมาะสมทางด้าน
เศรษฐศาสตร์

วัตถุประสงค์

1. เพื่อออกแบบระบบนำร่องการผลิต CMC ขนาด 39 กิโลกรัมต่อวัน
2. เป็นการวิเคราะห์และประมาณราคาอุปกรณ์ ในกระบวนการผลิต CMC ขนาด 39 กิโลกรัมต่อวัน

ขอบเขตของงานวิจัย

1. ออกแบบระบบนำร่องการผลิต CMC ขนาด 39 กิโลกรัมต่อวัน
2. ออกแบบและเลือกอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิต ประกอบด้วย เครื่องปฏิกรณ์เคมีขนาด 200 ลิตร เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนขนาด 5 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (วัสดุแห้ง) เครื่องอบแห้งขนาด 5 กิโลกรัมต่อชั่วโมง (วัสดุแห้ง) และหอกลิ้นขนาด 60 กิโลกรัมตัวทำละลายต่อชั่วโมง
3. ประมาณราคากระบวนการนำร่องการผลิต CMC ขนาด 39 กิโลกรัมต่อวัน

บทที่ 2

ทฤษฎีและหลักเกณฑ์ที่เกี่ยวข้อง

จากกรรมวิธีการผลิต CMC แบบต่าง ๆ ที่ได้กล่าวมาแล้ว ในกระบวนการผลิตทางอุตสาหกรรมจะประกอบไปด้วยเครื่องมือและอุปกรณ์ทางเคมี เช่น เครื่องปฏิกรณ์เคมี เครื่องอบแห้ง เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน หอกลับ ดังมีรายละเอียดต่อไปนี้

2.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมี

การผลิตในอุตสาหกรรมเคมีโดยทั่วไป แยกออกเป็น 2 กระบวนการใหญ่ ๆ ได้แก่

1. กระบวนการทางกายภาพ เป็นขั้นตอนที่มีการเปลี่ยนแปลงคุณสมบัติของสารทางกายภาพเท่านั้น เช่น การนำสารตั้งต้นมาทำให้ขนาดเล็กลง กวนนำเอาสารผลิตผลมาแยกส่วนที่ไม่ต้องการออก การคัดขนาด เป็นต้น

2. กระบวนการทางเคมี เป็นขั้นตอนที่มีการเปลี่ยนแปลงทางเคมีเกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์เคมีโดยเกิดเป็นสารตัวใหม่ขึ้นมา ในการออกแบบเครื่องปฏิกรณ์เคมีจะต้องเข้าใจในอุณหพลศาสตร์ของปฏิกิริยา และจลพลศาสตร์เคมี อุณหพลศาสตร์ของปฏิกิริยาเคมี ทำให้ทราบถึงปริมาณความร้อนที่ถูกลบออกมากหรือถูกดูดเข้าไประหว่างเกิดปฏิกิริยา และปฏิกิริยาจะเกิดได้สูงสุดเท่าไร ทำให้เราจะได้ว่าจะเกิดการเปลี่ยนแปลงอะไรขึ้นจากสารตั้งต้น จลพลศาสตร์เคมีทำให้ทราบถึงสารตั้งต้นของปฏิกิริยาถูกใช้ไปเป็นสารผลิตผลของปฏิกิริยาได้เร็วเพียงใด ซึ่งก็คืออัตราการเกิดของปฏิกิริยาจะขึ้นอยู่กับคุณสมบัติของสารตั้งต้น ความเข้มข้นของสารตั้งต้น อุณหภูมิของระบบ ความดันของระบบ ตัวเร่ง

ปฏิกิริยา และจำนวนวัฏภาคในระบบ เป็นต้น

ในการเกิดปฏิกิริยา สามารถจำแนกประเภทของปฏิกิริยาโดยพิจารณาจากจำนวนและชนิดของวัฏภาค ได้ดังนี้

1. ปฏิกิริยาเอกพันธ์ (homogeneous reaction) เป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในวัฏภาคเดียวหรือที่เป็นเนื้อเดียวกัน

2. ปฏิกิริยาวิวิธพันธ์ (heterogeneous reaction) เป็นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นในหลายวัฏภาคหรือไม่เป็นเนื้อเดียวกัน อัตราการเกิดปฏิกิริยาจะสูงๆและซับซ้อนมากขึ้น เนื่องจากมีเรื่องการถ่ายเทมวลและความร้อนเข้ามาเกี่ยวข้อง

2.1.1 ชนิดของเครื่องปฏิกรณ์เคมี (types of reactors)

เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบ่งออกได้เป็น 3 ชนิด ได้แก่

1. เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะ (batch reactor)
2. เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบท่อไหล (plug flow or tubular reactor)
3. เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบถังกวน (continuous stirred tank or constant flow stirred tank or mixed flow reactor)

2.1.1.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะ (batch reactor)

เป็นเครื่องปฏิกรณ์เคมีที่ทำงานแบบกะ โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาและคุณสมบัติของของผสมที่ทำปฏิกิริยาเปลี่ยนไปกับเวลา เหมาะสำหรับใช้ผลิตสารที่มีปริมาณไม่มาก และสามารถเปลี่ยนสารตั้งต้นได้หลายชนิด

เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบนี้เป็นภาชนะรูปถังแบบง่าย ๆ ที่สามารถรองรับสารตั้ง

ต้นและให้เกิดปฏิกิริยาในอัตราที่เร็วพอควร กลายเป็นผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ ตัวอย่างของ เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะที่ง่ายที่สุด เช่น ปฏิกิริยาที่เกิดในบีกเกอร์ และหม้อนึ่ง เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะส่วนใหญ่ก็มี เครื่องกวนอยู่ด้วย ชนิดของเครื่องกวนขึ้นอยู่กับ ความหนืดของของผสม ปฏิกิริยาเคมีมักเกิดขึ้นควบคู่กับการดูดหรือคายความร้อน ดังนั้น จึงต้องมีการให้ความร้อนหรือความเย็นด้วย

ลักษณะการทำงานจะเริ่มจาก การเติมสารตั้งต้นเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์ เคมีจากนั้นก็รอให้ปฏิกิริยาดำเนินไปถึงจุดที่ต้องการ เมื่อถึงจุดที่ต้องการแล้วจะมีการถ่าย ผลิตผลในเครื่องปฏิกรณ์เคมีออก

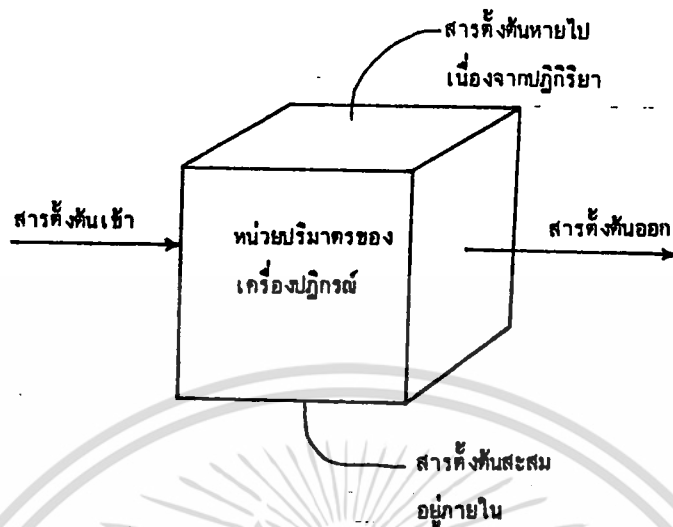
ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะ

- ก. มีโครงสร้างง่าย ขนาดเล็ก
- ข. ใช้ได้ดีกับปริมาณการผลิตที่ไม่มาก
- ค. นิยมใช้สำหรับทดลองหาข้อมูล เพื่อนำไปคำนวณอัตราเร็วของปฏิกิริยา
- ง. เหมาะสำหรับกระบวนการทำปฏิกิริยาที่สลับซับซ้อน

ข้อเสียของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะ

- ก. ใช้ได้กับสารในวิภาคของเหลวเท่านั้น ไม่สามารถใช้กับวิภาคก๊าซ เพราะข้อจำกัดทางด้านขนาดของเครื่องปฏิกรณ์เคมี
- ข. มีปัญหาด้านการควบคุมสภาวะในการดำเนินการต่าง ๆ
- ค. มีการสูญเสียด้านการผลิต
- ง. ค่าใช้จ่ายด้านแรงงานสูง ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีราคาแพง

ในการออกแบบและการนำเครื่องปฏิกรณ์เคมีไปใช้ จะเริ่มจากการทำสมดุล มวลสารของสารตั้งต้นหรือสารผลิตผลตัวใดตัวหนึ่ง ในหน่วยปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์เคมี สามารถแสดงสมดุลมวลสารได้ดังรูป

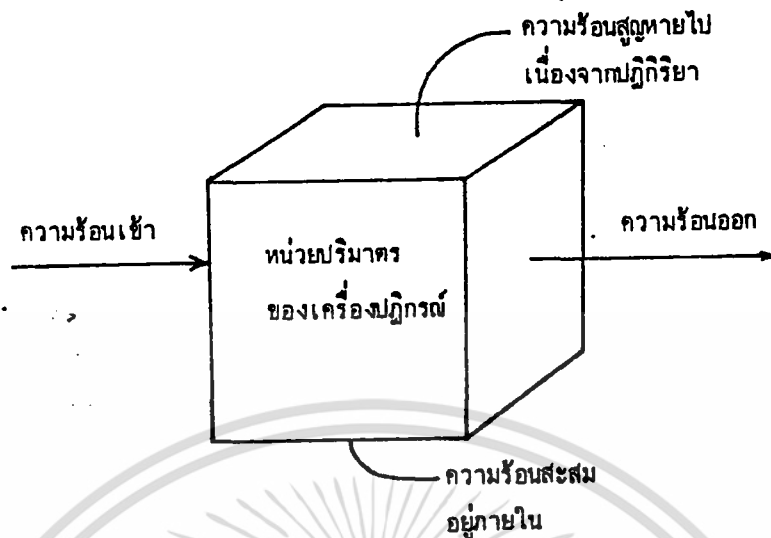


รูปที่ 2.1 สมดุลมวลสารสำหรับหนึ่งหน่วยปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์เคมี

สมการสมดุลมวลสารเขียนได้ดังนี้

$$\text{อัตราการไหลเข้าของสารตั้งต้น} = \text{อัตราการไหลออกของสารตั้งต้น} + \text{อัตราการหายไปของสารตั้งต้นเนื่องจากปฏิกิริยาเคมี} + \text{อัตราการสะสมของสารตั้งต้น}$$

สมดุลมวลสารนี้ ต้องเป็นในกรณีที่องค์ประกอบของสารภายในเครื่องปฏิกรณ์เคมีเท่ากันทุกจุด และทำงานที่อุณหภูมิคงที่ สำหรับเครื่องปฏิกรณ์เคมีที่มีการทำงานแบบอุณหภูมิไม่คงที่ ต้องมีการแสดงสมดุลพลังงานมาใช้ควบคู่กับสมดุลมวลสารด้วย



รูปที่ 2.2 สมดุลพลังงานสำหรับหนึ่งหน่วยปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์

สมการสมดุลพลังงาน เขียนได้เป็น

อัตราการไหลเข้าของความร้อน = อัตราการไหลออกของความร้อน + อัตราการหายไปของความร้อนเนื่องจากปฏิกิริยาเคมี + อัตราการสะสมของความร้อน

การนำสมการดังกล่าวมาใช้ต้องอยู่บนสมมติฐานที่ว่า ต้องเป็นเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบอุดมคติ (ideal reactor) มีองค์ประกอบของสารเท่ากันทุก ๆ จุด นั่นคือการผสมกันระหว่างสารที่อยู่ในเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็นไปอย่างรวดเร็ว ทั่วถึง ดังนั้นการทำสมดุลสำหรับเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะจึงเท่ากับเครื่องปฏิกรณ์เคมีทั้งเครื่องได้

การเขียนสมดุลมวลสารสำหรับสาร A เนื่องจากไม่มีสารเข้าและออกจากเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบกะในระหว่างการเกิดปฏิกิริยา สามารถเขียนสมดุลมวลสารได้เป็น
 { อัตราการหายไปของสาร A ภายใน เครื่องปฏิกรณ์เคมีเนื่องจากปฏิกิริยาเคมี } = - { อัตราการสะสมของสาร A ภายใน เครื่องปฏิกรณ์เคมี }

$$(-r'_A)V = -dN_A/d\theta$$

สำนักหอสมุดกลาง พระจอมเกล้าลาดกระบัง

$$\begin{aligned} &= -d[N_{A0}(1-x_A)] / d\theta \\ &= N_{A0} dx_A / d\theta \end{aligned}$$

จัดรูปใหม่แล้วอินทิเกรต ได้เป็น

$$\theta = N_{A0} \int_0^{x_A} [dx_A / (-r'_A)V] \quad \text{-----(2.1)}$$

เมื่อ θ = เวลาที่เกิดปฏิกิริยา (reaction time) , วินาที

N_{A0} = จำนวนโมลเริ่มต้นของสาร A , โมล

x_A = เศษส่วนการเปลี่ยนของสาร A , ไร้หน่วย

V = ปริมาตรของของไหล , ลบ.ม.

r'_A = อัตราเร็วของปฏิกิริยาเทียบกับปริมาตรของไหล,
โมล/ลบ.ซม.-วินาที

สมการที่ (2.1) แสดงเวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยา เพื่อให้ได้เศษส่วนการเปลี่ยนของสาร A ตามต้องการ ใช้ได้ทั้งสภาวะออกฤทธิ์คงที่และไม่คงที่ ถ้าความหนาแน่นของของไหลคงที่ จะได้

$$\theta = \frac{C_{A0}}{C_{A0}} \int_0^{C_A} d[C_A / (-r'_A)] \quad \text{-----(2.2)}$$

เมื่อ

C_A = ความเข้มข้นของสาร A , โมล/ลบ.ซม.

2.1.1.2 เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบท่อไหล (plug flow reactor)

เป็นเครื่องปฏิกรณ์เคมีที่ทำงานแบบต่อเนื่อง มีลักษณะเป็นท่อยาว

หลักการทำงาน มีสารตั้งต้นไหลเข้าทางด้านหนึ่งของเครื่องและสารผลิตภัณฑ์

ไหลออกทางปลายอีกด้านหนึ่งตลอดเวลา จะอยู่บนสมมติฐานที่ว่า

ก. ลักษณะการไหลเป็นไปในทิศทางเดียว ไม่มีการผสมกันระหว่างของผสมที่ไหลตามกัน แต่จะผสมสมบูรณ์ในทิศทางตั้งฉาก

ข. ในสภาวะคงที่ องค์ประกอบของของผสมภายในเครื่องปฏิกรณ์เคมีมีค่าเท่ากับองค์ประกอบของของผสมที่ไหลออกจากเครื่องปฏิกรณ์เคมี

ความยาวของเครื่องปฏิกรณ์แบบนี้ ขึ้นอยู่กับลักษณะการใช้งาน เช่น ถ้าอัตราเร็วของปฏิกิริยามีค่าต่ำ จะใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมีที่ยาวเพื่อให้ปฏิกิริยาเกิดได้สมบูรณ์ขึ้น จึงเหมาะสำหรับปฏิกิริยาในวิชาเคมี และปฏิกิริยาที่มีจำนวนโมลของสารผลิตภัณฑ์ต่างไปจากสารตั้งต้น หรือมีความหนาแน่นไม่คงที่

ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบท่อไหล

- ก. สามารถใช้ในปฏิกิริยาวิชาเคมีได้
- ข. การควบคุมสภาวะในการผลิตทำได้ง่าย ได้ผลิตภัณฑ์คุณภาพตามที่ต้องการ
- ค. ใช้แรงงานในการผลิตน้อย
- ง. เหมาะสำหรับการผลิตครั้งละมาก ๆ

ข้อเสียของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบท่อไหล

- ก. ใช้เงินลงทุนในเบื้องต้นสูง

สำหรับเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบท่อไหล ไม่สามารถหาเวลาที่เกิดปฏิกิริยาได้ จึงมีการให้นิยามเทอมที่เกี่ยวข้องกับเวลาใหม่ เขียนได้เป็น

เวลาสเปซ (space time):

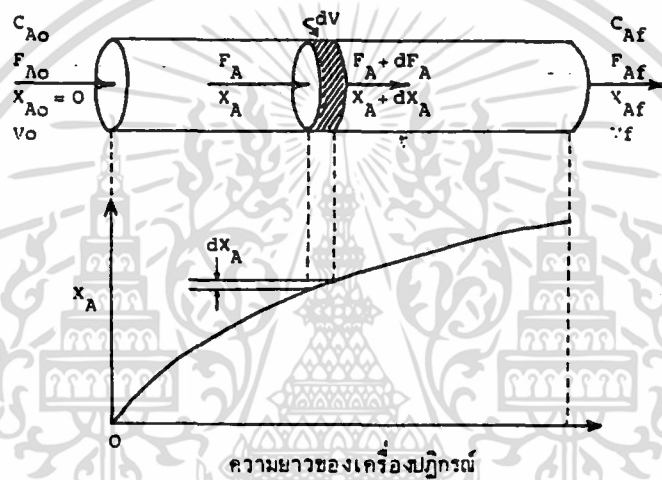
$$\tau = 1/s = \{ \text{เวลาที่สารตั้งต้นที่กำหนดหนึ่งปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์เคมีถูก} \}$$

ป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยา :

$$= [\text{เวลา}] \quad \text{-----}(2.3)$$

ความเร็วสเปซ (space velocity) :

$$s = 1/\tau = \{ \text{จำนวนเท่าของปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์เคมีต่อหน่วย} \\ \text{เวลาที่สารตั้งต้นที่สภาวะกำหนดถูกป้อนเข้าไป} \} \\ = [\text{เวลา}^{-1}] \quad \text{-----}(2.4)$$



รูปที่ 2.3 สัญลักษณ์ต่าง ๆ ของเครื่องปฏิกรณ์แบบท่อไหล

ถ้าความเร็วสเปซมีค่าเป็น 4 ชม.^{-1} หมายถึง ในเวลา 1 ชั่วโมง มีสารตั้งต้นที่สภาวะกำหนดถูกป้อนเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็นจำนวน 4 เท่า ของปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์เคมี

ถ้าเวลาสเปซมีค่าเป็น 3 นาที หมายความว่า ทุก ๆ 3 นาที สารตั้งต้นที่สภาวะกำหนดหนึ่งปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์ถูกป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์เคมี

ความสัมพันธ์ระหว่าง s, τ กับตัวแปรอื่น ๆ สำหรับสาร A ที่ไหลเข้าเครื่องปฏิกรณ์เคมีเขียนได้เป็น

$$\tau = 1/s = C_{Ao}V/F_{Ao} = (\text{โมลของสาร A ที่ไหลเข้า/ปริมาตรของสารที่ ถูกป้อนเข้า}) (\text{ปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์เคมี})$$

โมลของสาร A ที่ไหลเข้า/เวลา

$$= V/v_o$$

$$= \text{ปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์เคมี/ปริมาตรอัตราการป้อน}$$

----- (2.5)

เมื่อ

C_{Ao} = ความเข้มข้นของสาร A ที่ไหลเข้า, โมล/ลบ.ซม.

V = ปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์เคมี, ลบ.ซม.

F_{Ao} = อัตราการป้อนของสาร A ที่ไหลเข้า, โมล/วินาที

v_o = ปริมาตรอัตราการป้อน, ลบ.ซม./วินาที

ที่สภาวะคงที่ องค์ประกอบของของไหลเปลี่ยนจากค่าหนึ่งไปเป็นอีกค่าหนึ่ง ตามระยะทางการไหล การทำสมดุลมวลสารจึงต้องพิจารณาส่วนย่อยของปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์เคมี (dV) และเนื่องจากไม่มีการสะสมของสารภายในเครื่องปฏิกรณ์เคมี ระหว่างเกิดปฏิกิริยา สมการสมดุลมวลสารจึงเขียนได้เป็น

$$(\text{อัตราการไหลเข้าของสารตั้งต้น}) = (\text{อัตราการไหลออกของสารตั้งต้น}) + (\text{อัตราการหายไปของสารตั้งต้นเนื่องปฏิกิริยาเคมี})$$

$$F_{Ao}dx_A = (-r'_A)dV \quad \text{----- (2.6)}$$

$$\int_0^V dV/F_{Ao} = \int_0^{x_A} x_A/(-r'_A)$$

จะได้

$$V/F_{A0} = \tau / C_{A0} = \int_0^{x_{Af}} dx_A / (-r'_A)$$

หรือ

$$\begin{aligned} &= V/v_0 \\ &= C_{A0} \int_0^{x_{Af}} dx_A / (-r'_A) \quad \text{----- (2.7)} \end{aligned}$$

ในกรณีที่ระบบมีความหนาแน่นคงที่ จะได้ $x_A = 1 - C_A / C_{A0}$

และ $dx_A = -(dC_A / C_{A0})$

จะได้

$$V/F_0 = \tau / C_{A0} = \int_0^{x_{Af}} dx_A / (-r'_A) = -1/C_{A0} \int_{C_{A0}}^{C_{Af}} dC_A / (-r'_A)$$

หรือ

$$\begin{aligned} &= V/v_0 = C_{A0} \int_0^{x_{Af}} dx_A / (-r'_A) \\ &= -\int_{C_{A0}}^{C_{Af}} dC_A / (-r'_A) \quad \text{----- (2.8)} \end{aligned}$$

2.1.1.3 เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบถังกวน (continuous stirred tank reactor)

เป็นเครื่องปฏิกรณ์เคมีที่การทำงานแบบต่อเนื่องมีรูปร่างเป็นถังทรงกระบอก มีเครื่องกวนติดอยู่ด้านบน และยังมีอุปกรณ์ช่วยควบคุมอุณหภูมิและความดัน

ลักษณะการใช้งานโดยทั่วไป สารตั้งต้นจะถูกสูบผ่านเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์เคมีอย่างต่อเนื่อง ส่วนผลิตภัณฑ์จะไหลออกมาทางท่อด้านข้างของเครื่องปฏิกรณ์เคมี

เครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวนจะอยู่บนสมมติฐานที่ว่า เครื่องกวนมีประสิทธิภาพดี มากจนทำให้องค์ประกอบของสารผสมในเครื่องปฏิกรณ์เคมีเท่ากันทุก ๆ จุด และไม่มีการสะสมสาร ซึ่งหมายถึง องค์ประกอบของส่วนที่ไหลล้นออกมามีค่าเท่ากับที่อยู่ภายในเครื่องปฏิกรณ์เคมีด้วย

ข้อดีของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบถังกวน

- ก. ขอบเขตการใช้งานกว้าง
- ข. เปลี่ยนสภาวะของปฏิกิริยาได้ง่าย
- ค. สามารถควบคุมอุณหภูมิได้ง่าย ทำให้ได้ปริมาณการเกิดปฏิกิริยาเป็นไป

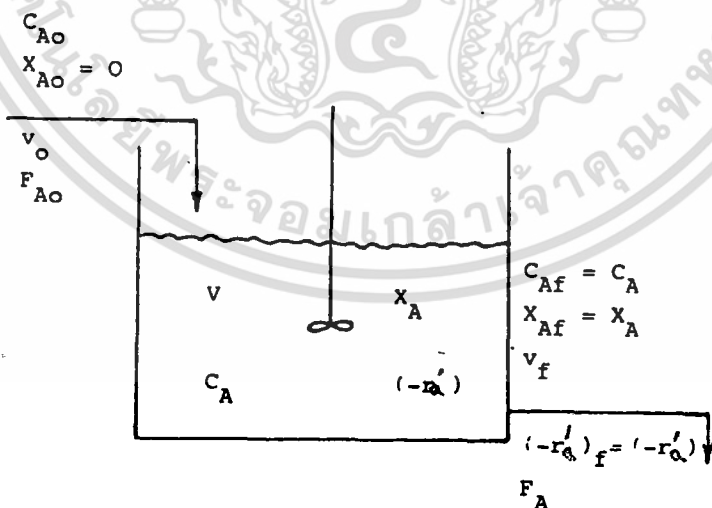
ตามต้องการ

ข้อเสียของเครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบถังกวน

- ก. ใช้เงินลงทุนเบื้องต้นสูง
- ข. เหมาะสำหรับการผลิตครั้งละมาก ๆ

เนื่องจากองค์ประกอบของสารเท่ากันทุก ๆ จุดภายในเครื่องปฏิกรณ์เคมีและ ไม่มีการสะสมของสารระหว่างเกิดปฏิกิริยา สามารถเขียนสมดุลมวลสารได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 (\text{อัตราการไหลเข้าของสารตั้งต้น}) &= (\text{อัตราการไหลออกของสารตั้งต้น}) + \\
 &(\text{อัตราการหายไปของสารตั้งต้นเนื่องจากปฏิกิริยาเคมี})
 \end{aligned}$$



รูปที่ 2.4 แสดงสัญลักษณ์ต่าง ๆ ของเครื่องปฏิกรณ์แบบถังกวน

$$F_{A0}(1-x_{A0}) = F_{A0}(1-x_A) + (-r'_A)V \quad \text{-----}(2.9)$$

เนื่องจาก $x_{A0} = 0$ จะได้

$$V/F_{A0} = \tau / C_{A0} = \Delta x_A / (-r'_A)$$

หรือ

$$\begin{aligned} \tau &= 1/s = V/v_0 = VC_{A0}/F_{A0} \\ &= C_{A0}x_A / (-r'_A) \quad \text{-----}(2.10) \end{aligned}$$

ในกรณีที่ระบบมีความหนาแน่นคงที่ $x_A = 1 - C_A/C_{A0}$

ดังนั้น

$$\begin{aligned} V/F_{A0} &= x_A / -r'_A = (C_{A0} - C_A) / C_{A0} (-r'_A) \\ \tau &= V/v_0 = C_{A0}x_A / -r'_A \\ &= (C_{A0} - C_A) / -r'_A \quad \text{-----}(2.11) \end{aligned}$$

2.2 เครื่องเหวี่ยงแยก

ในการแยกของผสมที่ไม่ละลายออกจากกัน นอกจากวิธีการกรองโดยใช้เครื่องกรอง (filter) แล้ว ยังสามารถใช้วิธีการเหวี่ยงแยก (centrifugation) ซึ่งเป็นวิธีทางเชิงกลได้อีกวิธีหนึ่งด้วย เครื่องมือที่ใช้ในการเหวี่ยงแยก เรียกว่า เครื่องเหวี่ยง (centrifuge) หรือ เครื่องแยกด้วยแรงหนีศูนย์กลาง (centrifugal separator)

สารที่กำลังเคลื่อนที่เป็นวงกลมด้วยความเร็วคงที่ จะมีแรงหนีศูนย์กลาง (centrifugal force) กระทำอยู่ ซึ่งมีค่าเท่ากับผลคูณของมวลสารนั้นกับรัศมีของการหมุนและกำลังสองของความเร็วเชิงมุม (angular velocity) การใช้แรงประเภทนี้สามารถใช้แยกสารผสมหรือสเลอรี (slurry) ระหว่างของแข็งกับของเหลว และสาร

ผสมพาสเจอร์ (emulsion) ของของเหลวในของเหลว หรือแยกสารผสมที่มีทั้งสเลอรี่ และอิมัลชันได้ อาจรวมถึงการใช้แยกสารแขวนลอย การทำตะกอนชั้น และการสลัดน้ำด้วย

เครื่องเหวี่ยงแยก สามารถจำแนกตามจุดประสงค์ของการใช้ได้ดังนี้ คือ

1. เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน (centrifugal sedimentator)
2. เครื่องกรองเหวี่ยง หรือ เครื่องเหวี่ยงสลัดน้ำ (centrifugal filters)

ในที่นี้เราจะสนใจเฉพาะเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนเท่านั้น เนื่องจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนสามารถใช้ในการแยกของแข็งกับของเหลว และของเหลวกับของเหลวได้ และยังให้ผลในการเหวี่ยงดีกว่า ปัจจุบันก็เป็นที่นิยมใช้กันมาก ส่วนเครื่องกรองเหวี่ยงนั้นใช้แยกเฉพาะกรณีของแข็งกับของเหลวเท่านั้น มีประสิทธิภาพในการแยกสเลอรี่น้อยกว่า ส่วนมากมักใช้ในการสลัดน้ำออกจากของแข็ง

2.2.1 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน (sedimentation centrifuge)

ใช้แยกตะกอนหรือเพิ่มความเข้มข้นของของแข็งในของเหลว โดยการตกตะกอน การแยกเกิดจากอนุภาคที่แพร่ผ่านไปตามของไหลหรือตามแกนหมุนในสนามแรงหนีศูนย์กลางความเร็วของการหมุนจะทำให้อนุภาคของแข็งตกตะกอนที่ผนังภาชนะ แต่ยังคงขึ้นอยู่กับความหนาแน่นที่ต่างกันของของแข็งและของเหลว

ในการแยกของแข็งแบบไม่ต่อเนื่อง จะใช้ใบมีดปาดและอาจใช้เวลาถึง 1 ชั่วโมง แต่ถ้าเป็นแบบต่อเนื่องหรืออัตโนมัติ ใช้ตัวจับแบบเกลียวหมุน และใช้เวลาเพียง 2-3 นาที

เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนสามารถใช้งานได้ทั้งระบบของแข็งกับของเหลว และระบบของเหลวกับของเหลว สามารถแบ่งชนิดของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนตามลักษณะของ

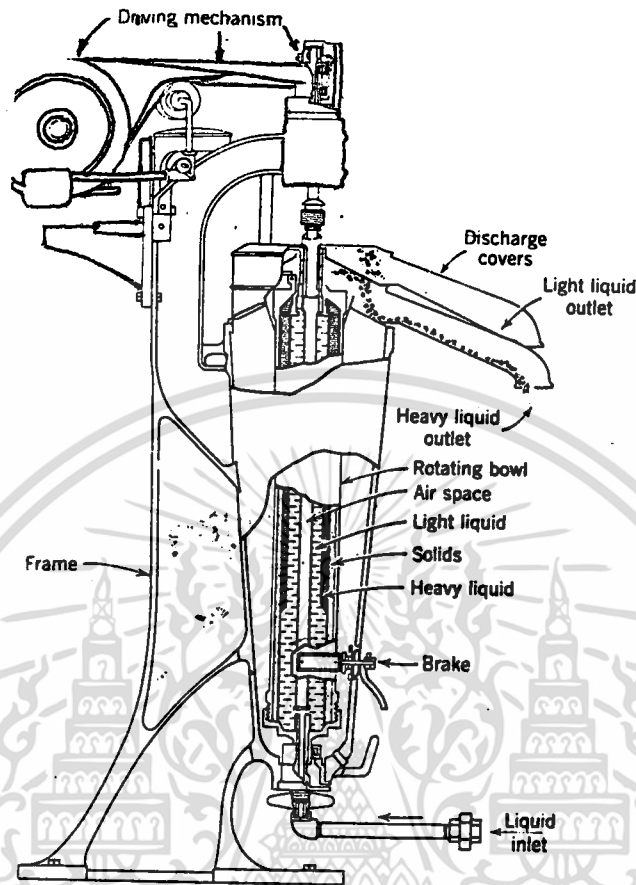
แรงเหวี่ยงปริมาณของแข็งที่ได้รับ ได้เป็น 3 ประเภทใหญ่ ๆ ดังนี้ คือ เครื่องเหวี่ยง ตกตะกอนแบบ tubular-bowl เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ disk-bowl เครื่องเหวี่ยง ตกตะกอนแบบ solid-bowl

2.2.1.1 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ tubular-bowl

เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบนี้ประกอบด้วย tubular-bowl ซึ่งหมุนได้ และแขวนอยู่กับแกนเหล็กในแนวตั้ง ตัวแกนเหล็กนี้ติดอยู่กับเพลาลงและสายพานจากมอเตอร์ไฟฟ้าที่เป็นตัวให้พลังงานในการหมุน มีการป้อนสารที่จะทำการแยกเข้าทางด้านล่างของ tubular-bowl ซึ่งจะมีการให้พลังงานเร่งให้ tubular-bowl หมุน ของแข็งและของเหลวจะเคลื่อนที่อยู่ในสนามแรงหนีศูนย์กลางนี้ โดยการเคลื่อนที่ของของแข็งและของเหลวจะขึ้นกับขนาดของสนามแรงหนีศูนย์กลาง ทำให้เกิดการแยกอนุภาคได้เป็น 2 ส่วน คือ พวกที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูง กับพวกที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ

พวกที่มีน้ำหนักโมเลกุลสูง ได้แก่ อนุภาคของแข็ง อนุภาคของเหลวที่มีความหนาแน่นสูงกว่า (ในกรณีทำการแยกของเหลว 2 ชนิด) พวกนี้จะตกตะกอนสะสมอยู่ที่ผนังภายใน ส่วนพวกที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ ได้แก่ ของเหลวที่มีความหนาแน่นน้อยกว่า พวกนี้จะสะสมอยู่ในชั้นถัดขึ้นมาจากพวกแรก และบางส่วนก็จะเคลื่อนที่ตามแรงหนีศูนย์กลางขึ้นมาเรื่อย และถูกแยกออกทางด้านบน

ในกรณีที่เป็นการแยกของแข็งกับของเหลว ของแข็งจะถูกแยกออกเมื่อหยุดการทำงานในแต่ละครั้งแล้ว ส่วนการแยกของเหลว 2 ชนิดที่มีความหนาแน่นต่างกัน นั้น เนื่องจากความยาวของ tubular-bowl (ประมาณ 2-5 ฟุต) เพียงพอที่จะทำให้เกิดการแยกชั้นกันได้ การแยกชั้นของเหลวจะถูกควบคุมที่วงแหวนที่กั้นอยู่ด้านบนของ bowl ซึ่งสร้างให้เฉพาะการแยกของของเหลว 2 ชนิดออกจากกันเท่านั้น ไม่สามารถใช้กับการแยกของแข็งได้



รูปที่ 2.5 tubular-bowl centrifuge

ข้อดีของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ tubular-bowl

- ก. หมุนด้วยความเร็วรอบสูง
- ข. แรงที่ใช้ในการเหวี่ยงมีค่าถึงประมาณ 13,000 เท่า ของแรงโน้มถ่วง

ของโลก

ข้อเสียของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ tubular-bowl

- ก. มีความจุต่ำประมาณ 50-500 แกลลอน/ชั่วโมง
- ข. ในการแยกของแข็งต้องทำแบบครั้ง และใช้ได้กับของผสมที่มีความเข้มข้น

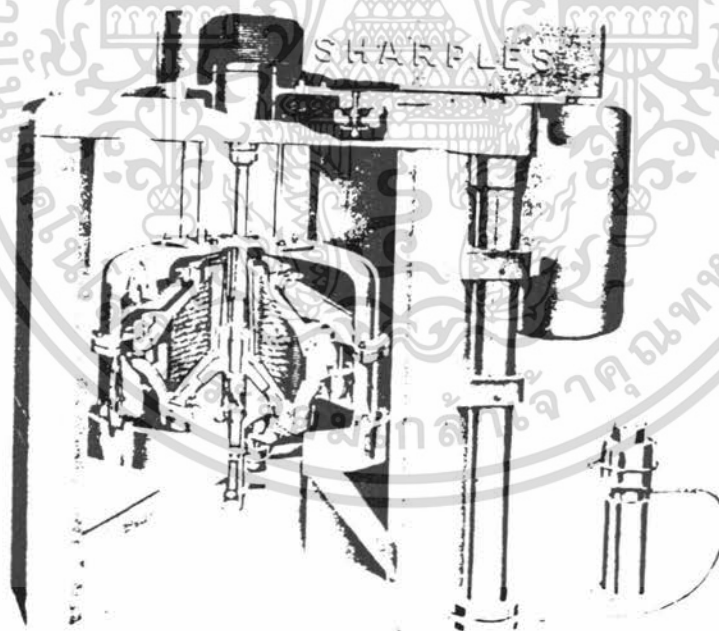
ของของแข็งต่ำเท่านั้น

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อ 26 ศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้คัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ค. นิยมใช้ในการแยกของเหลวกับของเหลวมากกว่าเนื่องจากมีประสิทธิภาพในการแยกของเหลวออกจากกันได้ดี และสามารถแยกของเหลวได้อย่างต่อเนื่อง

2.2.1.2 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ disk-bowl

เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบนี้มีลักษณะ เป็นปล่องกลมต่ออยู่กับแกนหมุนขนาดเล็ก ภายในประกอบด้วยแผ่นโลหะเรียงซ้อนกัน แต่ไม่ชิดกัน ช่องว่างระหว่างแผ่นประมาณ 0.4-3 มิลลิเมตร มุมที่แผ่นโลหะกลมทำกับแนวตั้งประมาณ 35-50 องศา โดยในแต่ละแผ่นจะมีรูเป็นจำนวนมาก เมื่อแผ่นโลหะเรียงซ้อนกัน จะทำให้มีช่องเป็นจำนวนมาก ทำให้ของเหลวสามารถไหลผ่านไปได้อย่างสะดวกในแต่ละปล่องจะบรรจุแผ่นโลหะกลมประมาณ 100 แผ่นขึ้นไป ดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.14 disk-bowl centrifuge

สารที่ทำการแยกถูกป้อนเข้า disk-bowl ทางด้านบน ของผสมจะถูกเร่งให้เคลื่อนที่ผ่านไปตามรูของแผ่นโลหะกลมด้วยความเร็วของแรงหนีศูนย์กลางที่ใช้เหวี่ยง ส่วนของการใช้แผ่นโลหะกลมนี้ เพื่อเป็นการลดระยะทางในการตกตะกอน ช่วยให้การแยกดีขึ้น เนื่องจากระยะทางระหว่างแผ่นโลหะสั้น ทำให้อนุภาคหนักใช้ระยะทางในการเดินทางลดลง อนุภาคหนักจะถูกกักอยู่ทางด้านล่างของแผ่น และสะสมอยู่ด้านนอกของแผ่นโลหะที่ผนังภาชนะหลังจากนั้นก็เคลื่อนที่ผ่านขึ้นไปแล้วถูกจ่ายออกทางด้านบน

เครื่องเหวี่ยงแบบ disk-bowl นี้ นิยมใช้กันอย่างแพร่หลายในอุตสาหกรรมต่าง ๆ เช่น การแยกครีม การแยกคะตะลิสต์ การทำน้ำมันปลาให้บริสุทธิ์

ข้อดีของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ disk-bowl

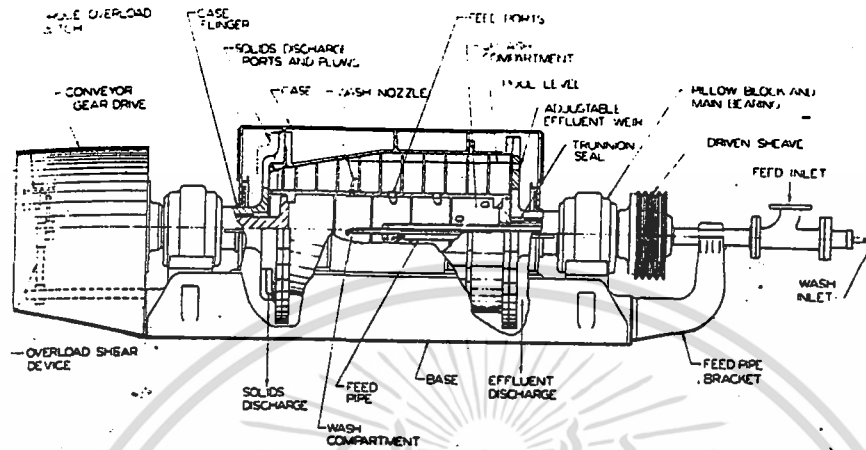
- ก. มีความจุสูงประมาณ 5,000 แกลลอน/ชั่วโมง
- ข. ใช้แยกของผสมได้ทั้งที่เป็นของเหลวกับของเหลว ของแข็งกับของเหลว และของเหลวที่ต่างกัน 2 ชนิดกับของแข็งได้อย่างต่อเนื่อง

ข้อเสียของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ disk-bowl

- ก. มีขนาดใหญ่กว่าแบบ tubular-bowl แต่ความเร็วรอบที่ใช้ในการหมุนต่ำกว่า
- ข. มีประสิทธิภาพในการแยกของเหลวกับของเหลว โดยเฉพาะที่เป็นอิมัลชัน ได้ดีกว่าของแข็งกับของเหลว (ใช้ได้เฉพาะกรณีของแข็งที่มีความเข้มข้นน้อย)
- ค. ทำความสะอาดแผ่นโลหะยากลำบาก และสิ้นเปลือง

2.2.1.3 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ solid-bowl

มีส่วนประกอบที่สำคัญคือ bowl รูปทรงกระบอกหรือรูปกรวย และมีตัวขับเกลียวหมุนอยู่ข้างใน ทั้ง bowl และตัวขับเกลียวหมุนจะหมุนไปด้วยกัน แต่ตัวขับเกลียวหมุนจะหมุนช้ากว่า



รูปที่ 2.7 solid-bowl centrifuge

เมื่อป้อนสารเข้าไปแล้ว ของผสมจะเคลื่อนที่ด้วยแรงหนีศูนย์กลางผ่านเข้าไปใน bowl ด้วยความเร็วรอบที่ใช้ในการหมุน จากผลของแรงหนีศูนย์กลางของผสมจะผ่านศูนย์กลางของสกรู (screw) ไปได้ประมาณครึ่งทาง ของแข็งก็จะตกตะกอนติดที่ผนังภาชนะ ตัวขับเกลียวหมุนจะหมุนเคลื่อนไปยังส่วนท้ายที่เล็กของ bowl พร้อมกับกวาดเอาของแข็งที่ติดผนังไปด้วย และขณะที่ของแข็งผ่านขึ้นตอนนี้ อาจมีการล้างของแข็งด้วยน้ำหรือตัวทำละลาย โดยมีท่อที่ป้อนอยู่ในส่วนนี้ ของเหลวที่ใช้ล้างตะกอนของแข็งนี้จะไหลไปรวมกับของผสมที่ป้อนในตอนแรก และของแข็งที่ได้ทำการล้างแล้วจะถูกจ่ายออกที่ส่วนท้ายของ bowl ส่วนของเหลวที่ถูกแยกออกแล้วในตอนแรกก็จะไหลผ่านท่อออกไปอย่างต่อเนื่อง

ข้อดีของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ solid-bowl

- ก. มีประสิทธิภาพดีในการแยกของแข็งกับของเหลว เนื่องจากสามารถแยกของแข็งที่มีความเข้มข้นสูงได้

- ข. มีความจุ(ของแข็ง)สูงถึงประมาณ 50 ตัน/ชั่วโมง
- ค. สามารถล้างตะกอนให้มีความบริสุทธิ์มากขึ้นได้ภายในกระบวนการ
- ง. สามารถแยกของแข็งที่มีขนาดอนุภาคเล็กได้ถึง 1 ไมโครเมตร

ข้อเสียของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ solid-bowl

- ก. ในการแยกจ่ายของแข็งเป็นการทำแบบไม่ต่อเนื่อง
- ข. ราคาแพง

2.3 อุปกรณ์อบแห้ง

2.3.1 ความรู้พื้นฐานเกี่ยวกับการอบแห้ง

การอบแห้งเป็นกระบวนการที่ความร้อนถูกถ่ายเทไปยังวัสดุชื้น เพื่อไล่ความชื้นออกโดยการระเหย ความร้อนที่วัสดุเปียกได้รับนี้จะนำไปเป็นความร้อนแฝงของการระเหย เพื่อไล่ความชื้นออก

ในกระบวนการอบแห้ง จะเกี่ยวข้องกับคุณสมบัติของอากาศชื้น ดังนั้นจึงควรที่จะมีความรู้เบื้องต้นเกี่ยวกับคุณสมบัติของอากาศชื้น ดังนี้

ความดันไอ (vapour pressure)

ความดันไอ(P_v) คือ ส่วนของความดันย่อย (partial pressure) ที่กระทำโดยโมเลกุลของไอน้ำที่อยู่ในอากาศชื้น ถ้าอากาศชื้นอิ่มตัวด้วยไอน้ำเรียกความดันไอน้ำว่า ความดันไออิ่มตัว (saturated vapour pressure, P_{vs}) ค่าความดัน

ไอน้ำอิ่มตัวจะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิ

ความชื้นสมดุล (equilibrium humidity)

ความชื้นสมดุล คือ ปริมาณความชื้นที่ยังมีอยู่ในวัสดุชิ้น ที่มีปริมาณเท่ากับ ความชื้นของอากาศภายนอก ทำให้ไม่มีการแพร่เข้าของความชื้นเข้าไปในวัสดุชิ้น เมื่อถึง วัฏความดันบรรยากาศภายนอก

ความชื้นสัมพัทธ์ (relative humidity)

ความชื้นสัมพัทธ์ (ϕ) คือ ความชื้นที่มีอยู่ในอากาศโดยคิดจากสัดส่วนของ ปริมาณไอน้ำที่มีอยู่จริง ψ อุณหภูมินั้นต่อสัดส่วนของปริมาณไอน้ำอิ่มตัว ที่อุณหภูมิและความดัน บรรยากาศเดียวกัน ปกติค่าความชื้นสัมพัทธ์มีค่าอยู่ระหว่าง 0-1

อัตราส่วนความชื้น (humidity ratio)

อัตราส่วนความชื้น (ω) คือ มวลของไอน้ำที่อยู่ในอากาศแห้งหนึ่งหน่วยมวล

อุณหภูมิกะเปาะแห้ง (dry-bulb temperature)

อุณหภูมิกะเปาะแห้ง (T) คือ อุณหภูมิของอากาศชั้นบางในห้องที่ทำการวัด ในขณะนั้น โดยนำเทอร์โมมิเตอร์ไปแขวนอย่างอิสระที่ใดที่หนึ่ง

อุณหภูมิกะเปาะเปียก (wet-bulb temperature)

อุณหภูมิกะเปาะเปียก (T_{wb}) คือ อุณหภูมิของอากาศชื้นที่ชึบบอกโดยเทอร์-โมมิเตอร์ที่กระเปาะถูกหุ้มด้วยผ้าก๊อซหรือสำลีเปียก และมีลมพัดผ่านกระเปาะเปียกนี้ด้วย ความเร็วอย่างน้อย 4.6 เมตร/วินาที อุณหภูมิกะเปาะเปียกนี้เรียกว่า อุณหภูมิกะเปาะ เปียกเชิงไซโครเมตริก

อุณหภูมิกะเปาะเปียกอีกอย่างเรียกว่า อุณหภูมิกะเปาะเปียกเชิงเทอร์โม

ไดนามิกส์ (T_{db}) อุณหภูมินี้ได้จากการทำให้อากาศชื้นเป็นอากาศอิ่มตัว กระทำได้โดยพ่น
ละอองน้ำภายในสถานที่ที่จะวัด (หุ้มฉนวนอย่างดี) น้ำจะระเหยเข้าไปในชั้นบรรยากาศ
มากที่สุดจนไม่สามารถระเหยได้อีกต่อไป

อุณหภูมิทั้งสองนี้มีค่าใกล้เคียงกันมาก ในทางปฏิบัติ นิยมใช้ค่าอุณหภูมิกะ-
เปาะเป็ชกเชิงไซโครเมตริกในการคำนวณ

อุณหภูมิจุดน้ำค้าง (dew-point temperature)

อุณหภูมิจุดน้ำค้าง คือ อุณหภูมิที่ไอน้ำในอากาศเริ่มควบแน่นเมื่ออากาศนั้นถูก
ทำให้เย็นลงที่อัตราส่วนความชื้น และความดันบรรยากาศคงที่

เอนทาลปี (enthalpy)

เอนทาลปี (h) ของอากาศชื้น คือ ค่าปริมาณความร้อนของอากาศชื้นที่สูงกว่า
อุณหภูมิจุดน้ำค้างที่กำหนดขึ้น ต่อหนึ่งหน่วยมวลของอากาศแห้ง การคำนวณจะเกี่ยวข้องกับ
ความแตกต่างของเอนทาลปี ดังนั้นอุณหภูมิจุดน้ำค้างเป็นอุณหภูมิใด ๆ ก็ได้ ในทางปฏิบัตินิยมใช้
อุณหภูมิจุดน้ำค้างของน้ำ 32 องศาฟาเรนไฮต์ และของอากาศแห้ง 0 องศาฟาเรนไฮต์
(ในระบบอังกฤษ) และอุณหภูมิจุดน้ำค้างของทั้งน้ำและอากาศแห้ง เท่ากับ 0 องศาเซลเซียส
(ในระบบเมตริก และระบบสากล)

ปริมาตรจำเพาะ (specific volume)

ปริมาตรจำเพาะ (V') ของอากาศชื้น คือ ปริมาตรต่อหนึ่งหน่วยน้ำหนักของ
อากาศแห้ง โดยทั่วไปปริมาณความชื้นที่มีอยู่ในวัสดุอบแห้ง จะให้ปริมาณดังนี้

W_u = อัตราส่วนความชื้น (moisture content) แสดงมวลของวัสดุ
แห้งเป็นมาตรฐานในการคำนวณหาความชื้น

W_w = ปริมาตรความชื้น (moisture) แสดงมวลของวัสดุเปียก ซึ่งจะ
เปลี่ยนแปลงตลอดเวลา ดังนั้นจึงนิยมที่จะใช้มวลของวัสดุแห้งเป็นมาตรฐานในการคำนวณ

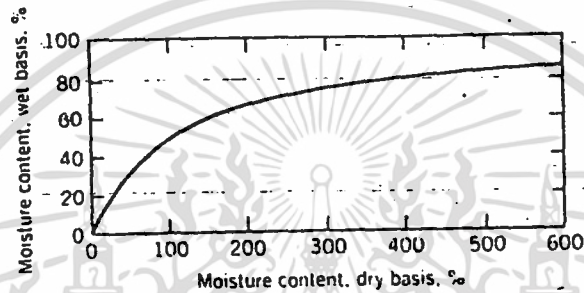
ความชื้น

W_d สัมพันธ์กับ W_w ดังนี้

$$W_d = W_w / (1 - W_w) \quad \text{----- (2.12)}$$

$$W_w = W_d / (1 + W_d) \quad \text{----- (2.13)}$$

สามารถเขียนกราฟแสดงความสัมพันธ์ได้ดังนี้



รูปที่ 2.8 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง W_d และ W_w

2.3.2 กลไกอบแห้ง

เงื่อนไขการอบแห้ง แบ่งได้เป็น 2 ประเภท คือ

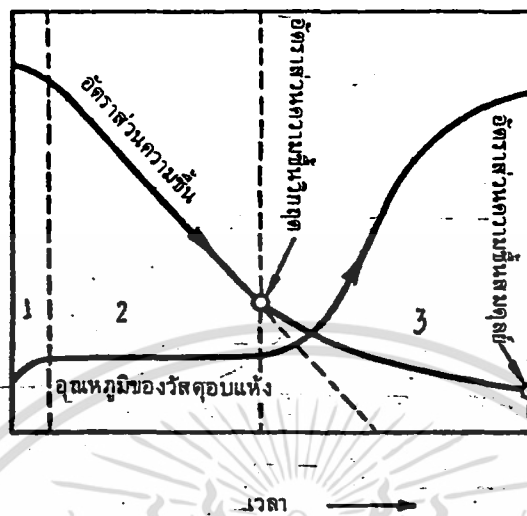
1. เงื่อนไขภายนอกวัสดุ เช่น วิธีถ่ายเทความร้อนไปยังวัสดุและวิธีกำจัด

ไอน้ำที่ระเหยออกมา

2. เงื่อนไขภายในวัสดุ เช่น องค์ประกอบและรูปร่าง อัตราส่วนความชื้น

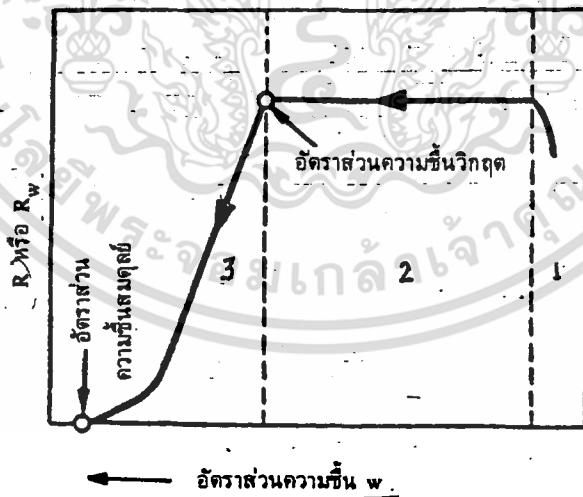
ความชื้น อุณหภูมิ เป็นต้น

ในการอบแห้งวัสดุเปียกชื้นจะกระทำที่ภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งที่คงที่ เช่น ความชื้น ความเร็วลม อุณหภูมิ ความดัน ฯลฯ ถ้าทำการทดลองวัดการเปลี่ยนแปลงมวลและอุณหภูมิของวัสดุอบแห้งกับเวลา จะได้เส้นกราฟมีลักษณะดังรูปที่ 2.9



รูปที่ 2.9 แสดงการเปลี่ยนแปลงของมวลและอุณหภูมิกับเวลา

หรือ วัดอัตราการอบแห้งกับอัตราส่วนความชื้น จะได้เส้นกราฟที่เรียกว่า "เส้นลักษณะเฉพาะการอบแห้ง" แสดงได้ดังรูปที่ 2.10



รูปที่ 2.10 เส้นลักษณะเฉพาะของการอบแห้ง

จากรูปที่ 2.9 และ 2.10 พบว่า การอบแห้งแบ่งออกเป็น 3 ช่วงใหญ่ ๆ ดังนี้

- 1: ช่วงให้ความร้อนเบื้องต้นแก่วัสดุ
- 2: ช่วงการอบแห้งที่ความเร็วคงที่
- 3: ช่วงการอบแห้งที่ความเร็วลดลง

ดังรายละเอียดต่อไปนี้

1. ช่วงการให้ความร้อนเบื้องต้นแก่วัสดุ

ที่ผิวของวัสดุชั้น ความชื้นจะอยู่ในรูปของเหลว ถ้านำเอาวัสดุชั้นนี้มาอบภายใต้เงื่อนไขการอบแห้งคงที่ อุณหภูมิของวัสดุจะมีค่าใกล้เคียงกับอุณหภูมิกระเปาะเปียกของกระแสลมร้อน ช่วงเวลาที่วัสดุใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิจนถึงค่าอุณหภูมิกระเปาะเปียกนี้คือ ช่วง 1. ดังรูปที่ 2.9 และ 2.10

2. ช่วงการอบแห้งที่ความเร็วคงที่

เนื่องจากความร้อนที่ถ่ายเทจากอากาศมาสู่วัสดุชั้น ทำให้เกิดการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลชื้นพร้อมกัน ในช่วงนี้ความร้อนทั้งหมดที่วัสดุได้รับ จะถูกใช้ไปในการระเหยน้ำหรือของเหลวออกจากวัสดุชั้น ความร้อนที่วัสดุได้รับในช่วงนี้ คือ ความร้อนแฝงในการระเหยนั่นเอง อัตราการอบแห้งในช่วงนี้จึงไม่ขึ้นกับเงื่อนไขภายในวัสดุแต่ขึ้นกับเงื่อนไขภายนอกวัสดุที่ใช้ในการอบแห้ง

3. ช่วงการอบแห้งที่ความเร็วลดลง

ในขั้นตอนนี้เมื่อความชื้นในรูปของเหลวที่ผิววัสดุระเหยหมด เนื่องจากการถ่ายเทของเหลวจากส่วนในของวัสดุเกิดขึ้นไม่ทันกับการระเหยของของเหลวหรือน้ำจากผิววัสดุ ทำให้อัตราการอบแห้งในวัสดุลดลงและเริ่มจุดเปลี่ยนอัตราส่วนความชื้นที่อัตราการอบแห้งคงที่ในช่วงที่อัตราการอบแห้งลดลง เรียกว่า "อัตราส่วนความชื้นวิกฤต" วัสดุจึงแห้งและอุณหภูมิของวัสดุจะเริ่มสูงขึ้น จนสมดุลกับอากาศเข้า เรียกอัตราส่วนความชื้นที่จุดนี้ว่า "อัตราส่วนความชื้นสมดุล"

2.3.3 ประเภทของเครื่องอบแห้ง

เครื่องอบแห้งที่ใช้กันในระดับอุตสาหกรรม แบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ

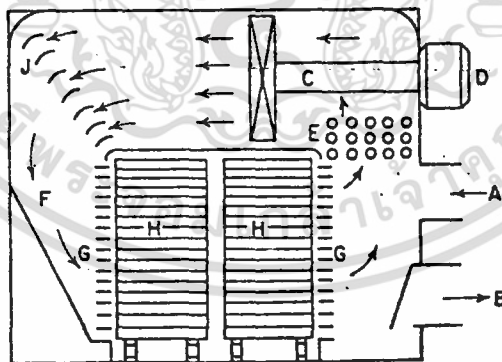
1. เครื่องอบแห้งที่ระบบการทำงานแบบต่อเนื่อง (continuous dryers)
2. เครื่องอบแห้งที่ระบบการทำงานแบบครั้ง (batch dryers)

เมื่อแบ่งตามลักษณะของการทำงาน เครื่องอบแห้งสามารถแบ่งออกได้เป็นหลายชนิด ดังต่อไปนี้

2.3.3.1 เครื่องอบแห้งแบบถาด (tray dryer)

เป็นเครื่องอบแห้งอยู่กับที่ เหมาะสำหรับวัสดุชิ้นในรูปของแข็งที่ไม่สามารถอบแห้งแบบกองรวมกันในปริมาณมาก ๆ ได้

หลักการการทำงาน ทำให้อากาศร้อนแล้วให้ไหลผ่านวัสดุชิ้นในเครื่องอบแห้ง ลมร้อนที่เข้าไปจะระเหยเอาของเหลวออกจากวัสดุชิ้น การไหลของลมร้อนจะขนานกับถาดบรรจุวัสดุชิ้น หรือ อาจจะตั้งฉากกับตัวถาดก็ได้แล้วแต่การออกแบบ



รูปที่ 2.11 เครื่องอบแห้งแบบถาด

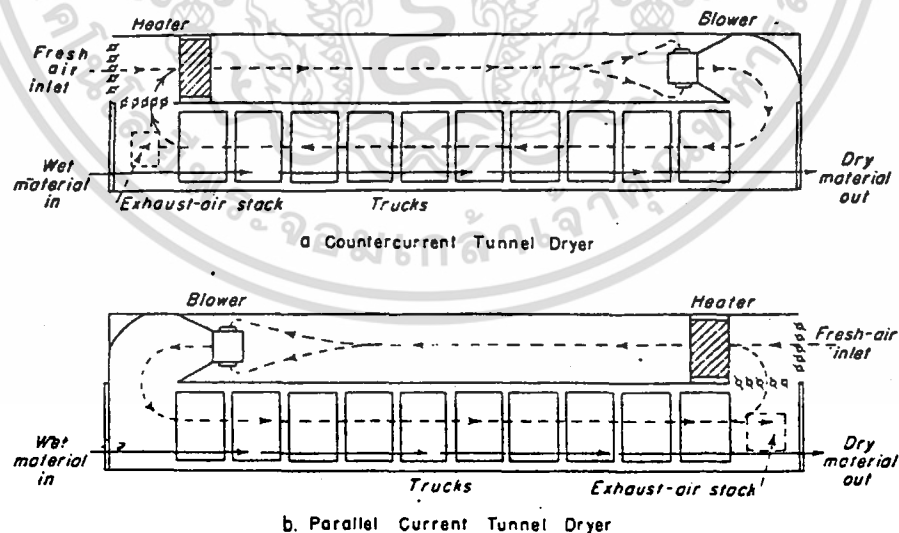
ข้อเสียของเครื่องอบแห้งแบบถาด

- ก. การกระจายของลมร้อนไม่ทั่วถึง ทำให้วัสดุชิ้นที่จุดต่าง ๆ แห้งไม่เท่ากัน
- ข. วัสดุชิ้นตรงทางเข้าของลมร้อน จะแห้งมากกว่าวัสดุชิ้นที่อยู่ตรงทางออกของลมร้อน

วัสดุชิ้นที่เหมาะสมสำหรับเครื่องอบแห้งแบบถาด เช่น ตัวยางพารา ขนมหวานต่าง ๆ เครื่องหนึ่ง ฮาสมุนไพรรวมถึง เซรามิกส์ เป็นต้น

2.3.3.2 เครื่องอบแห้งแบบอุโมงค์ (tunnel dryer)

ระบบการทำงานเป็นแบบต่อเนื่อง มีอัตราการผลิตมากขึ้น
หลักการทำงาน วางวัสดุชิ้นไว้ในสายพาน แล้วให้สายพานเคลื่อนเข้าไปในอุโมงค์ที่มีอากาศร้อนไหลสวนทางกับการเคลื่อนที่ของสายพาน หรือจะให้อากาศร้อนไหลขนานทางเดียวกับวัสดุก็ได้ ขึ้นอยู่กับว่าต้องการอัตราการอบแห้งที่เร็วเพียงใด และการทนต่ออุณหภูมิสูงๆ ของวัสดุชิ้นได้มากเพียงใด เครื่องอบแห้งแบบนี้ใช้ในอุตสาหกรรม ไม้อัดเส้นไหม รองเท้า การฟอกหนัง เป็นต้น



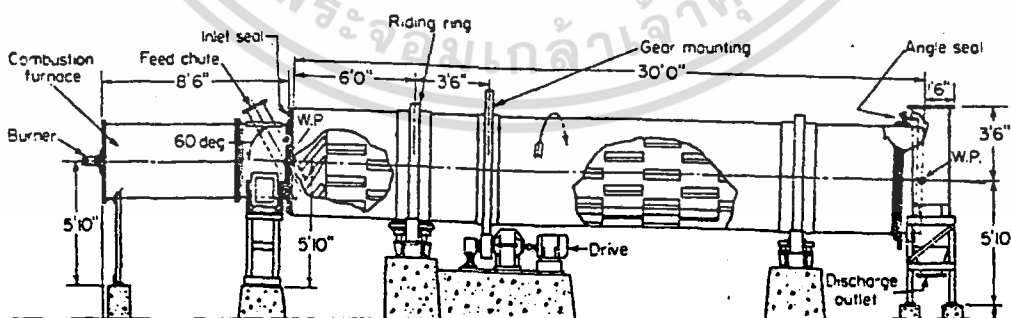
รูปที่ 2.12 เครื่องอบแห้งแบบอุโมงค์

ข้อเสียของเครื่องอบแห้งแบบอุโมงค์

ก. ผู้ควบคุมเครื่องมือหรือผู้ออกแบบต้องคำนวณหรือพิจารณาตัวแปรต่าง ๆ ที่เกี่ยวข้องให้รอบคอบ เพราะถ้าพิจารณาไม่ดีจะทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้ ไม่ได้ตามมาตรฐานที่ต้องการ ตัวแปรที่สำคัญ เช่น เวลาที่สาหร่ายเคลื่อนที่ในอุโมงค์ ปริมาณของวัสดุชั้นที่อยู่บนสาหร่าย ปริมาณความชื้นในวัสดุชั้น ความชื้นของอากาศในวันที่ทำการอบแห้ง ความเร็วของลมร้อน สิ่งเหล่านี้จะต้องสัมพันธ์กันอย่างดีจึงจะได้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ตรงตามมาตรฐาน

2.3.3.3 เครื่องอบแห้งแบบหมุนรอบตัว (rotary dryer)

มีลักษณะเป็นทรงกระบอกหมุนได้ ทำให้วัสดุชั้นที่อยู่ภายในมีการพลิกตัวเองอย่างสม่ำเสมอ ทุกส่วนของวัสดุชั้นได้สัมผัสกับอากาศร้อนอย่างทั่วถึง ทรงกระบอกนี้จะวางขนานในแนวนอน สูงข้างหนึ่ง ต่ำข้างหนึ่ง หมุนได้ด้วยแรงขับจากมอเตอร์ วัสดุชั้นถูกป้อนเข้าสู่ทรงกระบอกทางด้านสูงก่อนแล้วค่อย ๆ กลิ้งลงตามการหมุนของทรงกระบอก และส่วนทางกับอากาศที่พัดเข้ามาตรงข้าม วัสดุที่แห้งแล้วจะออกทางด้านต่ำ อากาศชื้นจะออกทางด้านสูง ภายในเครื่องอบแห้งยังมีการติดตั้งครีบริบหรือก้างปลาไว้ภายใน เพื่อให้วัสดุเคลื่อนที่ขึ้นลงและกลับตัวเองได้ดี



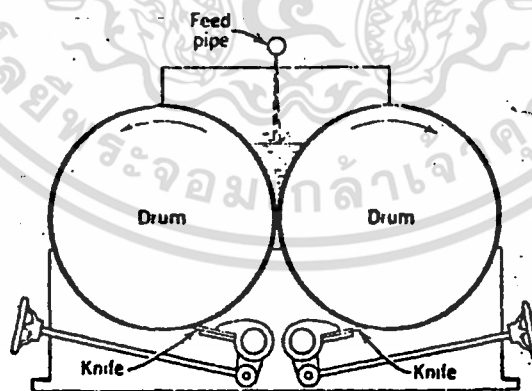
รูปที่ 2.13 เครื่องอบแห้งแบบหมุนรอบตัว

เครื่องอบแห้งแบบนี้สามารถใช้ได้กับวัสดุที่มีความชื้นสูงถึง 70 % และลดปริมาณความชื้นลงเหลือต่ำกว่า 10% วัสดุที่นิยมใช้เครื่องอบแห้งแบบนี้รอบตัว เช่น วัสดุอุตสาหกรรมปูนซีเมนต์ วัสดุอุตสาหกรรมยา วัสดุอุตสาหกรรมถลุงแร่ วัสดุอุตสาหกรรมเคมี เป็นต้น

2.3.3.4 เครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้ง (drum dryer)

เครื่องอบแห้งแบบนี้เหมาะสำหรับวัสดุที่เป็นแผ่นหรือถูกทำให้เป็นแผ่น พร้อมกับการทำให้แห้ง

หลักการทำงาน ใช้ลูกกลิ้งขนาดใหญ่ ตรงแกนด้านหนึ่งให้น้ำเป็นแหล่งให้ความร้อนเข้าสู่ภายในลูกกลิ้ง และไอน้ำที่ความชื้นจะไหลออกอีกทางด้านหนึ่ง ความร้อนจะผ่านผนังลูกกลิ้งไปถ่ายเทให้กับฟิล์มของเหลวที่ติดกับผนังลูกกลิ้งด้านนอกที่หมุนช้า ๆ พอลมรอบวัสดุจะเป็นแผ่นของแข็งพอดี ทางด้านล่างของลูกกลิ้งจะมีแผ่นโลหะ ลักษณะคล้ายใบมีดวางทาบติดอยู่กับลูกกลิ้ง เพื่อให้ชุดของแข็งที่เป็นแผ่นให้ลอกออกจากผนังลูกกลิ้ง



รูปที่ 2.14 เครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้ง

เครื่องอบแห้งแบบนี้ใช้งานได้ทั้งแบบลูกกลิ้งเดี่ยว และแบบลูกกลิ้งคู่ แล้วแต่ความเหมาะสมของวัสดุที่จะใช้ดังนี้

ก. เครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้งเดี่ยว ใช้ได้ดีกับ อุตสาหกรรมน้ำตาล อุตสาหกรรมอาหาร อุตสาหกรรมยา

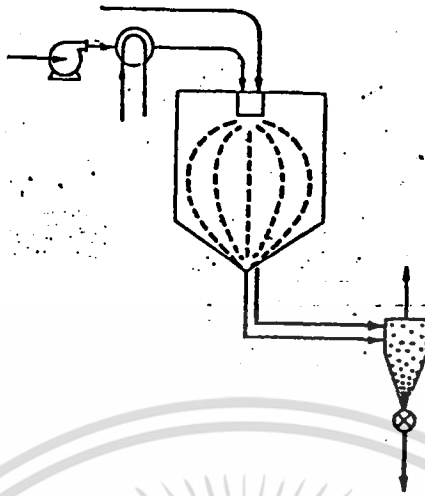
ข. เครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้งคู่ ใช้ได้ดีกับ อุตสาหกรรมยาง อุตสาหกรรมสิ่งทอ อุตสาหกรรมกระดาษ

ในการใช้งานของเครื่องอบแห้งแบบลูกกลิ้ง เพื่อให้การใช้งานเป็นไปอย่างสมบูรณ์ ต้องคำนึงถึงความเร็วลูกกลิ้ง ปริมาณความร้อนจากไอน้ำ ชนิดของผนังลูกกลิ้ง ความหนาของชั้นฟิล์ม

2.3.3.5 เครื่องอบแห้งแบบหัวฉีดพ่นฝอย (spray dryer)

เป็นเครื่องอบแห้งที่สามารถทำให้ของเหลวแห้งเป็นผงในเวลาไม่นานนัก หลักการทำงาน การป้อนวัสดุขึ้นเข้าไปในเครื่องผ่านหัวฉีด หมุนด้วยความเร็วรอบสูงประมาณ 10,000 รอบต่อนาที

จุดประสงค์ของการทำงานผ่านหัวฉีด คือ ต้องการให้วัสดุขึ้นกลายเป็นละอองเล็ก ๆ ลอยอยู่ในเครื่องอบแห้งที่มีลมร้อนไหลสวนทางขึ้นมา ความร้อนของลมร้อนทำให้ของเหลวระเหยออกได้อย่างรวดเร็ว เมื่อละอองของวัสดุขึ้นลอยลงมาถึงส่วนล่างของเครื่องอบแห้ง จะกลายเป็นผงเล็ก ๆ แล้วถูกดูดออกจากเครื่องด้วยพัดลมดูด



รูปที่ 2.15 เครื่องอบแห้งแบบถาด

ข้อเสียของเครื่องอบแห้งแบบถาด

ก. ต้นทุนและค่าใช้จ่ายในการทำงานสูง สินค้าที่จะใช้เครื่องอบแห้งแบบนี้ จึงมีราคาแพง ส่วนมากใช้ในอุตสาหกรรมอาหาร เช่น กาแฟผงสำเร็จรูป ไข่ผง นมผง เป็นต้น

2.3.3.6 เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไค์เบด (fluidized-bed dryer)

มีลักษณะเป็นท่อหรือถังซึ่งภายในบรรจุด้วยอนุภาคของวัสดุขึ้น ที่พื้นของถังจะมีแผ่นรองรับที่เจาะรูพรุนไว้เพื่อให้สามารถเป่าอากาศหรือลมร้อนผ่านวัสดุขึ้น จากด้านล่าง ถ้าความเร็วถึงระดับหนึ่ง วัสดุขึ้นจะเคลื่อนไหว การเคลื่อนไหวของวัสดุขึ้นมีลักษณะเหมือนกำลังแขวนลอยอยู่ในลมร้อนที่ไหลผ่าน การที่ชั้นของวัสดุขึ้นเปลี่ยนสภาพจากอยู่นิ่งมาเป็นแขวนลอย เรียก "fluidized" เป็นสภาพกึ่งกลางระหว่างสภาพชั้นนิ่ง (fixed bed) และสภาพถูกพัดพาด้วยอากาศ (pneumatic conveyor) กล่าวคือ เม็ดของแข็งจะกระจัดกระจายในลักษณะแขวนลอย และมีคุณสมบัติในการไหลคล้ายของเหลว เมื่อมองจากภายนอกจะเห็นว่าผิวของ fluidized bed นั้น จะมีลักษณะคล้ายของเหลวที่กำลังเดือด

เนื่องมาจากการเคลื่อนไหวของเม็ดของแข็ง มีลักษณะคล้ายของเหลว

อุตสาหกรรมที่นิยมใช้เครื่องอบแห้งแบบนี้ ส่วนมากผลิตภัณฑ์เป็นเม็ดหรือผงละเอียด เช่น อุตสาหกรรมยา อาหารสัตว์ พลาสติก เมล็ดพืช น้ำตาลทราย เป็นต้น

พิจารณาข้อได้เปรียบและข้อเสียเปรียบ ระหว่างการใช้เทคนิคฟลูอิดไรเซชันกับเทคนิคอื่น ๆ สามารถสรุปได้ดังนี้

ข้อดี

ก. เนื่องจากเม็ดของแข็งเคลื่อนที่อยู่ตลอดเวลา ทำให้เกิดการผสมกันอย่างรวดเร็วและสม่ำเสมอ อุณหภูมิภายในเบดคงที่ตลอด

ข. มีการจัดเรียงตัวของเม็ดของแข็ง เม็ดที่มีน้ำหนักน้อยจะอยู่ส่วนบน เม็ดที่มีน้ำหนักมากจะอยู่ส่วนล่าง ซึ่งสามารถใช้แยกขนาดเม็ดของแข็งได้ นอกจากนี้แรงเสียดทานต่อการไหลของของไหลมีน้อยกว่ามาก

ค. จากคุณสมบัติที่คล้ายของไหล ซึ่งสามารถทำงานแบบต่อเนื่องได้ กล่าวคือปล่อยให้ของแข็งไหลออกจากเบด และไหลเต็มเข้าไปในเบดได้ การควบคุมสามารถทำได้ง่าย

ง. การที่เม็ดของแข็งไหลหมุนเวียนในเบดเม็ดของแข็งนี้สามารถที่จะเป็นตัวนำความร้อนจากผนังแหล่งความร้อนให้กับของไหลได้มากกว่า เพราะมีสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนได้สูงกว่า

จ. พื้นที่สัมผัสระหว่างเม็ดของแข็งกับของไหลจะมีมากกว่า เมื่อเปรียบเทียบกับเบดนิ่งที่ใช้จำพวกเม็ดของแข็งเท่านั้น จึงมีประโยชน์ในการขยายงานที่ทั้งการถ่ายเทความร้อนและการถ่ายเทมวลสาร

ฉ. การทำงานระบบนี้เสียพลังงานน้อยกว่าเพราะแรงเสียดทานและความดันตกน้อยกว่า

ช. สามารถใช้ในการขนส่งเม็ดของแข็งจากที่หนึ่งไปยังอีกที่หนึ่งได้

ซ. ขนาดเครื่องอบแห้งมีขนาดเล็ก

ฅ. การปฏิบัติงานและบำรุงรักษาง่าย

2.3.4 ปัญหาที่มักจะพบในเครื่องอบแห้งระดับอุตสาหกรรม

เครื่องอบแห้งที่ใช้ในอุตสาหกรรมส่วนใหญ่จะซื้อมาจากต่างประเทศ เมื่อนำมาใช้งานมักจะเกิดปัญหา

1. อบผลิตภัณฑ์ไม่แห้ง

เนื่องจากไม่ได้ทำการศึกษาถึงลักษณะความชื้นในอากาศของประเทศไทย ซึ่งมีความชื้นในอากาศสูง อากาศจึงรับความชื้นจากผลิตภัณฑ์ได้น้อย จึงจำเป็นที่จะต้องให้ผลิตภัณฑ์อยู่ในเครื่องอบแห้งนานขึ้น

2. คุณภาพของผลิตภัณฑ์ต่ำกว่ามาตรฐาน

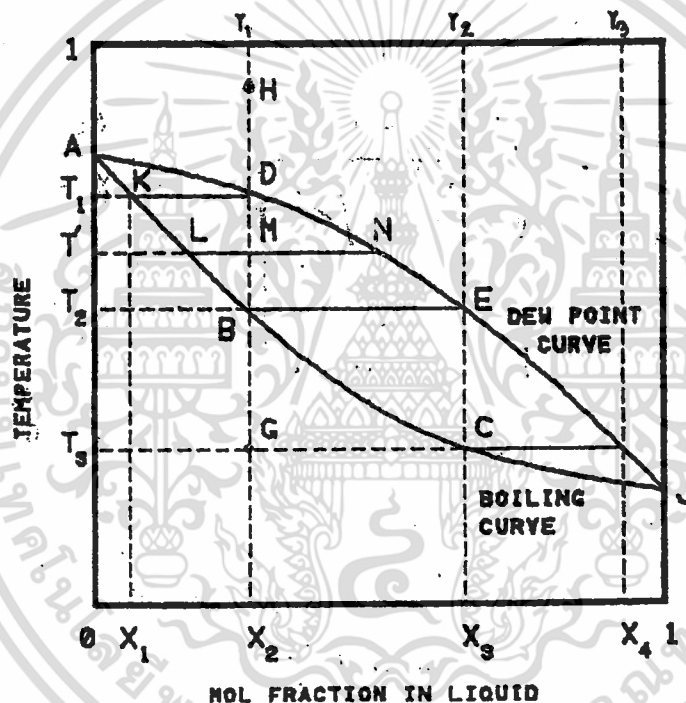
เนื่องมาจากสถานที่ที่จะทำการอบแห้งอยู่ในบริเวณที่มีความบริสุทธิ์ของอากาศน้อย มีก๊าซพิษผสมอยู่มาก เช่น บริเวณนิคมอุตสาหกรรม ชุมชน

2.4 การกลั่น

การกลั่น คือ วิธีการแยกของผสมในสภาวะที่เป็นสารละลายออกจากกัน สารที่ต้องการแยกออกจากกันด้วยวิธีการกลั่น จะต้องมีอัตราการระเหยที่ไม่เท่ากัน ซึ่งพิจารณาได้จากจุดเดือดหรือความดันไอของสารนั้น ๆ สารที่ระเหยได้ง่ายกว่า มีโอกาสที่จะอยู่ในไอได้มากกว่าสารที่ระเหยยาก ดังนั้นในการกลั่นจะประกอบไปด้วยไอ และของเหลวอยู่ร่วมกันเสมอ จึงจำเป็นที่จะต้องมีความรู้เบื้องต้นเกี่ยวกับสมดุลระหว่างไอ และของเหลว

2.4.1 สมดุลระหว่างไอและของเหลว(vapour-liquid equilibrium)

ในกรณีที่สารละลายเป็นสารละลายอุดมคติ(ideal solution) เมื่อทำให้สารละลายกลายเป็นไอบางส่วนโดยอาศัยความร้อน จนกระทั่งไอที่เกิดขึ้นและของเหลวที่เหลือ อยู่ในสภาวะสมดุล ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในไอและของเหลวที่อุณหภูมิต่าง ๆ นิยมแสดงเป็นกราฟที่แสดงความสัมพันธ์กันที่เรียกว่า แผนภาพจุดเดือด (temperature composition diagram)



รูปที่ 2.16 แผนภาพจุดเดือด

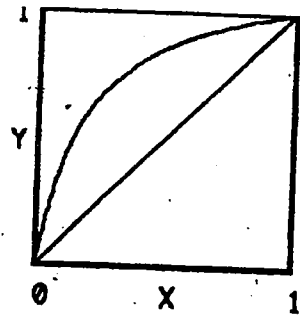
จากรูปที่ 2.16 เรียกเส้นโค้งเส้นบนว่า เส้นโค้งจุดกลั่นตัว (dew-point curve) เส้นโค้งเส้นล่าง เรียกเส้นโค้งจุดเดือด (bubble-point curve)

ถ้ามีของผสมที่มีความเข้มข้นของสารระเหยง่าย X_2 และอุณหภูมิ T_2 ของ

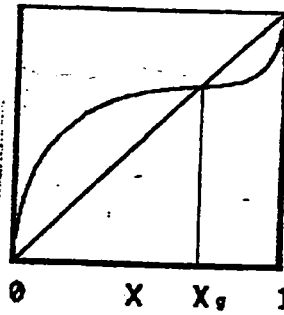
ผสมดังกล่าวจะอยู่ที่จุด G มีสถานะเป็นของเหลว ถ้าให้ความร้อนแก่ของผสมนี้จนมีอุณหภูมิ T_2 ขณะนี้ของผสมจะเริ่มเดือดความเข้มข้นของไอฟองแรก อ่านได้ที่จุด E ซึ่งมีความเข้มข้นเป็น Y_2 ในขณะเดียวกันของผสมยังคงมีความเข้มข้นเป็น X_2 เช่นเดิม ถ้าให้ความร้อนต่อจนมีอุณหภูมิ T' ของเหลวจะมีความเข้มข้นเปลี่ยนไป กล่าวคือ ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในของเหลวจะลดลงไปอยู่ที่จุด L ขณะเดียวกันความเข้มข้นของไอที่เกิดขึ้นอยู่ที่ N ถ้าให้ความร้อนแก่ของผสมต่อไปอีกจนมีอุณหภูมิ T_1 ของเหลวจะกลายเป็นไอหมดที่ความเข้มข้น Y_1 เท่ากับความเข้มข้นตอนเริ่มต้น X_2 จากที่กล่าวมา จะเห็นว่า ความบริสุทธิ์ของสารที่ระเหยง่าย จะยังไม่มากพอ ดังนั้นถ้าเรานำเอาไอน้ำที่เกิดขึ้นครั้งแรก (จุด E) มาควบแน่นจนกลายเป็นของเหลวหมด ของเหลวที่ได้จะมีความเข้มข้นของสารระเหยง่ายเป็น X_3 ซึ่งสูงกว่าความเข้มข้นของของเหลวในตอนเริ่มต้น ดังนั้นเมื่อต้องการความบริสุทธิ์มากขึ้น ควรที่จะทำการกลั่นหลาย ๆ ครั้งหรือเป็นการกลั่นแบบลำดับส่วน

ในทางกลับกัน ถ้าเริ่มต้นจากไอที่มีอุณหภูมิสูงกว่าจุดเดือดของของเหลว ซึ่งอยู่ที่จุด H ถ้าทำให้ไอน้ำเย็นลงเมื่อถึงจุด D ไอบางส่วนจะเริ่มกลั่นตัวเป็นของเหลว ของเหลวที่เกิดขึ้นหยดแรกจะมีความเข้มข้นของสารระเหยง่ายเป็น X_1 ถ้าทำให้เย็นลงต่อจนถึงอุณหภูมิ T จะได้ของเหลวที่จุด L และไอที่จุด N ดังนั้นในการทำให้ไอกลั่นตัวบางส่วนนี้ จะทำให้ไอที่เหลือมีความเข้มข้นของสารระเหยง่ายสูงขึ้น ในหอกลั่นโดยทั่ว ๆ ไป จะมีทั้ง 2 ปรัชญาการกลั่นคือ เกิดการกลายเป็นไอบางส่วนของของเหลว และการกลั่นตัวบางส่วนของไอ ซึ่งจะเกิดขึ้นพร้อมกันเสมอ

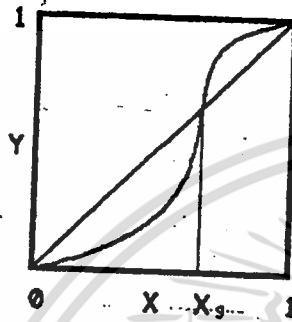
นอกเหนือจากแผนภาพจุดเดือดแล้ว ยังมีวิธีการแสดงสมดุลระหว่างของเหลวและไ้อีกรูปแบบหนึ่งเรียกว่า distribution diagram หรือ X-Y diagram โดยแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในของเหลว และความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในไอ ดังรูปที่ 2.17



(a) BENZENE-TOLUENE



(b) ACETONE-CARBON DISULPHIDE



(c) ACETONE-CHLOROFORM

X = MOLE FRACTION
IN LIQUID

Y = MOLE FRACTION
IN VAPOUR

X₀ = AZEOTROPE
COMPOSITION

รูปที่ 2.17 distribution diagram

2.4.2 ของผสมประเภทเอซิโทรปิก (azeotropic mixture)

ในกรณีที่ของผสมเป็นของผสมอุดมคติ (ideal mixture) เมื่อสารละลายมีความเข้มข้นของสาร A สูงมาก ๆ จนใกล้เคียงกับสาร A บริสุทธิ์ ความดันย่อยของสาร A จะเป็นสัดส่วนโดยตรงกับความเข้มข้นของ A ในของเหลว ซึ่งเขียนเป็นสมการได้ดังนี้

$$P_A = P_A^0 X_A \quad \text{-----} (2.14)$$

เมื่อ

P_A = ความดันย่อยของสาร A

P_A^0 = ความดันไอของสาร A

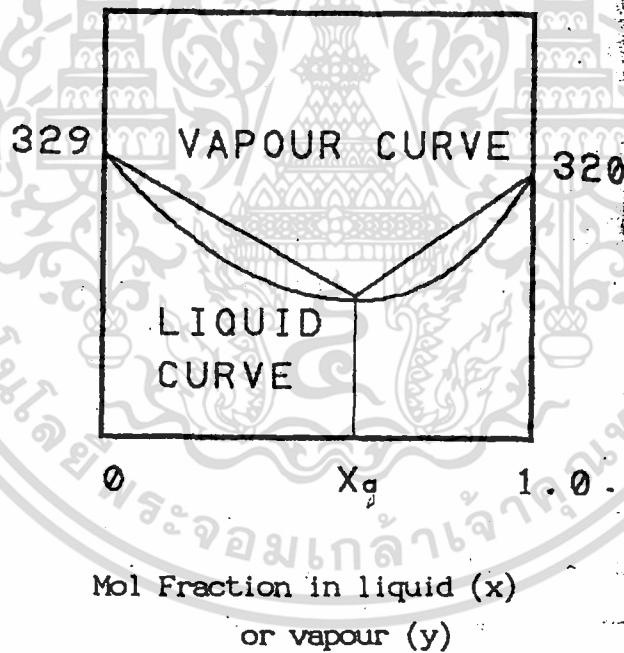
X_A = ความเข้มข้นของสาร A ในของเหลว

ในทำนองเดียวกัน สำหรับส่วนประกอบ B สามารถเขียนได้เป็น

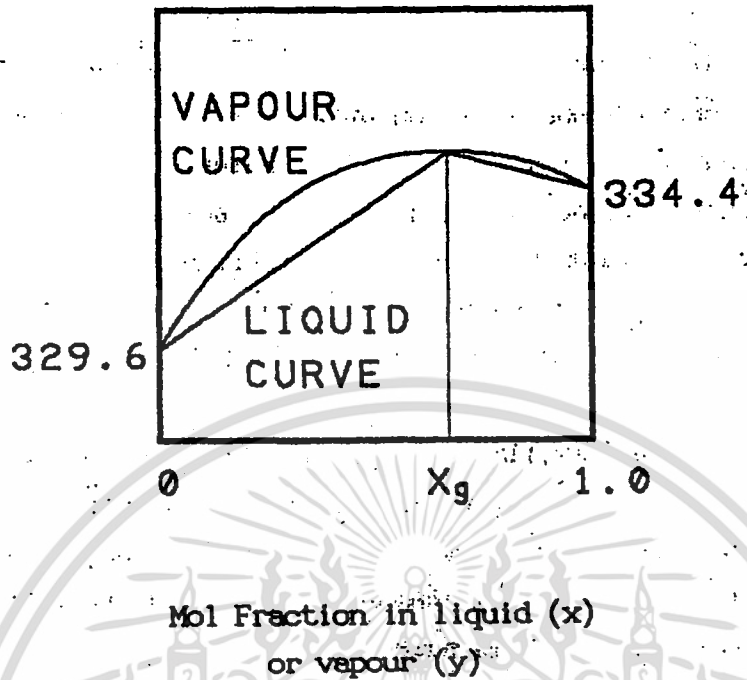
$$P_B = P_B^{\circ} (1 - X_A) \quad \text{----- (2.15)}$$

จากที่กล่าวมา คือ กฎของราอูลท์ (Raoult's law) ซึ่งกล่าวว่า "ความดันไอของสารที่อยู่ในสารละลายเท่ากับผลคูณของความดันไอของสารนั้น กับเศษส่วนโมลของสารนั้น "

แต่มีสารผสมจำนวนมากที่ไม่เป็นตามกฎของราอูลท์ ทำให้ลักษณะของแผนภาพจุดเดือด และ distribution diagram มีรูปไม่เหมือนของผสมอุดมคติที่เป็นไปตามกฎของราอูลท์ ซึ่งสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 2.18



รูปที่ 2.18 แผนภาพจุดเดือดกรณีของผสมเป็นสารแอซิโตรีป



รูปที่ 2.18 (ต่อ) แผนภาพจุดเดือดกรณีของผสมเป็นสารไอโทโรป

จากรูป จะเห็นได้ว่า สารผสมประเภทไอโทโรป มีทั้งของผสมประเภทที่มีจุดเดือดสูงสุด หรือต่ำสุด แต่มักจะพบของผสมที่มีจุดเดือดต่ำที่สุดมากกว่าที่จุด X_g พบว่า เส้นโค้งของสถานะของเหลวจะสัมผัสกับเส้นโค้งของสถานะก๊าซ ดังนั้นที่จุดนี้จะมีเส้นสัมผัสร่วมกัน และความเข้มข้นของของเหลวและก๊าซมีความเข้มข้นเท่ากันที่จุดนี้ ดังนั้นที่จุดไอโทโรป ขณะที่ความดันคงที่ของเหลวจะเดือดกลายเป็นไอเรื่อย ๆ ที่อุณหภูมิคงที่ และความเข้มข้นในของเหลวและในไอของสารไม่เปลี่ยนแปลง ซึ่งอาจเรียกสารผสมประเภทไอโทโรปว่า " สารผสมที่จุดเดือดคงที่" ทำให้ไม่สามารถที่จะแยกเอาส่วนประกอบออกจากกันได้ โดยวิธีการกลั่นธรรมดาที่ความดันคงที่ จะต้องมีการเติมสารบางตัวลงไป เพื่อเปลี่ยนคุณสมบัติทางกายภาพของสารละลาย

2.4.3 การระเหยสัมพัทธ์ (relative volatility)

ความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ในของเหลวและในไอ ที่สภาวะสมดุล นิยมแสดงในรูปการระเหยสัมพัทธ์, α โดยที่

$$\alpha = (Y_A/Y_B)/(X_A/X_B) = \{[Y_A/(1-Y_A)]/[X_A/(1-X_A)]\} \quad \text{-----}(2.16)$$

เมื่อ

X_A, X_B = ความเข้มข้นของสาร A, B ในของเหลว ตามลำดับ

Y_A, Y_B = ความเข้มข้นของสาร A, B ในไอ ตามลำดับ

เมื่อระบบเป็นไปตามกฎของราอูลท์ จะได้

$$\alpha = P_A^o / P_B^o \quad \text{-----}(2.17)$$

เมื่อ

P_A^o, P_B^o คือ ความดันไอของสาร A, B ตามลำดับ

เมื่อความดันคงที่ จะทำให้ α จะแปรผันเพียงเล็กน้อยกับอุณหภูมิ จนอาจถือว่า คงที่ได้

สำหรับสารผสมที่ไม่เป็นไปตามกฎของราอูลท์ ค่า α จะเปลี่ยนไปตามความเข้มข้นมาก สำหรับสารผสมประเภทเฮกซ์ไอโทรป ($X_A = Y_A, X_B = Y_B$)

ถ้าให้ $\alpha = 1$ ซึ่งหมายถึงสารผสมนั้นไม่สามารถแยกออกได้โดยการกลั่นธรรมดา

ดังนั้นค่า α ควรที่จะมากกว่า 1 เสมอ ทำให้แยกสารได้ง่ายขึ้น

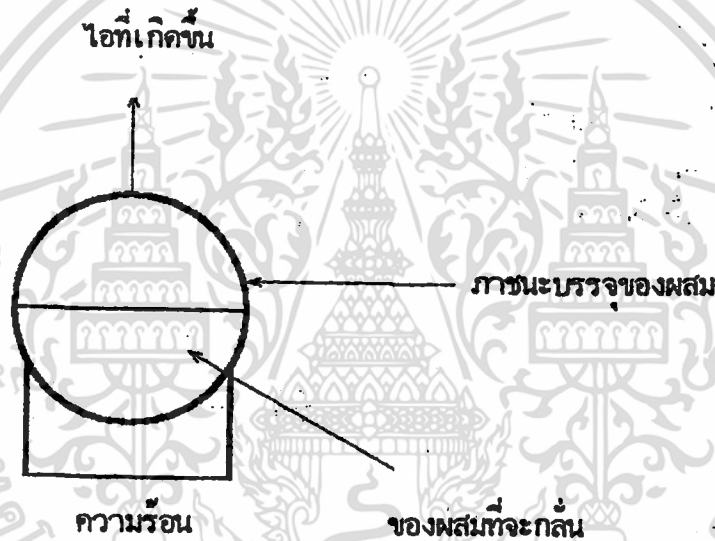
2.4.4 การกลั่นของผสมที่ประกอบด้วยสาร 2 ชนิด (binary mixture distillation)

การกลั่นของผสม 2 ชนิดเป็นการกลั่นที่ไม่ยุ่งยากเกินไปนัก สามารถกระทำได้หลายวิธีด้วยกันดังนี้

2.4.4.1 differential distillation

เป็นการกลั่นแบบครั้ง (batch distillation) ที่ง่ายที่สุด

หลักการ นำของผสมที่จะกลั่นใส่ในภาชนะ แล้วให้ความร้อนด้วยอัตราคงที่ จนของผสมเดือด ไอที่เกิดขึ้นจะถูกส่งไปยังเครื่องควบแน่น เพื่อทำให้เป็นของเหลว ไอที่เกิดขึ้นมีปริมาณสารระเหยง่ายมากกว่าในของเหลวที่เหลือ ขณะเดียวกันความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในของเหลว และปริมาณของเหลวก็จะค่อย ๆ ลดลง ณ เวลาใด ๆ



รูปที่ 2.19 การกลั่นแบบ differential

จากรูปที่ 2.19 ให้จำนวนโมลของของเหลวภายในภาชนะขณะทำการกลั่น มีค่าเท่ากับ s สัดส่วนโมล (mole fraction) ของสารระเหยง่าย มีค่าเท่ากับ X ขณะปฏิกริยาดำเนินไปของเหลวในภาชนะมีปริมาณ ds โมล กำลังกลายเป็นไอ ความเข้มข้นของไอที่เกิดขึ้นเท่ากับ Y

จากสมดุลมวลสาร

มวลสารที่เข้า = มวลสารออก

$$Yds = d(sX)$$

$$Yds = sdX + Xds$$

ย้ายข้างแล้วอินทิเกรต

$$\ln (s/s_0) = \int_{X_0}^{X_f} [dX/(Y-X)] \quad \text{-----(2.18)}$$

เมื่อ

s_0 = จำนวนโมลของผสมตอนเริ่มต้น , โมล

X_0 = สัดส่วนโมลของสารระเหยง่ายตอนเริ่มต้น , โมลเปอร์เซ็นต์

X, Y = สัดส่วนโมลของสารระเหยง่ายในของเหลวและไอที่อยู่ในสมดุล , โมลเปอร์เซ็นต์

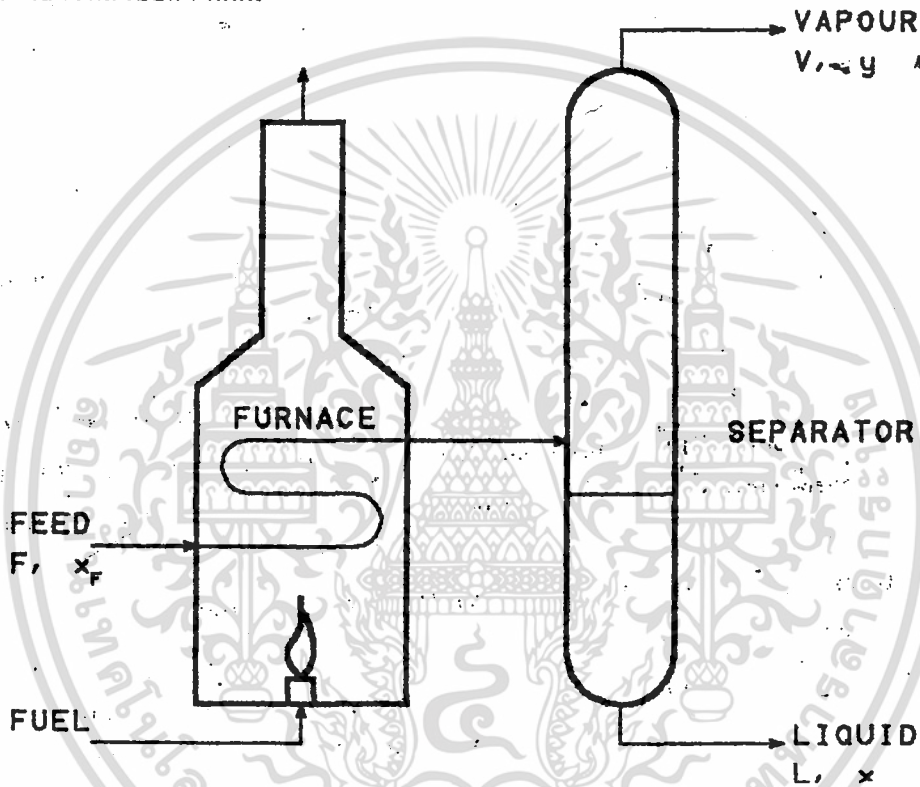
ในกรณีที่ของผสมมีค่า การระเหยสัมพันธ์ คงที่ จะได้ผลดังนี้

$$\ln(s/s_0) = [1/(\alpha-1)] \ln[X(1-X_0)/X_0(1-X)] + \ln[(1-X_0)/(1-X)] \quad \text{-----(2.19)}$$

สมการที่ (2.19) ใช้ในการคำนวณหาปริมาณของผสมที่เหลืออยู่ในภาชนะ หรือความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในของผสมได้ ถ้าทราบค่า การระเหยสัมพันธ์และ ความเข้มข้นเริ่มต้นของของผสม การกลั่นแบบนี้ไม่มีประสิทธิภาพมากนักเพราะไม่สามารถ แยกสารให้มีความบริสุทธิ์สูง ๆ ได้

2.4.4.2 flash or equilibrium distillation

เป็นการกลั่นแบบต่อเนื่อง โดยของผสมที่จะกลั่นถูกป้อนเข้าเครื่องกลั่นตลอดเวลา เมื่อของผสมได้รับความร้อนของเหลวบางส่วนจะกลายเป็นไอ ของผสมของเหลวและไอที่เกิดขึ้นจะถูกส่งไปยังเครื่องแยก (separator) ซึ่งจะทำหน้าที่แยกไอและของเหลวออกจากกัน



รูปที่ 2.20 flash distillation

จากรูปที่ 2.20 ถ้าของผสมถูกป้อนเข้าสู่เครื่องแยกเปลี่ยนความร้อนด้วยอัตรา F โมล/เวลา ความเข้มข้นของสารระเหยง่าย $= X_F$

เมื่อของผสมระหว่างของเหลวและไอที่เกิดขึ้นจะผ่านไปยังเครื่องแยก ไอจะถูกแยกออกทางตอนบนในอัตรา B โมล/เวลา และมีความเข้มข้นของสารระเหยง่าย $= y$ ของเหลวถูกแยกออกตอนล่างด้วยอัตรา L โมล/เวลา มีความเข้มข้นของสารระเหยง่าย $= X$

จากสมการมวลสาร จะได้

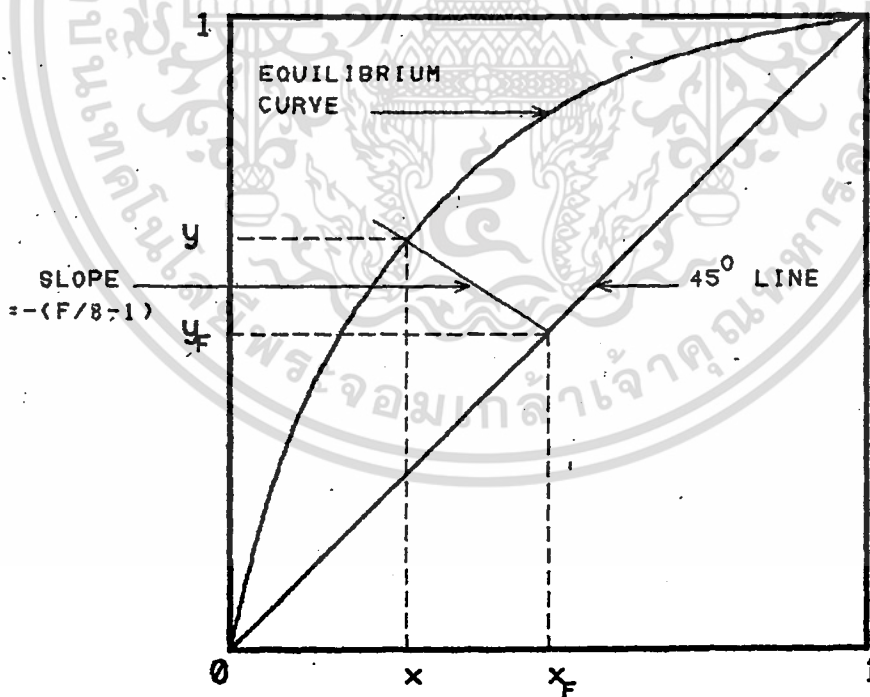
$$F = B + L$$

$$F \cdot X_F = (B \cdot Y) + (L \cdot X)$$

จากสมการทั้งสองนี้จะได้

$$Y = -\left[\frac{F}{B}-1\right]X + \left(\frac{F}{B}\right)X_F \quad \text{-----(2.20)}$$

สมการที่ (2.20) เป็นสมการเส้นตรงมีความชัน เท่ากับ $-\left[\frac{F}{B}-1\right]$ และเมื่อ $X = X_F$ จะได้ $Y = X_F$ แสดงว่าเส้นตรงนี้ผ่านจุด (X_F, X_F) ด้วย นอกจากนี้เนื่องจากไอและของเหลวอยู่ในภาวะสมดุลกัน ดังนั้นจุด (x, y) จะอยู่บนเส้นโค้งสมดุล (equilibrium curve) ด้วย แสดงดังรูปที่ 2.21

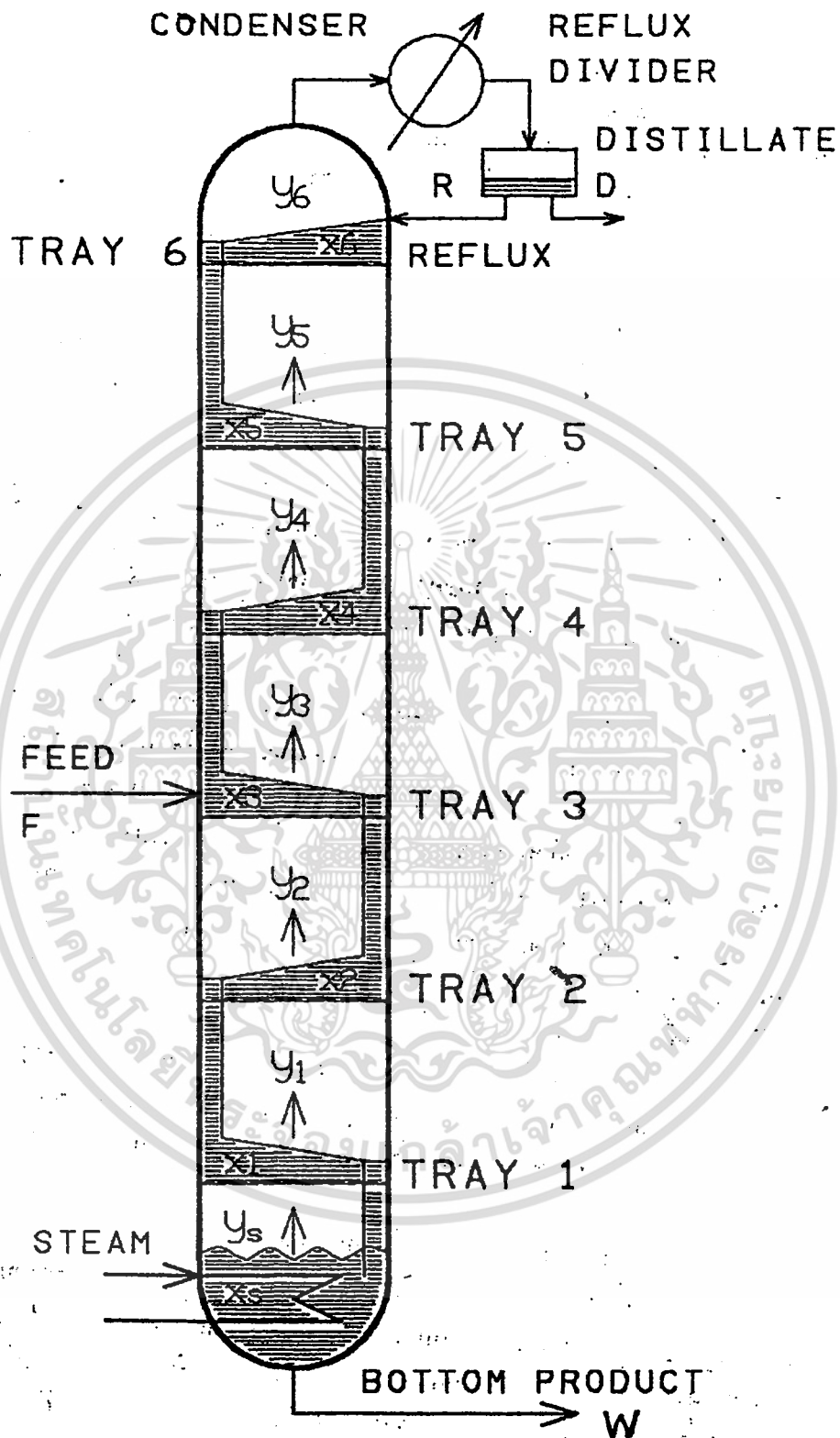


รูปที่ 2.21 เส้นโค้งสมดุล

2.4.4.3 การกลั่นลำดับส่วน (fractionation distillation)

จากวิธีการกลั่น 2 วิธีข้างต้น เห็นได้ว่า ไอที่เกิดขึ้นในเครื่องกลั่นจะอยู่ในสมดุลกับของเหลวที่เหลือตลอดเวลา ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการกลั่นมีความบริสุทธิ์ไม่สูงมากนัก ถ้าต้องการบริสุทธิ์สูง ๆ ทำได้โดยนำผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการกลั่นครั้งแรกไปกลั่นซ้ำหลาย ๆ ครั้ง เป็นการกระทำที่ไม่คุ้ม จึงได้มีการกลั่นแบบ fractionation ซึ่งเป็นการกลั่นแบบต่อเนื่องที่มีประสิทธิภาพสูงโดยใช้ fractionating column ลักษณะดังรูปที่ 2.21





รูปที่ 2.22 หอกลั่นแบบลำดับส่วน (Fractionating column)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งาน 55 การศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากรูป เครื่องมือมีลักษณะเป็นคอลัมน์แบ่งเป็นส่วน ๆ โดยเป็นลักษณะภาคที่เป็นรอยปรุ (perforated trays) หรือเป็นภาคที่มีลักษณะแบบ bubble-cap ซึ่งยอมให้ไอผ่านขึ้นข้างบนได้ โดยของผสมที่จะกลั่นถูกป้อนเข้าคอลัมน์บริเวณตอนกลาง ไอที่ลอยขึ้นข้างบนในส่วนที่เหนือขึ้นไปจากจุดที่ป้อนเข้าไป จะพบกับของเหลวที่ไหลลงมาในแต่ละภาค ของเหลวที่ไหลลงมานี้จะดึงเอาสารระเหยจากออกจากไอ ส่วนของคอลัมน์นี้เรียกว่า "enriching or rectifying"

ไอที่ออกจากตอนบนของคอลัมน์จะผ่านเข้าไปในเครื่องควบแน่น ทำให้ไอทั้งหมดหรือบางส่วน กลายเป็นของเหลว แล้วไหลออกเป็น 2 ทาง ทางหนึ่งไหลกลับเข้าถาดบนสุดของหอกกลั่น ที่เรียกว่า "reflux" อีกทางหนึ่งไหลออกไปเป็นผลิตภัณฑ์ เรียกว่า "distillate"

อัตราส่วนระหว่าง reflux / distillate เรียกว่า "reflux ratio" หรืออัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ การมี reflux ratio สูง ทำให้ความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์สูงขึ้น

ในส่วนล่างของคอลัมน์ที่อยู่ต่ำกว่าจุดป้อนของผสม ไอที่ลอยขึ้นมาเมื่อสัมผัสกับของเหลวที่ไหลลงจะแยกเอาส่วนที่ระเหยง่ายออกจากของเหลวไปกับไวดัวย จึงเรียกส่วนนี้ว่า "exhausting or stripping"

ของเหลวเมื่อไหลลงไปถึงตอนล่างสุดของคอลัมน์ จะได้รับความร้อน ส่วนใหญ่ใช้ไอน้ำสามารถทำให้บางส่วนของของเหลวกลายเป็นไอลอยขึ้นข้างบน ส่วนที่เหลือจะไหลออกทางด้านล่างของคอลัมน์เป็น bottom product ส่วนที่ให้ความร้อนนี้เรียกว่า หม้อต้มซ้ำ (reboiler)

ดังนั้นภายในหอกกลั่นจะเห็นสภาพของเหลวในแต่ละภาคอยู่ที่จะเดือด และไอสารจะอยู่ที่จุดน้ำค้าง โดยตอนล่างของคอลัมน์จะมีอุณหภูมิสูง ส่วนตอนบนจะมีอุณหภูมิต่ำ ในแต่ละภาคก็จะมี การแลกเปลี่ยนมวลสารที่ระเหยง่ายและระเหยยากซึ่งกันและกันระหว่างไอและของเหลว ส่วนที่ระเหยง่ายจึงขึ้นไปกับไอ และเข้มข้นมากยิ่งขึ้นเมื่อถึงถาดข้างบน ส่วนของเหลวจะมีสารระเหยยากมากยิ่งขึ้น เมื่อไหลลงถาดล่าง ยิ่งมีจำนวนถาด

มากก็จะแยกสารได้จากกันบริสุทธิ์มากยิ่งขึ้น

ถ้าการทำงานของแต่ละภาคที่มีการแลกเปลี่ยนมวลสาร เป็นผลทำให้ไอและของเหลวอยู่ในสภาพสมดุลก็จะเป็น ideal tray มีประสิทธิภาพ 100% แต่โดยทั่วไปประสิทธิภาพของภาคจะไม่ถึง 100% ขึ้นอยู่กับการออกแบบและชนิดของภาค ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางของหอกลั่น และวิธีดำเนินการ

2.4.4.4 การกลั่นแบบครั้ง (batch distillation)

นิยมใช้กับกรณีของผสมที่กลั่นมีปริมาณไม่มากนัก

หลักการ เมื่อนำของผสมที่จะกลั่นเข้าสู่หม้อต้มกลั่น เมื่อให้ความร้อน ไอที่เกิดขึ้นจะลอยขึ้นไปในหอกลั่นตอนบน ลักษณะการทำงานเช่นเดียวกับส่วนเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ของ fractionating column ผลลัพธ์ที่ได้ตอนบนจะมีปริมาณสารระเหยง่ายสูง ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในของเหลวภายในหม้อต้มกลั่นจะค่อย ๆ ลดลง เป็นผลทำให้ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในผลลัพธ์ที่ออกจากตอนบนของคอลัมน์ค่อย ๆ ลดลง ดังนั้นเมื่อกลั่นไปถึงจุด ๆ หนึ่ง อาจต้องเลิกทำการกลั่น เพราะผลลัพธ์ที่ได้มีความบริสุทธิ์ต่ำกว่าค่าที่กำหนด ถ้าต้องการให้ผลลัพธ์ที่ได้มีความเข้มข้นคงที่ตลอดเวลา ทำได้โดยการปรับอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ กล่าวคือ เป็นการเพิ่มค่าอย่างต่อเนื่องจนถึงค่า ๆ หนึ่งที่สูงเกินไป จนทำให้ได้ปริมาณผลลัพธ์ที่ได้ไม่คุ้มค่ากับพลังงานที่สูญเสียในการให้ความร้อนแก่ของเหลวที่อยู่ในหม้อต้มกลั่น

ข้อดีของการกลั่นแบบครั้ง

ทำให้ได้ผลลัพธ์จากการกลั่นมากกว่าหนึ่งผลลัพธ์ ซึ่งสามารถนำไปใช้ในการกลั่นของผสมที่มีสารหลายชนิด โดยจะได้ผลลัพธ์หลายผลลัพธ์ที่มีความบริสุทธิ์ของสารต่าง ๆ ตามความต้องการ

ญ. สามารถควบคุมโดยใช้ระบบอัตโนมัติและทำงานแบบต่อเนื่องได้

ข้อเสีย

ก. ขนาดของอนุภาคที่ใช้ต้องไม่ใหญ่และเล็กเกินไป ควรมีขนาดระหว่าง 1 ไมโครเมตร ถึง 2.5 นิ้ว และควรมีขนาดที่สม่ำเสมอไม่แตกต่างกันมากนัก ควรมีขนาดไม่แตกต่างจากทรงกลมมากนัก

ข. เนื่องจากเป็นการสัมผัสกันอย่างรวดเร็ว บางครั้งเม็ดของแข็งมีช่วงเวลาอยู่ในเขตสั้นเกินไป ทำให้เม็ดของแข็งที่มีคุณสมบัติทางกายภาพไม่ตรงตามข้อกำหนด

ค. การทำงานมีข้อจำกัด เพราะถ้าให้ความเร็วของการไหลสูงเกินไป เม็ดของแข็งก็จะออกจากเขตพร้อมของไหล

ง. เกิดการสิ้นเปลืองของหอกทดลองหรือเกิดการกัดกร่อนเนื่องจากเม็ดของแข็งมากกระทบกับผนังหอกทดลอง

จ. เม็ดของแข็งไม่ควรที่จะเกาะติดกันเป็นก้อนใหญ่มากเกินไป

2.3.3.7 เครื่องอบแห้งแบบการเกิดฟอง (foam-mat dryer)

สำหรับเทคนิคนี้นิยมใช้ในการทำผลไม้ผง เช่น น้ำส้ม น้ำมะเขือเทศ น้ำองุ่น เป็นต้น

หลักการ ทำให้น้ำผลไม้เกิดเป็นฟองเล็ก ๆ โดยการใส่สารช่วยทำให้เกิดฟอง (foaming agent) แล้วนำน้ำผลไม้ที่ขึ้นฟองไปใส่ในตัวกลางหรือสายพานที่มีการให้ความร้อน น้ำจะระเหยออกไปอย่างรวดเร็ว ได้ผลิตภัณฑ์ที่มีความชื้นต่ำมาก อาจเหลือเพียง 1 %

เครื่องมือที่ใช้มี 2 แบบ คือ การทำงานแบบสายพาน (belt dryer operating) และการทำงานแบบถาด (tray dryer operating) โดยมีขั้นตอนการทำงานดังนี้ การเตรียมอาหารเหลว การทำให้เกิดฟอง การอบแห้ง การคัดและทำให้ผลิตภัณฑ์มีความหนาแน่นมากขึ้น

บทที่ 3

หลักการออกแบบอุปกรณ์ปฏิบัติการ เฉพาะหน่วย

โรงงานต้นแบบในการผลิต CMC ประกอบด้วยอุปกรณ์ในหน่วยปฏิบัติการต่างๆ ตามที่กล่าวมาแล้วในบทที่ 2 คือ เครื่องปฏิกรณ์เคมี เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน เครื่องอบแห้ง และหอกลั่น ดังนั้นแนวทางในการวิจัยนี้จึงศึกษาวิธีการเลือกอุปกรณ์ในหน่วยปฏิบัติการ และการออกแบบขั้นต้น เพื่อใช้ในการประเมินราคาของอุปกรณ์ต่อไป

3.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมี

3.1.1 การเลือกใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมี

ในการเลือกใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมีแบบใดนั้นจะต้องพิจารณาปัจจัยต่าง ๆ ดังนี้

- ก. ชนิดของเครื่องปฏิกรณ์เคมี ต้องทำความเข้าใจอย่างดีว่า มีข้อดี ข้อเสีย และมีความเหมาะสมกับปฏิกิริยานั้นอย่างไร
- ข. ขนาดของกำลังการผลิตที่วางไว้ ซึ่งต้องพิจารณาว่าทำงานเป็นแบบครั้งหรือต่อเนื่อง
- ค. ราคาค่าใช้จ่ายหรือต้นทุนของเครื่องปฏิกรณ์เคมีและการปฏิบัติงาน
- ง. ความปลอดภัยในด้านการใช้งาน ซึ่งต้องทราบคุณสมบัติของเครื่องปฏิกรณ์เคมีและปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นเป็นอย่างดี
- จ. ความเสถียรและความยืดหยุ่นของเครื่องปฏิกรณ์เคมีในการใช้งาน
- ฉ. อายุการใช้งานของเครื่องปฏิกรณ์เคมีและของโครงการ
- ช. ระยะเวลาที่คาดว่าจะใช้ผลิตสารผลิตภัณฑ์แต่ละชนิด ซึ่งอาจมีการเปลี่ยน

ชนิดเป็นไปตามความต้องการของตลาด

ข. ความยากง่ายในการปรับปรุง คัดแปลง เครื่องปฏิกรณ์เคมีเพื่อใช้งานแบบอื่น ๆ

ฉ. นิยามทางด้านเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการทั้งหมดเป็นสำคัญ

3.2 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

3.2.1 การเลือกใช้เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

ปัจจัยหลักที่ใช้พิจารณาในการเลือกเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน มีดังนี้

1. องค์ประกอบและสภาพของของผสมที่ทำการแยก

ดูว่าของผสมที่ต้องการแยกประกอบด้วยอะไรบ้าง เช่น ของแข็งกับของเหลว ของเหลวกับของเหลว หรือเป็นของเหลว 2 ชนิดกับของแข็ง และอยู่ในสภาพใด ผสมกัน ได้หรือไม่ คือเป็นสารแขวนลอย อิมัลชัน ฯลฯ ถ้าของผสมเป็นสารที่สามารถละลาย เป็นเนื้อเดียวกันได้ เราก็ไม่สามารถแยกองค์ประกอบโดยใช้เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนได้

2. ขนาดอนุภาค

ขนาดอนุภาคที่ต้องการแยกเป็นปัจจัยสำคัญในการเลือกอย่างหนึ่ง เนื่องจากมีความเกี่ยวข้องกับสัมพัทธ์กับองค์ประกอบอื่น ๆ ด้วย คือ ความเร็วรอบของการหมุน แรงหนีศูนย์กลาง รัศมีของการหมุน

3. ความเร็วรอบที่ใช้ในการหมุนของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

เป็นผลมาจากขนาดของอนุภาค เนื่องจาก ถ้าต้องการแยกอนุภาคที่มีขนาดเล็กมาก ก็ต้องใช้ความเร็วรอบในการหมุนสูงเพื่อช่วยให้การตกตะกอนดีขึ้น แต่ถ้าเป็นอนุภาคที่ไม่เล็กมาก ความเร็วรอบที่ใช้จึงไม่ต้องสูงนัก เนื่องจากไม่จำเป็นและอาจทำให้สิ้นเปลืองโดยเปล่าประโยชน์

4. ขนาดของแรงหนีศูนย์กลาง

เช่นเดียวกับความเร็วรอบของการหมุน

5. รัศมีของการหมุนด้วยแรงหนีศูนย์กลาง

เช่นเดียวกับกรณีของความเร็วรอบที่ใช้ในการหมุน เนื่องจากรัศมีเป็นองค์ประกอบในการหาความเร็วรอบของการหมุน

6. พื้นที่ที่ใช้การเหวี่ยงหรือพื้นที่ผิวสัมผัส

ถ้ามีพื้นที่มากก็จะทำให้เกิดการแยกตกตะกอนของอนุภาคได้ดีขึ้น

7. ความหนาแน่นของของผสมแต่ละชนิด

ถ้าในของผสม 2 ชนิด อีกรวมความหนาแน่นแตกต่างกันมากเท่าไรก็จะทำให้การแยกโดยใช้เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนมีประสิทธิภาพดียิ่งขึ้น

8. ความสามารถในการทำงาน

คือ ความจุของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนชนิดนั้น ๆ ซึ่งมีทั้งความจุของเหลวและความจุของแข็งที่เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนสามารถทำงานได้

9. ลักษณะการจ่ายสารที่แยกได้

สารที่ทำการแยกได้มีทั้งที่เป็นของแข็งและของเหลว ลักษณะการจ่ายสารที่แยกแล้วว่าเป็นแบบต่อเนื่อง หรือไม่ต่อเนื่อง เป็นอีกองค์ประกอบหนึ่งที่จะช่วยให้เราทำการเลือกเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนได้ดีขึ้น

10. การล้างสารที่แยกได้แล้ว

เนื่องจากการล้างเป็นวิธีหนึ่งที่ทำให้สารที่แยกได้มีความบริสุทธิ์ยิ่งขึ้น และเครื่องเหวี่ยงบางชนิดก็ไม่สามารถทำการล้างตะกอนได้

3.3 อุปกรณ์อบแห้ง

ปัจจัยหลักที่ควรพิจารณาในการเลือกประเภทเครื่องอบแห้ง มีดังนี้

1. คุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของวัสดุที่ทำการอบแห้ง ตลอดจนระยะเวลา

เวลาก่อนและหลังการอบ

2. สภาพของวัสดุ

- ก. ขนาดของอนุภาค
- ข. รูปร่างหรือลักษณะของวัสดุอบแห้ง (slurry, sludge, sheet)
- ค. ความหนืดของวัสดุขึ้น
- ง. สภาพของเหลวในวัสดุ
- จ. อัตราส่วนความชื้นในวัสดุ
- ฉ. ความหนาแน่นของวัสดุ
- ช. ความแข็ง **สี** ลักษณะการกระจายตัวของวัสดุ

3. ลักษณะเฉพาะการอบแห้งของวัสดุ

- ก. อัตราการอบแห้ง
- ข. การหดตัวของวัสดุขณะอบแห้ง
- 4. คุณภาพของวัสดุหลังอบแห้ง
- 5. ปริมาณที่จะอบแห้ง
- 6. แหล่งความร้อนและกำลังงานที่สามารถใช้ประโยชน์
- 7. ค่าใช้จ่ายของอุปกรณ์และค่าใช้จ่ายในการเดินเครื่อง

3.3.1 ขั้นตอนการเลือกประเภทเครื่องอบแห้ง

ในการเลือกประเภทของเครื่องอบแห้ง ควรดำเนินการตามขั้นตอนดังต่อไปนี้

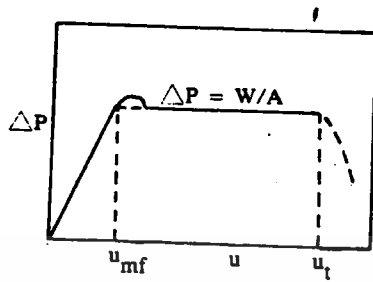
1. พิจารณาเลือกเครื่องอบแห้งที่เห็นว่าเหมาะสมที่สุด จากข้อมูลที่มีอยู่ประมาณ 2-3 ชนิด
2. พิจารณาเปรียบเทียบความสามารถในการผลิต และราคาของเครื่องอบแห้งประเภทต่าง ๆ
3. ทำการทดลองอบแห้งในชุดทดลองของเครื่องอบแห้งที่ได้คัดเลือกไว้ เพื่อกำหนดเงื่อนไขการอบแห้งที่เหมาะสมที่สุด และยืนยันคุณภาพหลังการอบแห้ง

4. กำหนดขนาดที่ต้องใช้ของเครื่องอบแห้ง โดยอาศัยเงื่อนไขการอบแห้ง ที่ได้คัดเลือกไว้

การอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด เปรียบเสมือนให้วัสดุถูกกวนหรือถูกทำให้เคลื่อน
ที่มีลักษณะคล้ายของเหลว กล่าวคือ มีการหมุนเวียนของอนุภาคของของแข็งและลมร้อน
ได้ดี ทำให้ของแข็งมีพื้นที่ที่จะสัมผัสกับลมร้อนได้เต็มที่ ซึ่งในการพิจารณาเพื่อความสะ
ดวก เราจำเป็นที่จะต้องตั้งสมมติฐานขึ้นมา ดังนี้

- ก. ให้เกิดการผสมกันอย่างสมบูรณ์ในแนวตั้ง
- ข. ไม่คำนึงถึงการกระจายของอัตราส่วนความชื้น หรือการกระจายของ
อุณหภูมิในชั้นวัสดุ
- ค. การไหลของอากาศถือว่าการไหลแบบลูกสูบ
- ง. การไหลของวัสดุระหว่างจุดป้อนเข้า และจุดออก ประมาณได้เป็นการ
ไหลแบบลูกสูบ
- จ. ปริมาณความชื้นถูกระเหยไปในช่วงการระเหยจากผิววัสดุ ในช่วงนี้
อุณหภูมิของวัสดุจะยังคงเท่ากับอุณหภูมิกะเปาะเปือกของลมร้อน
- ฉ. ช่วงการอบแห้งที่ช้าลง เป็นเพียงการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุก่อนออกจาก
เครื่องอบแห้ง

ในการอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด พิจารณาได้ว่า น้ำหนักของวัสดุขึ้นถุก้ำจุน
โดยก๊าซที่ไหลผ่านเข้าไป เมื่อเราให้ความเร็วของลมร้อนไหลผ่านชั้นวัสดุ มีค่าสูงกว่า
ความเร็วต่ำสุด (U_{mf}) ที่จะเกิด fluidization แต่น้อยกว่าความเร็วสุดท้าย (U_c)
จะสัมพันธ์กับความดันลด (ΔP) สามารถแสดงได้ดังรูปที่ 3.1



รูปที่ 3.1 ความสัมพันธ์ระหว่างผลลดความดันกับความเร็วก๊าซใน fluidized bed

จากรูปพิจารณาได้ว่า

ก. เมื่อเพิ่มความเร็วของลมร้อนจนถึงจุด ๆ หนึ่ง คือ U_{mf} พบว่า ΔP เพิ่มขึ้นมาก หรือไม่เพิ่มเลย

ข. เมื่อ $U > U_{mf}$ จะเกิดการเปลี่ยนแปลงในคอลัมน์โดยอนุภาคเริ่มขยับตัว

ค. เมื่อเพิ่ม U มากขึ้นอีก อนุภาคเริ่มมีการเคลื่อนที่เร็วมากขึ้น แต่ ΔP คง

ง. เมื่อ $U = U_t$ เริ่มมีอนุภาคไหลออกมาจากคอลัมน์และ ΔP เริ่มลดลง ในช่วงที่ความเร็วของลมร้อนสูงกว่าความเร็วต่ำสุด และต่ำกว่าความเร็วสูงสุดของการเกิด fluidization จะได้

$$\begin{aligned} \text{แรงที่ใช้ยกอนุภาคให้ลอยขึ้น} &= \text{น้ำหนักของอนุภาค} \\ \Delta P &= \frac{w'}{A} \\ &= (L/\rho_s)(g/g_c) \quad \text{-----(3.1)} \end{aligned}$$

เมื่อ ΔP = ผลลดความดัน, กิโลกรัม/ตร.ม. หรือ มิลลิเมตรของน้ำ

w' = มวลของชั้นวัสดุ, กิโลกรัม

A = พื้นที่หน้าตัดของ fluidized bed, ตร.ม.

L = ความสูงของชั้นวัสดุในเวลาอยู่หนึ่ง ๆ, เมตร

g = อัตราเร่งภายใต้แรงดึงดูดโลก, 9.8 เมตร/วินาที²

g_c = ตัวคูณสำหรับแปรหน่วย , 4.8 กิโลกรัม-เมตร/กิโลกรัมของแรง-วินาที²

ρ_c = ความหนาแน่นปรากฏของชั้นวัสดุ, กิโลกรัม/ลบ.ม.

3.3.2 การคำนวณความเร็วต่ำสุด และความเร็วสุดท้ายของลมร้อน

การคำนวณหา U_{mf} และ U_f สามารถกระทำได้ดังนี้

เมื่อ
$$U_{mf} = (d_p^2 / 180) (\rho_c - \rho_g) (g / \mu_g) v_{mf}^3 / (1 - v_{mf}) \quad \text{---(3.2)}$$

d_p = เส้นผ่าศูนย์กลางของทรงกลม, เมตร

ρ_c, ρ_g = ความหนาแน่นของของแข็งและก๊าซตามลำดับ, กิโลกรัม/ตร.ม.

μ_g = ความหนืดของก๊าซ, กิโลกรัม/เมตร-วินาที

v_{mf} = อัตราส่วนช่องว่างที่ความเร็วต่ำสุดของการเกิดฟลูอิดไรส์เบด, ไรท์หน่วย

ส่วนค่า U_f หาได้จาก

$$U_f = \frac{g(\rho_c - \rho_g) d_p^2}{18 \mu_g} \quad \text{---(3.3)}$$

เมื่อ $d_p U_f \rho_c / \mu_g = \text{Re} < 2$

$$U_f = \left\{ \frac{4}{225} (\rho_c - \rho_g)^2 \frac{g^2}{\mu_g \rho_c} \right\}^{1/3} d_p \quad \text{---(3.4)}$$

เมื่อ $2 < \text{Re} < 500$

$$U_f = \left\{ \frac{3g(\rho_c - \rho_g)}{18} \right\}^{1/2} d_p \quad \text{---(3.5)}$$

เมื่อ $\text{Re} > 500$

โดยทั่วไป U_{mf} มีค่าประมาณ 0.06-0.12 เท่าของ U_f

U มักจะเลือกมีค่าประมาณ 3-8 เท่าของ U_{mf}

ในการอบแห้งแบบนี้จะมีการสัมพันธ์กัน ระหว่างความร้อนกับวัสดุขึ้นอย่างทั่วถึง

ดังนั้นค่าของสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน ระหว่างลมร้อนกับวัสดุขึ้น หาได้จาก

1. กรณีการระเหยจากผิววัสดุ

$$N_u = h' d_p / \mathcal{C}_p' = 4 \cdot 10^{-3} Re^{1.5} \quad \text{----- (3.6)}$$

เมื่อ $10 Re = d_p U_p \rho_p / \mu_p' < 100$

$N_u =$ ตัวเลขนัสเซิลต์, ไร้หน่วย

$Re =$ ตัวเลขเรย์โนลด์ส์, ไร้หน่วย

$\mathcal{C}_p' =$ การนำความร้อนของก๊าซ, กิโลจูล/ชั่วโมง-เมตร- องศาเซลเซียส

2. กรณีการเพิ่มอุณหภูมิให้กับวัสดุ

$$N_u = 0.03 Re^{1.3} \quad \text{----- (3.7)}$$

เมื่อ $0.1 < Re < 100$

สำหรับอนุภาคทรงกลมค่าของ a (ตร.ม./ลบ.ม. โดยปริมาตร) หาได้จาก

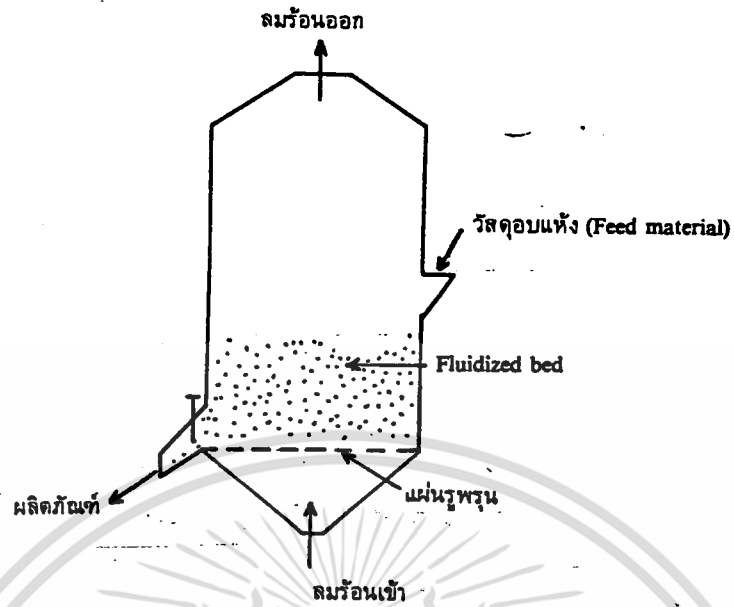
$$a = 6(1 - \nu_p) / d_p$$

จากการนำค่า h'_a ที่ได้จากการทดลอง กับ h'_a จากการคำนวณมาเปรียบเทียบกัน พบว่า

$$\begin{aligned} (h'_{a \text{ ทดลอง}} / h'_{a \text{ คำนวณ}}) &= 1 && \text{เมื่อ } d_p > 1 \text{ มม.} \\ &= 0.5 && \text{เมื่อ } d_p = 0.5 \text{ มม.} \\ &= 0.2 && \text{เมื่อ } d_p = 0.3 \text{ มม.} \\ &= 1/12 && \text{เมื่อ } d_p = 0.1 \text{ มม.} \end{aligned}$$

3.3.3 เวลาที่ต้องใช้สำหรับเครื่องอบแห้งไม่ต่อเนื่องแบบฟลูอิดไคซ์เบด

สำหรับเครื่องอบแห้งที่ประกอบด้วยถังทรงกระบอกเดี่ยว

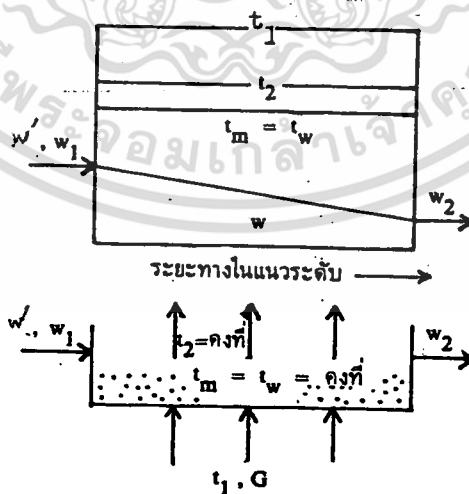


รูปที่ 3.2 เครื่องอบแห้งฟลูอิดไรซ์เบดแบบถังทรงกระบอกเตี้ย

ในการใช้เครื่องอบแห้งแบบนี้ เราจะกำหนดมวลของวัสดุอบแห้ง, w' (กิโลกรัม) เมื่อเลือกความสูงของวัสดุขึ้น L (เมตร) ในเครื่องอบแห้งได้ สามารถที่จะหาพื้นที่ด้านล่าง A (ตร.ม.) ได้ และเวลาที่ใช้ในการอบแห้ง Θ (s) ทั้งหมดได้

1. เวลาที่ต้องใช้สำหรับการระเหยจากผิววัสดุ, Θ นิยามความ

สัมพันธ์ดังรูปที่ 3.3



รูปที่ 3.3 ช่วงการระเหยจากผิววัสดุ (การผสมของวัสดุเป็นไปอย่างทั่วถึง)

จากรูปจะได้

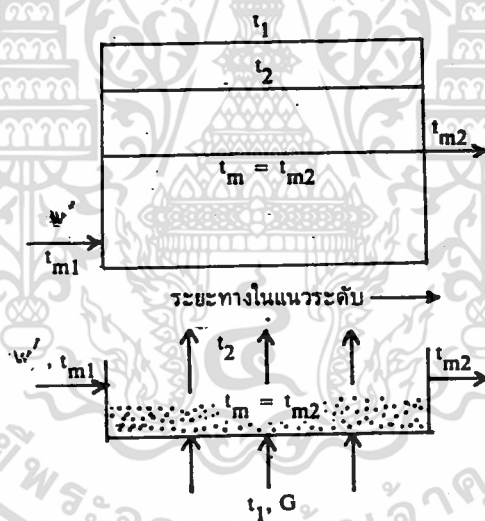
$$w'(w_1 - w_2) r_w = GC_{H1} (t_1 - t_w) (1 - e^{-h'_{aL}/gc H1}) A\theta_x \quad \text{----- (3.8)}$$

เมื่อ w_1, w_2 = เป็นความชื้นของวัสดุที่ทางเข้าและทางออกตามลำดับ, %
 G = ความเร็วเชิงมวลของลมร้อน (U_r), กิโลกรัมอากาศแห้ง / ชั่วโมง-ตร.ม.

t_1, t_w = อุณหภูมิของลมร้อนที่ทางเข้าและของวัสดุขึ้น ตามลำดับ, องศาเซลเซียส

C_{H1} = ความร้อนจำเพาะขึ้นที่ทางเข้า, กิโลจูล/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส

2. เวลาที่ต้องใช้สำหรับช่วงการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุ, t_h หาได้จาก



รูปที่ 3.4 ช่วงการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุ

$$w' C_u \ln[(t_1 - t_{m1}) / (t_1 - t_{m2})] = GC_{H1} (1 - e^{-h'_{aL}/gc H1}) A\theta_h \quad \text{----- (3.9)}$$

เมื่อ t_{m1}, t_{m2} = อุณหภูมิของวัสดุขึ้นที่ทางเข้าและทางออกตามลำดับ
 C_u = ความร้อนจำเพาะของวัสดุไร้ความชื้น, กิโลคาลอรี/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส

หา t_{m2} ได้จาก

$$\frac{(t_1 - t_{m2})}{(t_1 - t_{m1})} = \frac{[r_w W'_d - C_w (t_1 - t_w)]}{(W'_d / W'_c) W'_c r'_w / C'_s [1 - \alpha_w]}$$

$$r_w W'_c - C_w (t_1 - t_w)$$

----- (3.10)

เมื่อ $t_{m1} = t_w$

ดังนั้น เวลาทั้งหมดที่ใช้ในการอบแห้ง

$$\theta_{(s)} = \theta_x + \theta_k$$

----- (3.11)

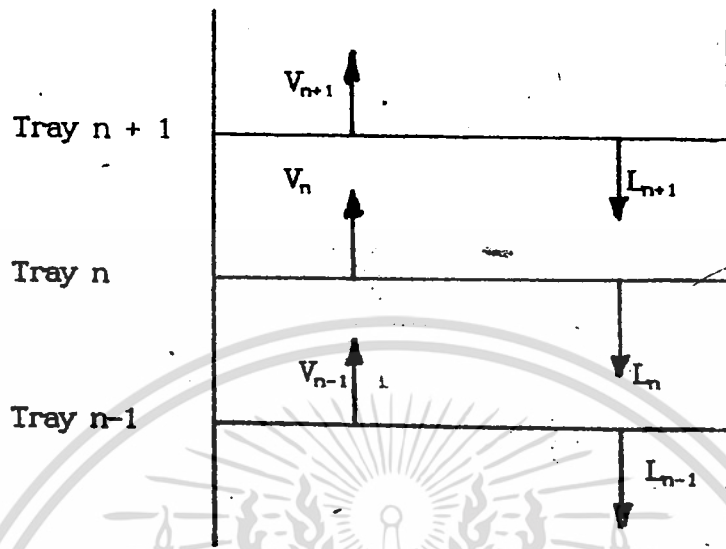
3.4 การกลั่น

3.4.1 การคำนวณเกี่ยวกับการกลั่นแบบ rectification สำหรับสารผสม 2 ชนิด

จะเป็นการคำนวณที่เกี่ยวกับจำนวนชั้นตอนสมดุล หรือจำนวนถาด (trays) ที่ต้องใช้สำหรับของผสมที่ต้องการความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ที่ได้ การคำนวณ reflux ratio และตำแหน่งที่ควรจะป้อนของผสมเข้าสู่หอกลั่น

การคำนวณเหล่านี้จะต้องทราบข้อมูลเกี่ยวกับสมดุลระหว่างของเหลว และไอ และยังต้องพิจารณาเรื่อง สมดุลมวลสาร (material balance) และสมดุลพลังงาน (energy balance)

เมื่อพิจารณาสมดุลมวลสารในแต่ละชั้นตอนสมดุล ได้ดังรูปที่ 3.5



รูปที่ 3.5 สมดุลมวลสารในแต่ละชั้นตอมสมดุล

เมื่อพิจารณาส่วนของคอลัมน์ จากรูป จะเห็นว่า ถาด ที่ n (n คือตัวเลขจำนวนเต็มใด ๆ) จะมี 4 ส่วน เข้ามาเกี่ยวข้อง

2 ส่วนแรก คือ ของเหลว L_{n+1} จาก ถาด $n+1$ และไอ B_{n+1} จาก ถาด $n-1$

2 ส่วนหลัง คือ ของเหลว L_n ที่ออกจาก ถาด n และไอ B_n ที่ออกจาก ถาด n

หน้าที่หลักของแต่ละถาด คือ ทำให้ของเหลวและไอที่เข้าสู่ถาด นั้นๆ มีการผสมกันอย่างทั่วถึง เพื่อที่จะทำให้ไอและของเหลวที่ออกจากถาดสมดุลกัน

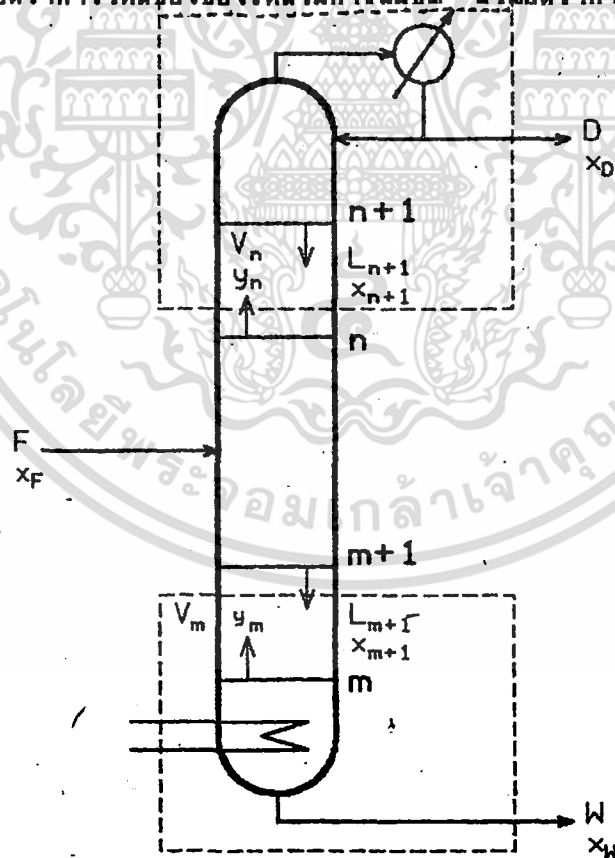
ถ้าให้ Y_n คือความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในไอ B_n และ X_n คือ ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายในของเหลว L_n ถ้า B_n และ L_n อยู่ในสมดุลกัน นั่นคือจุด (X_n, Y_n) ใน แผนภาพจุดเดือด (distribution diagram) จะอยู่บนเส้นโค้งสมดุล (equilibrium curve) ดังนั้นถ้าทราบค่า X_n หรือ Y_n ค่าใดค่าหนึ่งก็สามารถหาค่า Y_n หรือ X_n ได้

ขณะที่ไอและของเหลวผสมกันอยู่ในถาด จะมีการควบแน่นของไอบางส่วนและการกลายเป็นไอของของเหลวบางส่วนที่เกิดขึ้นพร้อม ๆ กัน ความร้อนที่ต้องใช้ในการทำให้ของเหลวกลายเป็นไอบางส่วนนี้ มาจากความร้อนที่ได้จากการที่ไอควบแน่นกลายเป็นของเหลว ด้วยเหตุนี้จึงทำให้ปริมาณการไหลของของเหลวหรือไอจะไม่เปลี่ยนแปลงมากนัก ตลอดความสูงหอกลิ้น นั่นคือ

$$L_{n+1} \approx L_n \approx L_{n-1} \approx L$$

$$B_{n+1} \approx B_n \approx B_{n-1} \approx B$$

ในบางครั้งสมมติฐานดังกล่าวอาจไม่เป็นความจริง ซึ่งอาจมาจากสาเหตุ ความร้อนที่ได้จากการควบแน่นของไอลำจำนวน 1 โมล ไม่เพียงพอที่จะทำให้ของเหลว 1 โมล กลายเป็นไอได้ และเกิดการสูญเสียความร้อนที่เกิดขึ้นระหว่างการผสมกันของของเหลว และไอ หรือมีการสูญเสียความร้อนให้กับบรรยากาศรอบ ๆ หอกลิ้นได้ จากสาเหตุดังกล่าว ทำให้อัตราการไหลของของเหลวมีค่าเพิ่มขึ้น ส่วนอัตราการไหลของไอจะลดลง



รูปที่ 3.6 การทำงานของหอกลิ้นที่มีของผสม 2 ชนิด

จากรูป แสดงการทำงานของหอกลั่นที่มีของผสม 2 ชนิด เข้าสู่หอกลั่นใน
 อัตรာ F มีความเข้มข้นของสารระเหยง่ายเท่ากับ X_F ผลิตภัณฑ์ที่ได้ส่วนบนมีความ
 เข้มข้นของสารระเหยง่าย เท่ากับ X_D ในอัตรာ D ผลิตภัณฑ์ที่ได้ตอนล่าง มีความ
 เข้มข้น X_W ในอัตรာ W ไอที่ออกทางตอนบนของหอกลั่นจะถูกส่งผ่านเข้าสู่หอควบ
 แฉน หลังจากนั้นบางส่วนจะถูกแยกกลับเข้าไปในหอกลั่นที่เรียกว่า "reflux ratio"

พิจารณาสมดุลมวลสารที่เข้าและออก จากบริเวณเส้นปะตอนบนของหอกลั่น
 จะได้

$$B_n = L_{n+1} + D \quad \text{-----}(3.12)$$

ถ้าพิจารณาเฉพาะสารระเหยง่ายที่เข้าและออกจาบริเวณนี้

หรือ
$$Y_n B_n = L_{n+1} X_{n+1} + D X_D$$

$$Y_n = (L_{n+1}/B_n) X_{n+1} + (D/B_n) X_D \quad \text{-----}(3.13)$$

จากสมมติฐานที่ว่า อัตรากาโรลของของเหลวและไอน้ำค่าคงที่ตลอด จะได้

$$Y_n = (L/B) X_{n+1} + (D/B) X_D \quad \text{-----}(3.14)$$

สมการที่ (3.14) เป็นสมการของเส้นปฏิบัติการ ส่วนที่เพิ่มความเข้มข้น
 ของสารระเหยง่ายที่เรียกว่า "enriching section" ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง
 ความเข้มข้นของของเหลวที่ออกจาก ถาด $n+1$ และความเข้มข้นของไอที่ออกจาก ถาด n
 เนื่องจาก L, B, D, X_D มีค่าคงที่ ดังนั้นสมการที่ (3.14) มีความชัน L/B
 ตัดแกน Y เท่ากับ $(D/B) X_D$

พิจารณาสมดุลมวลสารที่เข้าและออก จากบริเวณเส้นปะตอนล่างจะได้

$$L_{m+1} = B_m + W \quad \text{-----}(3.15)$$

เมื่อพิจารณาเฉพาะสารระเหยง่ายที่เข้าและออกบริเวณนี้

หรือ
$$Y_m B_m = L_{m+1} X_{m+1} - W X_W$$

$$Y_m = (L_{m+1}/B_m) X_{m+1} - (W/B_m) X_W \quad \text{-----}(3.16)$$

จากสมมติฐานที่ว่าอัตรากาโรลของเหลวและไอน้ำค่าคงที่ตลอด

$$Y_m = (L'/B') X_{m+1} - (W/B') X_W \quad \text{-----}(3.17)$$

เมื่อ L', B' = อัตราการไหลของของเหลว และไอ ในส่วนล่างของทอกกลั่น
 จากสมการที่ (3.17) ได้สมการเส้นปฏิบัติการในช่วงไล่สารระเหยง่าย

3.4.2 การคำนวณจำนวนถาด (trays) ในทอกกลั่นโดยวิธี McCABE-THIELE

การคำนวณจำนวนถาดโดยอาศัยการสร้างกราฟ เร็วกว่าวิธีนี้ว่า วิธี McCABE-THIELE เป็นการใช้เส้นปฏิบัติการในส่วนของ ช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย และ ส่วนของช่วงไล่ความเข้มข้นของสารระเหยง่าย พร้อมข้อมูลสมดุล ก็สามารถหาจำนวนถาดของทอกกลั่นได้

แต่การสร้างเส้นปฏิบัติการจำเป็นต้องทราบจุด โดยเฉพาะจุดปลายของเส้นปฏิบัติการอย่างน้อย 1 จุด วิธีการหาจุดปลายของเส้นปฏิบัติการทั้งสอง ทำได้โดยสร้างเส้นทะแยงมุม (45 องศา) ได้สมการเส้นทะแยงมุม คือ $x = y$ และหาจุดตัดระหว่างเส้นปฏิบัติการทั้งสองกับเส้นทะแยงมุม จุดตัดที่ได้จะเป็นจุดเริ่มต้นของเส้นปฏิบัติการ

การหาจุดตัดทั้งสองจะพิจารณาจาก ที่จุดตัดนี้ ค่า $x = y$ ดังนั้นเมื่อแทนค่า $x = y$ ลงในสมการเส้นปฏิบัติการทั้งสอง ก็จะได้จุดตัดระหว่างเส้นปฏิบัติการและเส้นทะแยงมุม ซึ่งเมื่อพิจารณาความสัมพันธ์ดังกล่าวจะได้ดังนี้

จากสมการเส้นปฏิบัติการในส่วนของช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย

$$Y_n = (L/B)X_{n+1} + (D/B)X_D$$

ถ้าให้ $X_{n+1} = X_D$ จะได้

$$\begin{aligned} Y_n &= (L/B)X_D + (D/B)X_D \\ &= [(L + D)/B]X_D \end{aligned}$$

จากสมดุลมวลสาร รอบเครื่องควบแน่น $B = L + D$

$$Y_n = X_D \quad \text{-----(3.18)}$$

นี่คือจุดตัดระหว่างเส้นปฏิบัติการ ในส่วนของช่วงไล่ความเข้มข้นของสาร-

ระเหยง่าย กับเส้นทะแยงมุม มีค่า = X_u

เมื่อทราบจุดเริ่มต้นของเส้นปฏิบัติการทั้ง 2 เส้น สามารถที่จะสร้างเส้นปฏิบัติการทั้งสองเส้นได้ ถ้ารู้ค่า L, B, L', B' ซึ่งค่าเหล่านี้จะกำหนดให้อยู่ในรูปอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ (reflux ratio) ทั้งส่วนบนและส่วนล่างของหอกลั่น นั่นคือ ต้องรู้ค่า L/D และ B/W ซึ่งสามารถหาได้โดยอาศัยสมการมวลสารรอบทั้งส่วนบนและส่วนล่างของหอกลั่น

จากสมการมวลสารในส่วนเครื่องควบแน่น (condenser)

$$B = L + D$$

ดังนั้นสามารถที่จะกระจายเพื่อหาค่าความชื้นของเส้นปฏิบัติการ ในส่วนช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ได้ดังนี้

$$L/B = L/(L+D) = (L/D)/[(L/D) + 1] \quad \text{----- (3.19)}$$

ในทำนองเดียวกัน สำหรับสมการมวลสารรอบหม้อต้มซ้ำ (reboiler)

$$L' - B' = W$$

สามารถที่จะหาความชื้นของเส้นปฏิบัติการในส่วนของช่วงไล่ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายได้ดังนี้

$$L'/B' = (B' + W)/B' = [(B'/W) + 1]/(B'/W) \quad \text{----- (3.20)}$$

สมการที่ (3.19), (3.20) ใช้ได้เมื่อ อัตราการไหลของไอและของเหลวในของทั้งสองส่วนคงที่

ในทางปฏิบัติสามารถหาค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนรอบ (reflux ratio) ได้เฉพาะในส่วนของช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่ายเท่านั้น ไม่สามารถที่จะหาอัตราส่วนการป้อนเวียนรอบในส่วนของช่วงไล่ความเข้มข้นของสารระเหยง่ายได้ ดังนั้น การสร้างเส้นปฏิบัติการในส่วนนี้ สามารถกระทำได้โดย ต้องรู้ภาวะของสารป้อนก่อนที่จะเข้าสู่หอกลั่น มีภาวะเช่นใด ก็จะได้จุดตัดของเส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย กับ เส้นแสดงภาวะของจุดป้อน ซึ่งจุดตัดนี้ ก็คือจุดปลายอีกจุดหนึ่งของเส้นปฏิบัติการทั้งสอง

การหาเส้นแสดงภาวะจุดป้อน เพื่อหาจุดตัดของเส้นปฏิบัติการสามารถกระทำ
ได้ดังนี้

1. ให้ค่า X_{n+1} และ Y_n ของสมการเส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่ายเท่ากับ X_{n+1} และ Y_n ของสมการเส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงไล่ความเข้มข้นของสารระเหยง่าย

นั่นคือ ที่จุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้งสองเส้นจะพบว่า

$$X_{n+1} = X_{n+1} = X_1 \quad \text{และ} \quad Y_n = Y_n = Y_1$$

2. นำค่าที่จุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้งสองไปแทนค่าสมการ ในส่วนของช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย และ ส่วนของช่วงไล่ความเข้มข้นของสารระเหยง่าย แล้วนำสมการทั้งสองมาลบกัน จะได้ผลลัพธ์ดังนี้

$$(B'-B)Y_1 = (L'-L)X_1 - BX_w - DX_D \quad \text{----- (3.21)}$$

3. แทนค่า $FX_F = WX_w + DX_D$; $B' = L' - W$ และ $B = L + D$ ลงสมการที่ (3.21) จะได้

$$(L-W-L-D)Y_1 = (L'-L)X_1 - FX_F \quad \text{----- (3.22)}$$

4. เนื่องจาก $F = w+d$ จัดสมการที่ (3.22) ให้อยู่ในรูปที่ง่ายขึ้นดังนี้

$$\{[(L'-L)/f] - 1\} Y_1 = [(L'-L)/F]X_1 - X_F$$

หรือ $Y_1 = [i/(i-1)]X_1 - X_F/(i-1) \quad \text{----- (3.23)}$

เมื่อ $i = (L'-L)/F$

สมการที่ (3.23) เป็นสมการที่แสดงทางเดินของภาวะสาขป้อน ซึ่งจะแสดงจุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้ง 2 เส้น จะเรียกสมการนี้ว่า สมการเส้น $i(i\text{-line})$ ซึ่งเป็นสมการเส้นตรง เพราะค่า L, L', F คงที่ไม่เปลี่ยนแปลงตามเวลา

กำหนดให้จุดเริ่มต้นของสมการ i อยู่บนเส้นทะแยงมุม ดังนี้

$$X_1 = Y_1 \quad \text{จากสมการที่ (3.23) จะได้}$$

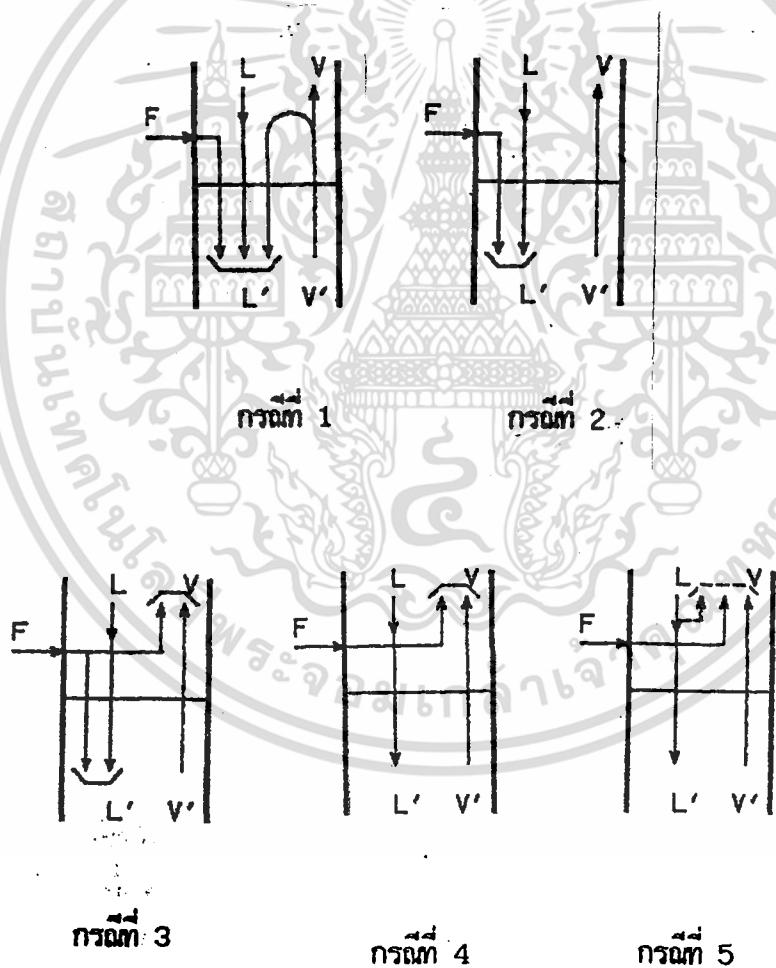
$$X_1(i-1) = iX_1 - X_F$$

หรือ $X_1 = X_F = Y_1$

โดยทั่วไป ภาวะของของผสมก่อนที่จะเข้าสู่หอกลั่น สามารถแบ่งได้ 5 กรณี ดังต่อไปนี้

1. เป็นของเหลวอุณหภูมิต่ำกว่าจุดเดือด (cold liquid)
2. เป็นของเหลวที่จุดเดือด (liquid at boiling point)
3. เป็นของผสมระหว่างของเหลวและไอ (partially vaporized)
4. เป็นไอที่จุดกลั่นตัว (saturated vapour)
5. เป็นไอที่อุณหภูมิสูงกว่าจุดกลั่นตัว (superheated vapour)

พิจารณาได้ดังรูปต่อไปนี้



รูปที่ 3.8 ภาวะของของผสมก่อนเข้าสู่หอกลั่น

กรณีที่ 1 ของผสมเป็นของเหลวอุณหภูมิต่ำกว่าจุดเดือด

ไอบางส่วนจะควบแน่นเป็นของเหลวมากกว่าปกติ ความร้อนที่ได้จากการควบแน่นของไอน้ำจะทำให้ของผสมที่เข้ามามีอุณหภูมิสูงขึ้นจนถึงจุดเดือด

ดังนั้น อัตราการไหลของของเหลวในส่วน ช่วงไล่ความเข้มข้นของสารระเหยง่าย L มีค่ามาก ส่วนอัตราการไหลของไอน้ำในส่วนช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย จะมีค่าน้อยลง ดังนั้น

$$L' = L + F + \text{บางส่วนของ } B'$$

ทำให้ได้สมการ i ดังนี้

$$i = \{ (L + F + \text{บางส่วนของ } B' - L) / F \} > 1$$

ดังนั้นความชื้นของสมการเส้น $i = i / (i - 1)$ จะเป็นบวก

กรณีที่ 2 ของผสมเป็นของเหลวที่จุดเดือด

ไอน้ำมีการควบแน่นมากกว่าปกติ เป็นผลทำให้อัตราการไหลของไอน้ำไม่เปลี่ยนแปลง ส่วนอัตราการไหลของของเหลว ในส่วนช่วงไล่ความเข้มข้นสารระเหยง่าย มีค่าเท่ากับ อัตราการไหลของของผสมที่ถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่น นั่นคือ

$$L' = L + F \quad \text{และ}$$

$$i = (L + F - L) / F = 1$$

ดังนั้น ความชื้นของสมการ $i = i / (i - 1) = \infty$

กรณีที่ 3 เป็นของผสมระหว่างของเหลวและไอ

ของผสมที่เข้ามาจะมีทั้งของเหลวและไอน้ำปนกันอยู่ ส่วนที่เป็นของเหลวก็จะรวมกับของเหลว L ส่วนที่เป็นไอน้ำก็จะรวมกับไอ B' ดังนั้น

$$L' = L + \text{บางส่วนของ } F \text{ ที่เป็นของเหลว}$$

$$i = \{ L + \text{บางส่วนของ } F - L \} / F$$

ทำให้ได้ ค่าของ i จะมีค่าอยู่ระหว่าง 0-1

ดังนั้น ความชันของสมการ $i = i/(i-1)$ จึงเป็นลบ

กรณีที่ 4 ของผสมเป็นไอที่จุดกลับตัว

เป็นผลให้ของผสมที่เข้ามาทั้งหมดจะรวมกับของเหลวที่มีอยู่ นั่นคือ

$$B = B' + F \quad \text{และ} \quad L = L'$$

$$\text{ดังนั้น} \quad i = (L' - L)/F = 0$$

ความชันของสมการ $i = i/(i-1) = 0$

กรณีที่ 5 ของผสมเป็นไอที่มีอุณหภูมิสูงกว่าจุดกลับตัว

กรณีนี้ของเหลวจะกลายเป็นไอบางส่วนมากกว่าปกติ เป็นผลทำให้ไอของของผสมที่เข้ามามีอุณหภูมิต่ำลงถึงจุดกลับตัว ดังนั้นไอในส่วนในช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่ายจะประกอบด้วยไอจากส่วนช่วงไล่ความเข้มข้นสารระเหยง่าย และไอที่เกิดจากของเหลว L บางส่วนกลายเป็นไอ

ดังนั้น $L' =$ บางส่วนของสาย L

$$i = \{ (L' - L)/F \} < 0$$

ความชันของสมการ $i = i/(i-1)$ เป็นบวก

เมื่อได้ความชันที่จุดเริ่มต้น (F) ของสมการ i แล้ว ก็สามารถลากเส้นตรง i ได้ เนื่องจากเส้น i เป็นทางเดินของจุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้ง 2 เส้น ทำให้จุดเริ่มต้นของเส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงไล่ความเข้มข้นสารระเหยง่าย เริ่มจากจุดที่เส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ตัดกับเส้น i ลากเส้นตรงเชื่อมไปยังจุด X_u ก็จะได้เส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงไล่ความเข้มข้นของสารระเหยง่าย เมื่อสร้างเส้นปฏิบัติการทั้ง 2 ได้ และทราบข้อมูลสมดุลก็สามารถหาจำนวนภาคได้ โดยการลากเส้นแบบขั้นบันได ระหว่างเส้นปฏิบัติการทั้งสองและข้อมูลสมดุล โดยลากจากจุด X_u หรือ X_o ก่อนก็ได้ จำนวนภาคที่ต้องการจะเท่ากับจำนวนขั้นบันไดทั้งหมด ระหว่างจุด X_u และ X_o ปล่อยด้วยหนึ่ง

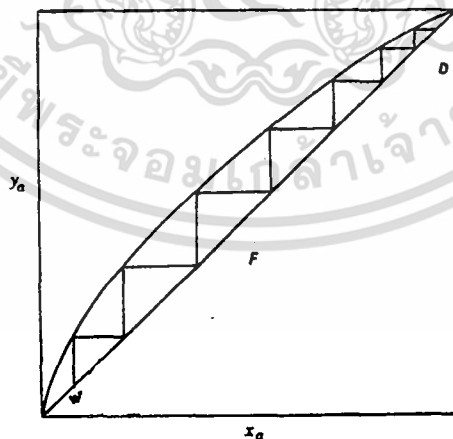
3.4.3 การหาอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ (reflux ratio)

ค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ เป็นค่าที่สามารถปรับได้ตามต้องการ ค่านี้จะสัมพันธ์กับความชันของเส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย คือ L/B ดังสมการ

$$L/B = (L/D) / [(L/D)+1]$$

3.4.4 จำนวนถาดหรือจำนวนขั้น (trays) ที่น้อยที่สุด

ถ้าลดปริมาณ D ลง ค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับเพิ่มขึ้น ทำให้ค่า L/D เพิ่มขึ้น ทำให้เส้นปฏิบัติการในส่วนเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ลอกห่างจากเส้นข้อมูลสมดุลมากขึ้น พบว่าจำนวนขั้นที่ต้องการจะน้อยลง และถ้าลด D ลงจนเท่ากับ D (ไม่มีผลิตภัณฑ์ส่วนบน) จะทำให้ค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ มีค่าเป็นอนันต์ นั่นคือ $L/V = 1$ เป็นผลให้เส้นปฏิบัติการในส่วนเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ช้อนทับกับเส้นทะแยงมุม (45 องศา)พอดี จะได้จำนวนขั้นน้อยที่สุด พิจารณาดังรูปที่ 3.9

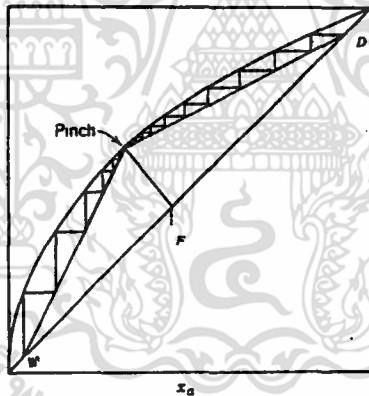


รูปที่ 3.9 การหาจำนวนขั้นที่น้อยที่สุด

3.4.5 การหาค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด

ถ้าลดอัตราการป้อนเวียนกลับ ความชันของเส้นปฏิบัติการส่วนเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ลดลง นั่นคือจะเข้าใกล้เส้นโค้งสมดุลมากขึ้น จำนวนขั้นที่ต้องการก็จะมากขึ้นด้วย เมื่อลดค่าอัตราส่วนการป้อนกลับถึงค่าหนึ่ง ๆ ทำให้จุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้งสองอยู่บนเส้นโค้งสมดุลพอดี ในกรณีนี้ไม่สามารถลากเส้นแบบขั้นบันไดผ่านจุดตัดได้ ทำให้จำนวนขั้นที่ต้องการมีค่าเป็นอนันต์ และจะได้ค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับนี้ เป็นค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด

ค่าอัตราส่วนการป้อนกลับที่ใช้ในทางปฏิบัติทั่ว ๆ ไป จะใช้ค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ อยู่ในช่วง 1.1-1.3 ของค่าต่ำที่สุด สามารถแสดงการหาค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับที่น้อยที่สุด ได้ดังรูปที่ 3.10



รูปที่ 3.10 การหาค่าอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด

อัตราส่วนการป้อนเวียนกลับที่น้อยที่สุด สามารถหาได้จากสูตร

$$(\text{reflux ratio})_{\min} = (X_D - Y_c) / (Y_c - X_c)$$

เมื่อ X_c, Y_c คือ ตำแหน่งจุดตัดของเส้นปฏิบัติการทั้งสองที่อยู่บนเส้นโค้งพอดี

3.4.6 การหาเส้นผ่านศูนย์กลางของหอกลั่น

ภายในหอกลั่น ถ้าความเร็วของไอน้ำมากเกินไปจะเกิดปรากฏการณ์ที่เรียกว่า การหลุดติดของของเหลว (entrainment) ความเร็วของไอน้ำจึงต้องมีขีดจำกัด ความเร็วอันนี้จะเรียกว่า ความเร็วยินยอมของไอน้ำ (vapour allowable speed) คำนวณได้จากสมการดังนี้

$$B_m = K \sqrt{[(\rho_L - \rho_G) / \rho_G]}$$

เมื่อ B_m = ความเร็วยินยอมของไอน้ำ, เมตร/วินาที

ρ_L = ความหนาแน่นของของเหลวที่อุณหภูมิเฉลี่ยในหอกลั่น, กิโลกรัม/ลบ.ม.

ρ_G = ความหนาแน่นของไอน้ำที่อุณหภูมิเฉลี่ยในหอกลั่น, กิโลกรัม/ลบ.ม.

K = ค่าคงที่อย่างง่าย, เมตร/วินาที

เมื่อทราบความเร็วยินยอมของไอน้ำแล้ว สามารถที่จะหาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของหอได้จากสมการ

$$d_p = 0.149 \sqrt{[(T)(B) / (760)(B_m)]}$$

เมื่อ d_p = เส้นผ่านศูนย์กลางของหอ, เมตร

T = อุณหภูมิเฉลี่ยภายในหอกลั่น, เคลวิน

B = ความเร็วของไอน้ำที่ออกทางส่วนบนของหอกลั่น, กิโลเมตร/ชั่วโมง

บทที่ 4

การดำเนินงานวิจัย

การดำเนินการวิจัยนี้ ประกอบด้วย การออกแบบกระบวนการผลิต การหาค่าคุณสมบัติพื้นฐานในการออกแบบอุปกรณ์แห้ง และการคำนวณหาขนาดของอุปกรณ์ในการผลิต CMC

4.1 การออกแบบกระบวนการผลิต

จากกระบวนการผลิต CMC ได้เลือกใช้วิธีเฟสทรานส์เฟอร์คะตะลิสต์พบว่าเทคนิคนี้สามารถช่วยลดระยะเวลาในการเกิดปฏิกิริยาลงได้ นอกจากนี้ยังช่วยแก้ปัญหาของการเลือกตัวทำละลายที่ใช้ในการผลิตอีกด้วย สาเหตุที่ CMC ไม่สามารถเตรียมได้โดยใช้ตัวทำละลายปกติเนื่องมาจากสารตั้งต้นที่ใช้ในการเตรียม ได้แก่โซเดียมไฮดรอกไซด์นั้นสามารถละลายได้ดีในตัวทำละลายมีขั้ว เช่น น้ำ ส่วนกรดคลอโรอะซิติกละลายได้ดีในแอลกอฮอล์ ทำให้สารทั้งสองอยู่ต่างวิภาคกัน การทำปฏิกิริยาจะเกิดได้ไม่ดี ปัญหาดังกล่าวนี้จึงทำให้การเลือกใช้เทคนิคนี้เหมาะสมในการเตรียม CMC

จากกระบวนการผลิตที่ได้ทำการออกแบบประกอบไปด้วยอุปกรณ์ทางเคมีต่างๆ สามารถแสดงได้ดังรูปที่ 5.1 (บทที่ 5)

4.2 การหาค่าคุณสมบัติพื้นฐาน เพื่อใช้ในการออกแบบเครื่องอบแห้ง

4.2.1 สารเคมีและเครื่องมือ

ก. สารเคมี

1. CMC เกรดการค้า โดยความอนุเคราะห์จาก บริษัท ลีเวอร์บราเธอร์ (ประเทศไทย) จำกัด
2. ไฮโปโซฟานอล เกรดการค้า บริษัท เจที เบคเกอร์ เคมีคัล จำกัด

ข. เครื่องมือ

1. เครื่องอบแห้งแบบถาด ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้า ธนบุรี(สงข.)
2. เครื่องแยกขนาดอนุภาค(ตะแกรงร่อน) ขนาด 20,30,40,50,60,70, 80,100 เมช และถาดรอง
3. เทอร์โมมิเตอร์ ช่วงอุณหภูมิระหว่าง 0 - 100 องศาเซลเซียส จำนวน 4 อัน
4. เครื่องชั่งน้ำหนัก ทศนิยม 3 ตำแหน่ง ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สงข.
5. เครื่องกรองสุญญากาศ ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สงข.
6. เครื่องวัดความเร็วลม ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สงข.
7. เครื่องแก้วต่างๆ ที่มีความจำเป็นต้องใช้ในห้องปฏิบัติการได้แก่ บีกเกอร์ หลอดแก้ว เป็นต้น

4.3 การคำนวณและหาขนาดของอุปกรณ์

4.3.1 การออกแบบเครื่องปฏิกรณ์เคมี

ทำการศึกษาข้อมูล การเลือกชนิดของเครื่องปฏิกรณ์เคมี ดังรายละเอียดและได้ผลจากการศึกษาแสดงในหัวข้อที่ 5.1.2

4.3.2 การออกแบบเครื่องเหวี่ยงแยก

ทำการศึกษาข้อมูล การเลือกชนิดของเครื่องเหวี่ยงแยก ดังรายละเอียดและได้ผลจากการศึกษาแสดงในหัวข้อที่ 5.1.3

4.3.3 การคำนวณและหาขนาดของอุปกรณ์อบแห้ง

ทำการศึกษาข้อมูล การเลือกชนิดของเครื่องอบแห้งและศึกษาตัวแปรที่ใช้ในการคำนวณดังต่อไปนี้

ก. การคำนวณแผนภูมิอากาศชื้นสำหรับไอโซไทรพทานอล

รายละเอียดแสดงดังภาคผนวก ก.

ข. การหาขนาดของอุปกรณ์อบแห้ง

เป็นการศึกษาหาตัวแปรเบื้องต้นที่ได้จากการทดลอง เช่น ขนาดของเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของ CMC และการวิเคราะห์ปริมาณความชื้นใน CMC

จากนั้นทำการคำนวณหาขนาดของอุปกรณ์อบแห้งตามสูตรที่กำหนด

4.3.4 การคำนวณและหาขนาดของหอกลั่น

ทำการศึกษาข้อมูลถึงลักษณะ ของหอกลั่นที่ต้องการและศึกษาตัวแปรที่ใช้ในการคำนวณหาขนาดของหอกลั่น

จากนั้นทำการคำนวณหาขนาดของหอกลั่นตามสูตรที่กำหนด

4.4 การเขียนโปรแกรมคอมพิวเตอร์เพื่อช่วยในการคำนวณ

ในการใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์เพื่อช่วยในการคำนวณ ใช้โปรแกรมภาษา
ปาสคาล ช่วยในการคำนวณเรื่องต่อไปนี้

4.4.1 การวิเคราะห์แผนภูมิอากาศขึ้นสำหรับไอโซโทรพานอล

ทำการศึกษาข้อมูลของอากาศขึ้นสำหรับไอโซโทรพานอล และเขียนโปรแกรม
เพื่อช่วยในการคำนวณ ดังรายละเอียดในภาคผนวก ก.

4.4.2 การประเมินราคาของอุปกรณ์

ทำการศึกษาข้อมูลของการคิดราคาอุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิต CNC และเขียน
โปรแกรมเพื่อช่วยในการคำนวณ ดังรายละเอียดในภาคผนวก ค.

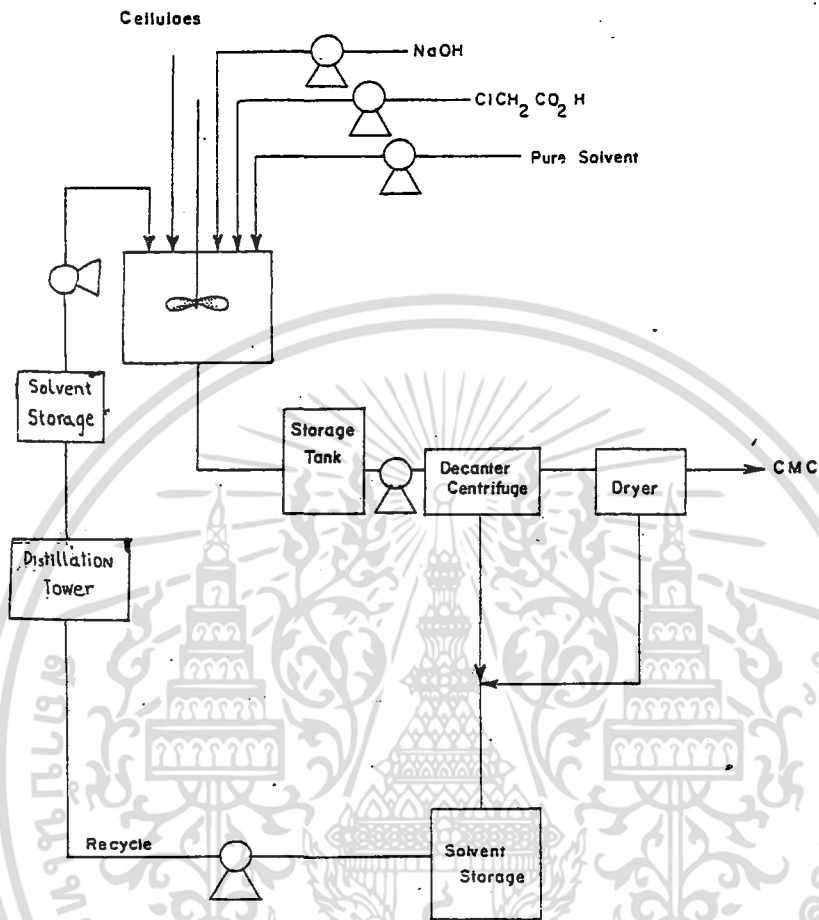
บทที่ 5

ผลการดำเนินงานวิจัย

จากการศึกษาในด้านทฤษฎีและแนวทางในการออกแบบกระบวนการผลิต CMC รวมถึงอุปกรณ์ต่าง ๆ ที่ใช้ในกระบวนการผลิต สามารถแสดงผลได้ดังต่อไปนี้

5.1 การออกแบบกระบวนการผลิต CMC

ในกระบวนการผลิต CMC มีขั้นตอนการผลิตโดยเริ่มจากใส่สารตั้งต้น ได้แก่ เซลลูโลส ไฮโดรไฟรพานอล กรดคลอโรอะซิติก และโซเดียมไฮดรอกไซด์ ลงในเครื่องปฏิกรณ์เคมีผสมกันจนปฏิกิริยาเกิดสมบูรณ์ ถ้ำของผสมลงในถังเก็บที่มีใบพัดกวน จากนั้นสูบลมของผสมเข้าเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนเพื่อแยกส่วนที่เป็นของแข็งและของเหลวออกจากกัน ส่วนที่เป็นของแข็งจะถูกผ่านเข้าเครื่องอบแห้งให้ได้ CMC ออกมา สำหรับส่วนที่เป็นของเหลวจะถูกผ่านเข้าหอกลิ้น ทำให้ได้ไฮโดรไฟรพานอลที่บริสุทธิ์กลับมาใช้ในกระบวนการผลิตต่อไป ดังรูปที่ 5.1



รูปที่ 5.1 แผนภาพกระบวนการผลิต CMC

จากกระบวนการผลิตที่ออกแบบมาแล้วนี้ ในการดำเนินการผลิตได้กำหนดระยะเวลาที่ใช้ในแต่ละขั้นตอนไว้ดังตารางที่ 5.1

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 5.1 แสดงกำหนดระยะเวลาการทำงานของอุปกรณ์ต่าง ๆ ในกระบวนการผลิต CMC

อุปกรณ์ในกระบวนการผลิต	ลักษณะการทำงาน
1. เครื่องอุปกรณ์เคมี	แบบกะ (ทุก 5 ชั่วโมง) ตลอด 24 ชั่วโมง
2. เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน	ต่อเนื่อง 9 ชั่วโมง (ภายใน 1 วัน)
3. เครื่องอบแห้ง	แบบกะ (ทุก 1 ชั่วโมง) ตลอด 9 ชั่วโมง
4. หอกลิ้น	ต่อเนื่องตลอด 24 ชั่วโมง

5.1.1 การกำหนดปริมาณของสารตั้งต้นและปริมาณของสารผลิตภัณฑ์

ในส่วนของคุณภาพของสารตั้งต้นและปริมาณของผลิตภัณฑ์ ได้อ้างอิงข้อมูลจากโครงการพิเศษเรื่อง จุลนาศาสตร์ของปฏิกิริยาการสังเคราะห์ CMC โดยใช้ Phase transfer catalyst, PTC สำหรับข้อมูลที่น่ามาอ้างอิงมีดังต่อไปนี้

ก. อัตราส่วนที่เหมาะสมของของแข็ง (เซลลูโลส) ต่อของเหลว (ไอโซโพรพานอล กรดคลอโรอะซิติก โซเดียมไฮดรอกไซด์ เข้มข้น 30 %) ที่ใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิต เท่ากับ 1 กรัม ต่อ 25 มิลลิลิตร หรือ 1 กิโลกรัม ต่อ 25 ลิตร

ข. อัตราส่วนที่เหมาะสมของของเหลวที่ใช้เป็นสารตั้งต้นในกระบวนการผลิต คือ ไอโซโพรพานอลต่อกรดคลอโรอะซิติกต่อโซเดียมไฮดรอกไซด์ 30 % เท่ากับ 8:1:1

ค. CMC ที่ผลิตได้มีค่าองศาการแทนที่ประมาณ 0.6

ง. เวลาที่ใช้ในการทำปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์เคมีประมาณ 4 ชั่วโมง

การออกแบบโรงงานต้นแบบในครั้งนี้อย่างอิงเอาเครื่องปฏิกรณ์เคมีขนาด 200 ลิตร ในอาคารฝึกงานโพลีเมอร์เป็นหลัก

จากความหนาแน่นของ CMC = 1.59 กรัม/มิลลิลิตร (กิโลกรัม/ลิตร)

ดังนั้นเมื่อกำหนดให้

Y = ปริมาณของ CMC , กิโลกรัม ในเครื่องปฏิกรณ์เคมีขนาด 200 ลิตร
จะได้

$$200 = Y[25 + (1/1.59)]$$

$$Y = 7.80 \text{ กิโลกรัม}$$

ดังนั้นเมื่อผลิต CMC ในเครื่องปฏิกรณ์เคมี 200 ลิตร 1 ครั้ง จะได้ CMC 7.80 กิโลกรัม จากลักษณะโครงสร้างโมเลกุลของเซลลูโลสและ CMC ที่มีองศาการแทนที่ = 1.0 ได้ข้อมูลดังนี้

เซลลูโลส 1 หน่วย มีน้ำหนักโมเลกุล = 162 และ CMC 1 หน่วย ที่มีองศาการแทนที่เฉลี่ย = 1.0 มีน้ำหนักโมเลกุล = 242

CMC 1 หน่วย ที่มีค่าองศาการแทนที่เฉลี่ย 1.0 มีน้ำหนักโมเลกุลเพิ่มขึ้น = 80

$$\frac{80}{162} \times 0.6 \times 162 = 80 \times 0.6 = 48$$

ดังนั้น CMC 1 หน่วย มีค่าองศาการแทนที่ 0.6 มีมวลเท่ากับ $162 + 48 = 210$

CMC ที่มีองศาการแทนที่ 0.6 ปริมาณ 7.80 กิโลกรัม ได้จากเซลลูโลส
 $= (780 \times 162) / 210 = 6.017$ กิโลกรัม

ปริมาตรของของเหลวที่ใช้ในการผลิต CMC 1 ครั้ง = $200 - (7.80 / 1.59)$
= 195 ลิตร

ปริมาตรไฮโซโพรพานอลที่ใช้ = $(8 \times 195) / 10 = 156$ ลิตร

ปริมาตรกรดคลอโรอะซิติก = $195 / 10 = 19.5$ ลิตร

ปริมาตรโซเดียมไฮดรอกไซด์ 30% = $195 / 10 = 19.5$ ลิตร

สรุปได้ว่าการผลิต CMC ใน 1 ครั้ง โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมี 200 ลิตร
ต้องใช้สารตั้งต้นปริมาณดังต่อไปนี้

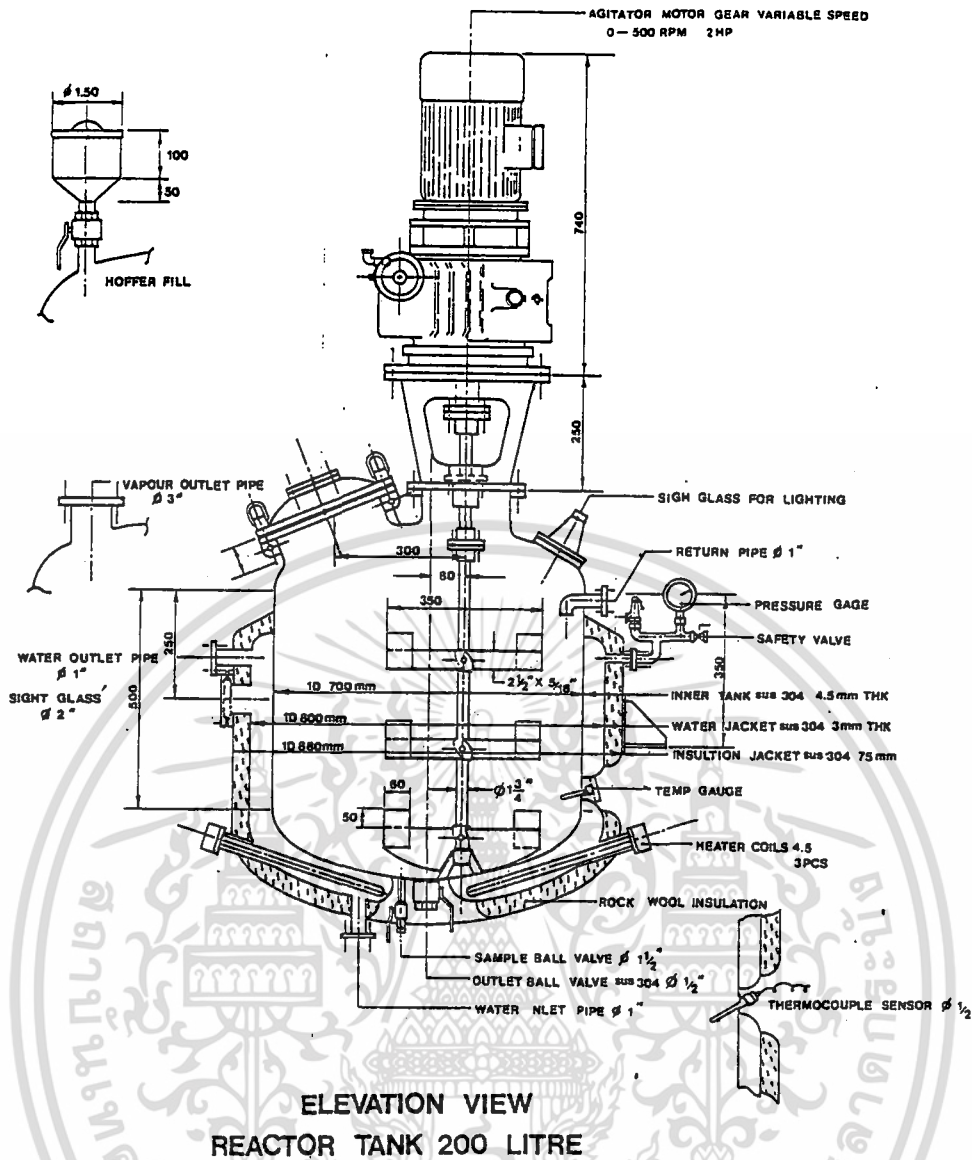
เซลลูโลส	6.017	กิโลกรัม
ไฮโซโพรพานอล	156.000	ลิตร
กรดคลอโรอะซิติก	19.500	ลิตร
โซเดียมไฮดรอกไซด์ 30%	19.500	ลิตร
ผลิตภัณฑ์ CMC	7.800	กิโลกรัม

ดังนั้น ใน 1 วัน จะได้ผลิตภัณฑ์ CMC ประมาณ 39 กิโลกรัม

5.1.2 เครื่องปฏิกรณ์เคมี

อ้างอิงจากเครื่องปฏิกรณ์เคมีในอาคารฝึกงานพอลิเมอร์ คณะวิทยาศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง มีรายละเอียดดังต่อไปนี้

- ก. ปริมาตรสำหรับการทำงาน 200 ลิตร
 - ข. ทำจาก สแตนเลส สตีล 304
 - ค. มี ใบพัดกวน แบบ paddle
 - ง. ตัวเครื่องปฏิกรณ์เคมีเป็นทรงกระบอก ส่วนหัวทั้งสองของเครื่องปฏิกรณ์
เคมีเป็นรูปทรงไข่ (เส้นผ่าศูนย์กลางด้านขวา/ด้านซ้าย = 2/1)
 - จ. แท่นวาง (platform) บันได (ladder) และ ราวจับ (handrail)
ทำจาก steel
 - ฉ. ส่วนล่างสุดของเครื่องปฏิกรณ์เคมีอยู่สูงจากพื้น 1,100 มิลลิเมตร
- ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์เคมีพิจารณาได้ ดังรูปที่ 5.2



รูปที่ 5.2 ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์เคมี

5.1.3 เครื่องเหวียงตกตะกอน

จากปัจจัยที่ใช้ในการเลือกเครื่องเหวียงตกตะกอน ทำให้สามารถเลือกชนิดของเครื่องเหวียงตกตะกอนที่เหมาะสมสำหรับใช้ในกระบวนการผลิต CMC ได้

เครื่องเหวียงตกตะกอนที่เหมาะสมในที่นี้ คือ เครื่องเหวียงตกตะกอน แบบ Solid-Bowl เนื่องจาก

ก. ของผสมที่นำมาทำการแยกมีลักษณะเป็นสารแขวนลอย แบบของเหลว กับของแข็ง

ข. สามารถแยกอนุภาคได้ถึงขนาด 1 ไมโครเมตร

ค. รัศมีของการหมุน ขนาดของแรงหนีศูนย์กลางและ ความเร็วรอบที่ใช้ในการหมุน มีความเหมาะสมดี

ง. มีความจุของของแข็งสูง

จ. ทำความสะอาดเครื่องเหวี่ยงได้ง่าย

ฉ. สามารถล้างตะกอนได้

ช. สามารถแยกของแข็งและของเหลวได้ดี แม้จะเป็นแบบไม่ต่อเนื่อง

5.1.4 อุปกรณ์อบแห้ง

สำหรับการอบแห้งที่มีอัตราการผลิตมากกว่า 100 กิโลกรัม/ชั่วโมง นิยมใช้การอบแห้งแบบต่อเนื่อง ถ้ามีอัตราการผลิตที่ต่ำกว่า 100 กิโลกรัม/ชั่วโมง นิยมใช้การผลิตแบบครั้ง ทั้งนี้ด้วยเหตุผลที่ว่า

ก. ถ้าอัตราการผลิตต่ำ ต้นทุนการผลิตจะสูงขึ้น ในกรณีที่ใช้การอบแห้งแบบต่อเนื่อง

ข. ราคาอุปกรณ์การอบแห้งแบบต่อเนื่องจะแพงกว่าแบบครั้ง

ค. ถ้าอัตราการผลิตสูง จะทำให้ต้นทุนการผลิตต่อหน่วยต่ำลง

เมื่อพิจารณาถึงความเหมาะสมในการเลือกใช้เครื่องอบแห้งแบบต่าง ๆ กับลักษณะของวัสดุที่ต้องการอบแห้ง สามารถแสดงได้ดังตารางที่ 5.2

ตารางที่ 5.2 แสดงลักษณะการเลือกใช้เครื่องอบแห้งแบบต่าง ๆ

วิธีให้ความร้อน	การป้อนวัสดุ	วัสดุอบแห้ง	สารละลาย	สเลอรี	วัสดุแบบ กาว, สลัดจ์	ผงขนาดเล็ก กว่า 100 เมช ที่ไหลได้ดี	ผลึกรูปเม็ด ของแข็งรูป เส้นใย ที่มี ขนาดโตกว่า 100 เมช	ของแข็ง ชิ้นโต ที่มีรูปร่าง พิเศษ	แผ่นยาว ต่อเนื่อง (sheet)	แผ่นไม้ ต่อเนื่อง	
			สารละลาย อำพอก เกลือ อินทรีย์, ของสกัด จากนมวัว, อิมัลชัน ของยาง เป็นต้น	สีผง, สเลอรี, สบูและ ผงซักฟอก, โซดาแอช, bentonite, ดินเหนียว	เค้กกรอง จากเครื่อง อัด, ของ ตกตะกอน เค้กกรอง จากเครื่อง เหวี่ยง แป้งมัน เป็นต้น	เค้กกรอง จากเครื่อง เหวี่ยง, สีผง, ดินเหนียว, ซีเมนต์ เป็นต้น	เส้นใยสั้น สังเคราะห์ ผลิตภัณฑ์, ผงแร่, ยาง สังเคราะห์ จีนัด ของมัน เป็นต้น	เซรามิก, อิฐ, ไม้, หมวก เป็นต้น	กระดาษ, ผ้า, กระดาษ แก้ว, แผ่น พลาสติก	แผ่นไม้อัด, แผ่นผนัง, รูปถ่าย, สิ่งพิมพ์, หนัง, แผ่นฟองน้ำ	
ให้ความร้อนด้วยลมร้อน	แบบแบตช์	แบบกล่อง, ตู้	D	D	A	A	A	A	X	A	
		แบบกล่องชนิดไหลผ่าน	X	X	C	C	C	A	X	X	
		แบบฟลูอิดไคซ์เบด	X	X	X	A	A	X	X	X	
	แบบต่อเนื่อง	แบบภาค	แบบอุโมงค์	D	D	A	A	A	A	X	A
			แบบให้ความร้อน หลายชั้น	X	X	C	A	A	X	X	X
			แบบตั้งชนิดเทอร์โบ	X	X	C	A	A	X	X	X
		แบบไหลผ่าน	แบบแบนด์	X	X	C	C	C	C	X	X
			แบบหมุนชนิดไหลผ่าน	X	X	X	C	C	X	X	X
			แบบกล่องสั้น	X	X	X	X	C	X	X	X
			แบบกรองผลึก	X	X	X	X	C	X	X	X
แบบหมุนชนิดให้ความร้อน โดยตรง	X	X	C	A	A	X	X	X			
แบบพาหะลม	X	X	C	A	A	X	X	X			
แบบพ่นฝอย	A	A	C	X	X	X	X	A	X		
แบบชัตตต่อเนื่อง	X	X	X	X	X	X	X	X	X		
แบบฟลูอิดไคซ์เบด	X	X	X	A	A	X	X	X	X		
ให้ความร้อนโดยการนำ	แบบแบตช์	แบบถาดสูญญากาศ(แซนวิช)	D	D	A	A	A	C	X	C	
		แบบกระทะแบน	C	C	A	A	A	X	X	X	
		แบบหมุนสูญญากาศ	D	C	A	A	A	X	X	X	
		แบบทรงกระบอก, ร่องกวน	X	X	A	A	A	X	X	X	
	แบบต่อเนื่อง	แบบหมุนชนิดให้ความร้อน ทางอ้อม	X	X	C	A	A	X	X	X	
		แบบทรงกระบอก, ร่องกวน	X	X	A	A	A	X	X	X	
		แบบ screw conveyor	X	X	C	A	A	X	X	X	
		แบบกล่องสั้น	X	X	X	A	A	X	X	X	
แบบดรัม	A	A	C	X	X	X	X	X	X		
แบบทรงกระบอก	X	X	X	X	X	X	X	X	C		
อื่น ๆ	แบบรังสีอินฟราเรด	B	B	B	A	A	A	A	A		
	แบบไมโครเวฟ	B	B	B	B	B	A	B	B		
	แบบคลื่นเหนือเสียง	X	X	D	B	B	D	A	A		

A : เหมาะสม B : เหมาะสมแต่ค่าใช้จ่ายแพง C : เหมาะสมภายใต้เงื่อนไขเฉพาะ D : ใช้ได้แต่ไม่เหมาะสม X : ไม่เหมาะสม

ดังนั้นในการผลิต CMC ซึ่งตั้งเป้าหมายในการผลิตไว้ประมาณ 39 กิโลกรัม ต่อวัน ซึ่งเป็นอัตราการผลิตที่น้อย ดังนั้นจึงเลือกการอบแห้งที่เป็นแบบครั้ง และจากการเลือกประเภทของเครื่องอบแห้ง เมื่อพิจารณาถึงลักษณะและรูปร่างของวัสดุ และความเหมาะสมทั้งในการขยายอุตสาหกรรมข้างหน้า เลือกใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดที่ทำงานแบบไม่ต่อเนื่อง

ในการอบแห้ง CMC โดยใช้เครื่องอบแห้งไม่ต่อเนื่องแบบฟลูอิดซ์เบด รูปทรงกระบอก เมื่อ

มวลที่อบแห้งในแต่ละครั้ง (มวลไร้ความชื้น) =	4.33 กิโลกรัม
อัตราส่วนความชื้นเริ่มต้น =	41.4 %
อัตราส่วนความชื้นวิกฤติ =	15 %
อัตราส่วนความชื้นสมดุล =	1.56 %
เส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (จากผลการทดลองในข้อ 5.2) =	0.444 มม.
ความหนาแน่นของอนุภาค =	1590 กิโลกรัม/ลบ.ม.
ความหนาแน่นของอนุภาคชื้น =	750 กิโลกรัม/ลบ.ม.
ความร้อนจำเพาะของวัสดุไร้ความชื้น (เซลลูโลส) =	0.32 กิโลคาลอรี/กก.- ^o ซ.
อุณหภูมิกระเปาะแห้งขณะอบ =	60 องศาเซลเซียส
อุณหภูมิกระเปาะเปียกขณะอบ =	30.5 องศาเซลเซียส
ความหนืดของก๊าซที่ 60 องศาเซลเซียส =	19×10^{-6} กก./ลบ.ม.-วินาที
การนำความร้อนของก๊าซที่ 60 องศาเซลเซียส =	0.0263 กิโลคาลอรี/ชม.-ม.- ^o ซ

จากแผนภูมิความชื้นของไอโซโพรพานอล พบว่าคุณสมบัติของอากาศร้อนที่ 60

องศาเซลเซียส มีความชื้นสัมบูรณ์ เท่ากับ 0.118 กิโลกรัมไอโซโพรพานอล/กิโลกรัมอากาศแห้ง ความร้อนแฝงของการระเหยที่ 30.5 องศาเซลเซียส เท่ากับ 214.55 กิโลจูล/กิโลกรัม ความร้อนจำเพาะชื้น เท่ากับ 1.1607 กิโลจูล/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส ปริมาตรจำเพาะชื้น เท่ากับ 0.8164 ลบ.ม./กิโลกรัม ความหนาแน่นของอากาศ = $(1+H)/V$ เท่ากับ 1.3703 กิโลกรัม/ลบ.ม.

ในการคำนวณจะคำนึงถึงความเร็วของก๊าซที่ไหลเข้าทางด้านล่างของเครื่องอบแห้ง ซึ่งจะต้องมากกว่าความเร็วของก๊าซที่เริ่มเกิดลักษณะฟลูอิดเซชัน แต่น้อยกว่าความเร็วสุดท้าย สามารถหาความเร็วที่เริ่มเกิดลักษณะฟลูอิดเซชันได้จากสมการที่ 3.2 เมื่อ v_{mf} หาได้จาก

$$(1590)(1 - v_{mf}) = 750$$

$$v_{mf} = 0.528$$

แทนค่า v_{mf} ลงในสมการที่ 3.2 จะได้

$$U_{mf} = \frac{(4.44 * 10^{-4})^2 (1590 - 1.3703)(9.8)(0.528)^3}{(19 * 10^{-6})(1 - 0.528)(180)}$$

$$= 0.279 \text{ เมตร/วินาที}$$

หาความเร็วสุดท้ายของการเกิดลักษณะฟลูอิดเซชันได้จากสมการที่ 3.4

$$U_s = \left\{ \frac{(4/225)(1590 - 1.3703)^2 (9.8)^2}{(19 * 10^{-6} * 1.3703)} \right\}^{1/3}$$

$$* (4.44 * 10^{-4})$$

$$= 2.44 \text{ เมตร/วินาที}$$

จากสูตร $Re = U * d_p * \rho / \mu$

ดังนั้น $Re = (2.44)(4.44 * 10^{-4})(1.3703) / (19 * 10^{-6})$ (ไร้หน่วย)

$$= 78.13 \quad (\text{ไร้หน่วย})$$

จากที่อธิบายไว้ข้างต้น ความเร็วของก๊าซสามารถให้เป็น 1 เมตร/วินาที ดังนั้น จะได้ความเร็วเชิงมวล = $(1 * 1.3703 * 3600) = 4933$ กิโลกรัม/ชั่วโมง-ตร.ม.

จากสมการที่ 3.6 เมื่อ $Re = (1)(4.4 \times 10^{-4})(1.3703)/(19 \times 10^{-6}) = 32.02$
สามารถหาสัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อนเชิงปริมาตร ได้ดังนี้

$$h(4.44 \times 10^{-4})/0.0263 = (4 \times 10^{-3})(32.02)^{1.5}$$

$$h = 42.93 \text{ กิโลจูล/ชั่วโมง-ตร.ม.-}^{\circ}\text{ซ}$$

$$\text{ส่วน } a = (6)(1-0.528)/(4.44 \times 10^{-4})$$

$$= 6378.378 \text{ ตร.ม./ลบ.ม. โดยปริมาตร}$$

$$\text{ดังนั้น } ha = 273823.784 \text{ กิโลจูล/ชั่วโมง-ลบ.ม.-}^{\circ}\text{ซ}$$

แต่ในการคำนวณดังที่อธิบายไว้ข้างต้น เมื่อ $d_p = 0.444$ จะใช้ค่า ha
ประมาณ 0.416 เท่าของที่คำนวณได้ ดังนั้น $ha = 113910.69$ กิโลจูล/ชั่วโมง-ลบ.ม.
-องศาเซลเซียส

ที่ทางออกของเครื่องอบแห้ง อุณหภูมิ (t_{m2}) ของ CMC หาได้จากสมการที่
3.10 จะได้ $t_{m2} = 55.66$ องศาเซลเซียส

ในการอบแห้ง เมื่อบรรจุที่อบแห้งแต่ละครั้ง คือ 4.33 กิโลกรัม และความ
สูงของชั้นวัสดุในเครื่องอบแห้ง เท่ากับ 0.1 เมตร ดังนั้นพื้นที่หน้าตัดของทรงกระบอกที่
ต้องใช้คือ $(4.33)/(0.1 \times 750) = 0.0577$ ตร.ม.

การคำนวณความสูงของเบดที่ขยายตัวหาได้จากความสัมพันธ์ที่ Richardson
และ Zaki [4] ซึ่งสรุปไว้ว่า ความเร็วที่เพิ่มขึ้นของก๊าซจะไปทำให้เบดขยายตัว จะ
สัมพันธ์กันแบบยกกำลัง สามารถเขียนได้ดังนี้

$$U_{me}/U_c = v_{me}''$$

เมื่อ $n =$ ค่าคงที่ที่ขึ้นอยู่กับความเร็วของก๊าซ และคุณสมบัติของเม็ดของแข็งมีค่าดังนี้

$$= 4.65 \quad \text{เมื่อ } Re_c < 0.2$$

$$= 4.4 (Re_c^{-0.03}) \quad \text{เมื่อ } 0.2 < Re_c < 1$$

$$= 4.4 (Re_c^{-0.1}) \quad \text{เมื่อ } 1 < Re_c < 500$$

$$= 2.4 \quad \text{เมื่อ } Re_u > 500$$

Re_u = Renold number ที่ความเร็วสุดท้าย

ดังนั้นที่ความเร็วสูงสุดของก๊าซ (2.44 เมตร/วินาที) จะได้ $Re_u = 78.13$
และจะได้ $n = 4.4(78.13)^{-0.1} = 2.845$ แต่ความเร็วของก๊าซที่เลือกใช้ในการ
การอบแห้งครั้งนี้คือ 1 เมตร/วินาที

$$\text{จากสมการ } U/U_c = v^n$$

$$1/2.44 = v^{2.845}$$

$$v = 0.731$$

เนื่องจากไม่ว่าเบดจะสูงเท่าใดก็ตาม ปริมาณของแห้ง CMC จะคงเดิม
ตลอดเวลา ทำให้ได้

ความสูงของเบดขณะขยายตัว

$$\frac{\text{ความสูงของเบดขณะขยายตัว}}{\text{ความสูงของเบดขณะนิ่ง}} = \frac{(1-v_c)}{(1-v)}$$

เมื่อ

$$\text{ความสูงของเบดขณะนิ่ง} = 10 \text{ เซนติเมตร}$$

$$v = 0.528$$

ดังนั้น

$$\begin{aligned} \text{ความสูงของเบดขณะขยายตัว} &= \frac{(1-0.528)(10)}{(1-0.731)} \\ &= 17.54 \text{ เซนติเมตร} \end{aligned}$$

เนื่องจากต้องมีการคิดช่องว่างทางด้านบนของเครื่องอบแห้งประมาณ 20 %
ของความสูงเบดขณะขยายตัว ทำให้ได้ความสูงของเบดที่ใช้จริง เท่ากับ 21 เซนติเมตร

เวลาที่ต้องใช้สำหรับช่วงการระเหยจากผิววัสดุ (θ_u) หาได้จากสมการที่ 3.8
จะได้ $\theta_u = 0.044$ ชั่วโมง

เวลาที่ต้องใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิของวัสดุ (θ_n) หาได้จากสมการที่ 3.9
จะได้ $\theta_n = 0.00931$ ชั่วโมง

$$\text{ดังนั้น เวลาทั้งหมดที่ต้องใช้ในการอบแห้ง} = 0.044 + 0.00931$$

$$= 0.0533 \text{ ชั่วโมง} = 3.2 \text{ นาที}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ผลลดความดันภายในเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด คือ

$$\begin{aligned}\Delta P &= (0.1)(750)(g/g_c) \\ &= 75 \text{ กิโลกรัม/ตร.ม.} \\ &= 75 \text{ มิลลิเมตรของน้ำ}\end{aligned}$$

ดังนั้น ในการอบแห้งแบบไม่ต่อเนื่องของเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดรูปทรงกระบอก จะมีพื้นที่หน้าตัด เท่ากับ 0.0577 ตร.ม. มีความสูงของเบด เท่ากับ 0.21 เมตร เวลาที่ต้องใช้ในการอบแห้ง เท่ากับ 3.2 นาที

5.1.5 หอกลับ

ในการกลั่นสารผสมระหว่างไอโซโพรพานอล-น้ำ พบว่า สารผสมก่อนที่จะเข้าสู่หอกลับประกอบไปด้วย ไอโซโพรพานอล 54.5 โมลเปอร์เซ็นต์ ที่เหลือเป็นน้ำ 45.5 โมลเปอร์เซ็นต์ [ภาคผนวก ข.] นำสารผสมนี้มากลั่นเพื่อให้ได้ผลิตภัณฑ์ส่วนบน ที่มีไอโซโพรพานอล 65 โมลเปอร์เซ็นต์ และมีผลิตภัณฑ์ส่วนล่าง ที่มีไอโซโพรพานอลไม่สูงกว่า 10 โมลเปอร์เซ็นต์ สารผสมระหว่างไอโซโพรพานอล-น้ำ ถูกทำให้ร้อนจนถึงจุดเดือดก่อนจะเข้าสู่หอกลับ ไอที่เกิดขึ้นทางตอนบนของหอกลับถูกควบแน่นในเครื่องควบแน่นจนกลายเป็นของเหลวหมด ในการกลั่นนี้ใช้อัตราส่วนของของเหลวที่ไหลกลับเข้าสู่หอกลับต่อผลิตภัณฑ์ที่ออกทางส่วนบน (reflux ratio) เท่ากับ 0.65 [ภาคผนวก ข.]

เมื่อสารผสมเข้าสู่หอกลับในอัตรา 0.8795 กิโลโมล/ชั่วโมง

จากสมดุลมวลสารของไอโซโพรพานอลรอบหอกลับ

$$\begin{aligned}(X_F)(F) &= (X_D)(D) + (X_W)(W) \\ (0.545)(0.8795) &= (0.65)D + (0.1)(0.8745-D)\end{aligned}$$

$$D = 0.7116 \text{ กิโลโมล/ชั่วโมง}$$

$$W = 0.1674 \text{ กิโลโมล/ชั่วโมง}$$

$$\text{เมื่อ อัตราส่วนป้อนกลับ (L/D) = 0.65}$$

ดังนั้น $L = (0.65)(0.7116) = 0.4625$ กิโลโมล/ชั่วโมง

จากสมดุลมวลสารรอบเครื่องควบแน่น $B = L + D$

ดังนั้น

$$B = 0.4625 + 0.7116$$

$$= 1.1741 \text{ กิโลโมล/ชั่วโมง}$$

ดังนั้น สมการของเส้นปฏิบัติการในส่วนช่วงเพิ่มความเข้มข้นสารระเหยง่าย

ดังสมการ

$$Y_n = (L/B)(X_{n+1}) + (0.7116/1.1741)(0.65)$$

ดังนั้นจะได้

$$Y_n = (0.4625/1.1741)(X_{n+1}) + (0.7116/1.1741)(0.65)$$

$$Y_n = 0.394(X_{n+1}) + 0.394 \text{ -----(A)}$$

เนื่องจากสารที่ผสมเข้าสู่หอกลั่นอยู่ในสภาวะที่เป็นของเหลวที่จุดเดือดพอดี ดังนั้นเมื่อสารผสมเข้าไปในหอกลั่นแล้ว จะไปผสมกับของเหลวที่ไหลลงมาจากถาด (tray) ล่างสุดของช่วงเพิ่มความเข้มข้นสารระเหยง่าย แล้วไหลลงมาข้างล่าง

$$\text{จาก } L = L + F = 0.4625 + 0.8795$$

$$= 1.342 \text{ กิโลโมล/ชั่วโมง}$$

อัตราการไหลของไอที่ออกจากช่วงไล่สารระเหยง่าย ไปยังช่วงเพิ่มความเข้มข้นของสารระเหยง่าย ไม่มีการเปลี่ยนแปลง นั่นคือ $B = B = 1.1741$ กิโลโมล/ชั่วโมง ดังนั้นสมการของเส้นปฏิบัติการในส่วนของช่วงไล่สารระเหยง่าย ซึ่งก็คือ

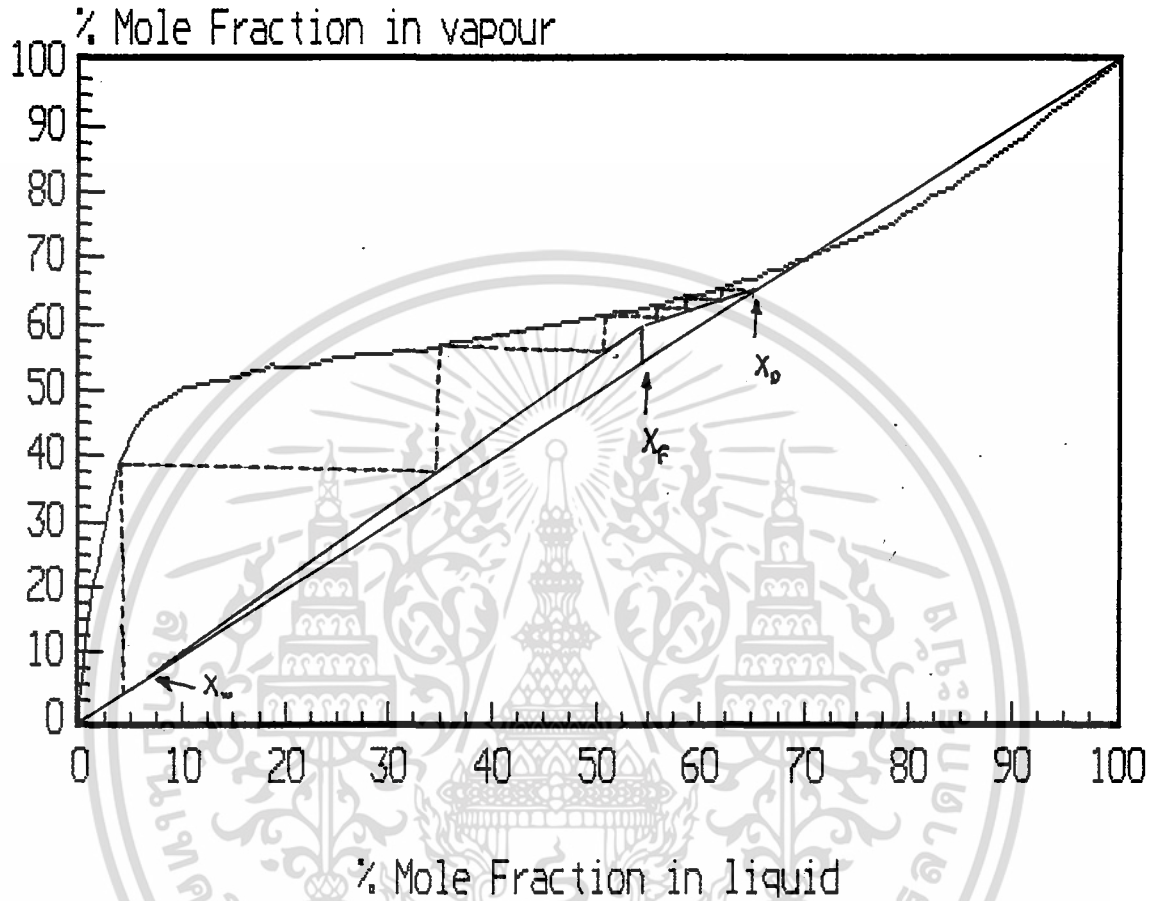
$$Y_m = (L'/B')X_{m+1} - (W/B')X_w$$

$$Y_m = (1.342/1.1741)X_{m+1} - (0.1679/1.1741)*0.1$$

$$Y_m = 1.143X_{m+1} - 0.0143 \text{ -----(B)}$$

จากสมการ (A), (B) ไปเขียนกราฟข้อมูลสมดุล ได้ดังรูปที่ 5.3

McCABE-THIELE Diagram for Isopropanal-Water

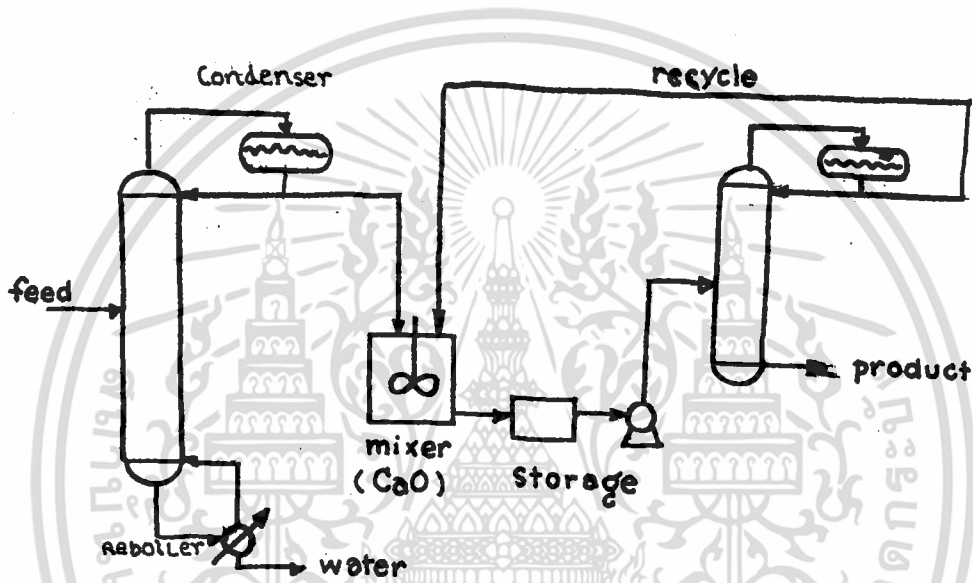


รูปที่ 5.3 การหาจำนวนชั้น(ถาด)โดยวิธี McCABE-THIELE

หมายเหตุ กราฟข้อมูลสมดุลแสดงได้ตั้งภาคผนวก ง. [5]

จากรูป เมื่อเริ่มต้นจากจุด x_D ลากเส้นแบบขั้นบันไดไปตามลำดับ จะได้จำนวนชั้นตอนสมดุล (tray) เท่ากับ 6 ฉะนั้น จำนวนชั้นตอนสมดุลจริง ๆ ที่ต้องการคือ $6-1 = 5$ โดยที่ผลิตภัณฑ์ด้านล่างมีความเข้มข้นประมาณ 8 โมลเปอร์เซ็นต์ ซึ่งไม่สูงกว่า 10 โมลเปอร์เซ็นต์

ในการกลั่นแบบปกติไอโซโพรพานอลและน้ำไม่สามารถกลั่นแยกออกจากกันได้ เนื่องจากไอโซโพรพานอล และน้ำมีสัดส่วนเชิงโมลในสภาวะของเหลว เท่ากับสัดส่วนเชิงโมลในสภาวะไอ จึงต้องมีการเติมสารบางตัวเข้าไป คือ แคลเซียมออกไซด์ (CaO) เข้าไปในขณะที่ทำการกลั่นเพื่อช่วยให้การกลั่นไอโซโพรพานอลและจุดเดือดที่คงที่ (azeotrope) ออกไป และสามารถกลั่นแยกต่อไปเกือบบริสุทธิ์ 100% สามารถแสดงลักษณะรูปแบบการกลั่นแบบแอซีโตรีอโทรระหว่างไอโซโพรพานอลและน้ำได้ดังรูปที่ 5.4

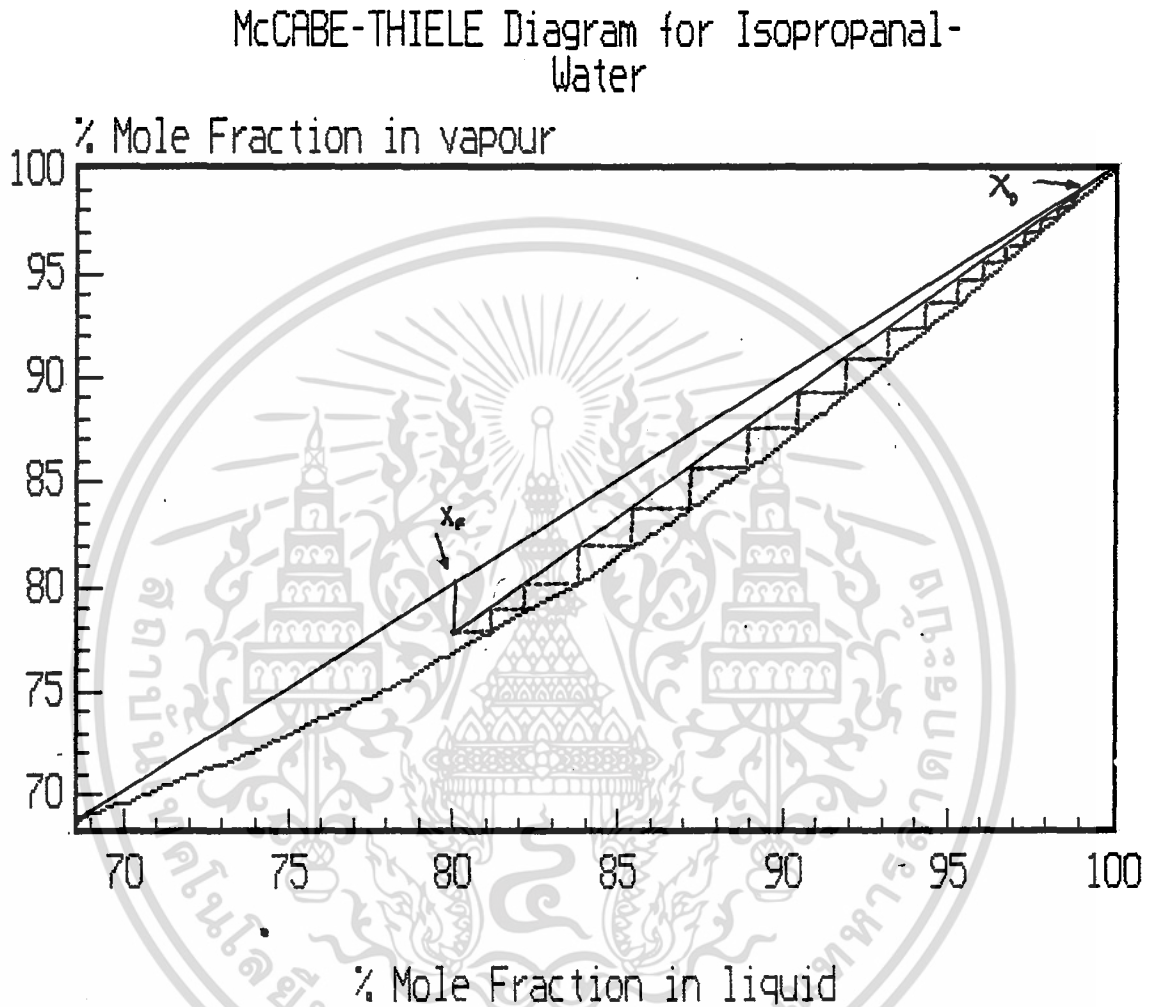


รูปที่ 5.4 แสดงการกลั่นแบบแอซีโตรีอโทรสำหรับแยกน้ำออกจากไอโซโพรพานอล

เมื่อทำการใส่แคลเซียมออกไซด์เข้าไป สมมติให้ได้สัดส่วนเชิงโมลของไอโซโพรพานอลเพิ่มขึ้นเป็น 80% และเมื่อทำการกลั่นแยกต่อไปจะได้ผลิตภัณฑ์ของไอโซโพรพานอล 99% ในการกลั่นนี้ยังคงใช้อัตราส่วนของของเหลวที่ไหลกลับเข้าสู่หอกลั่นต่อผลิตภัณฑ์ที่ออกทางส่วนบน เท่ากับ 0.65 และยังคงใช้สภาวะในการกลั่นเหมือนเดิม

เมื่อสร้างเส้นปฏิบัติการในช่วงไล่สารระเหยง่าย และทำการลากเส้นแบบขั้นบันไดไปตามเส้นปฏิบัติการและเส้นโค้งสมดุล จะได้จำนวนขั้นทอนสมดุล เท่ากับ 17 ดัง

นั้นจำนวนขั้นตอนสมดุลจริง ๆ ที่ต้องการคือ $17-1 = 16$ ทำให้ได้ผลิตภัณฑ์ของไอโซโพรพานอลที่บริสุทธิ์ถึง 99% ตามต้องการ สามารถแสดงการหาขั้นตอนสมดุลได้ดังรูปที่ 5.5



รูปที่ 5.5 แสดงการหาขั้นตอนสมดุลโดยวิธี MCCABE-THIELE กรณีเลขจุดแอซีไอโพรพานอลไป

5.1.5.1 การหาเส้นผ่านศูนย์กลางของหอกลิ้นแบบ bubble cap

ใช้หอกลิ้นแบบ bubble cap ที่มีความเร็วของไอที่ส่วนบนของหอกลิ้น 1.1741 กิโลเมตร/ชั่วโมง เมื่อกำหนดให้ช่องว่างระหว่างชั้น มีค่าน้อยที่สุด 6 นิ้ว [7]

จากสมการ

$$B_m = K[(\rho_L - \rho_o)/\rho_o]$$

เมื่อ B_m = ความเร็วอินซอมของไอ , เมตร/วินาที

$K = 0.0365$ เมตร/วินาที

$\rho_o = 1.347$ กิโลกรัม/ลบ.ม.

$\rho_L = 859.005$ กิโลกรัม/ลบ.ม.

$$B_m = 0.0365[(859.005 - 1.347)/1.347]$$

$$= 0.9210 \text{ เมตร/วินาที}$$

เมื่อทราบความเร็วอินซอมของไอแล้วสามารถหาเส้นผ่าศูนย์กลางได้จากสูตร

$$d_p = 0.149[(T*B)/(760*B_m)]$$

เมื่อ T = อุณหภูมิเฉลี่ยในหอกลั่น = 80.3 องศาเซลเซียส

B = ความเร็วของไอที่ส่วนบนของหอกลั่น = 1.1741 กิโลโมล/ชั่วโมง

$$d_p = 0.149[(353.45*1.1741)/(760*0.9210)]$$

$$= 0.1147 \text{ เมตร}$$

5.2 ผลการหาค่าพื้นฐานที่ใช้ในการออกแบบเครื่องอบแห้ง

5.2.1 การหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของ CMC

จากการทดลองเมื่อทำการชั่งน้ำหนักของ CMC ที่ค้างในถาดแต่ละเบอร์ ได้

ผลดังตารางที่ 5.3 ต่อไปนี้

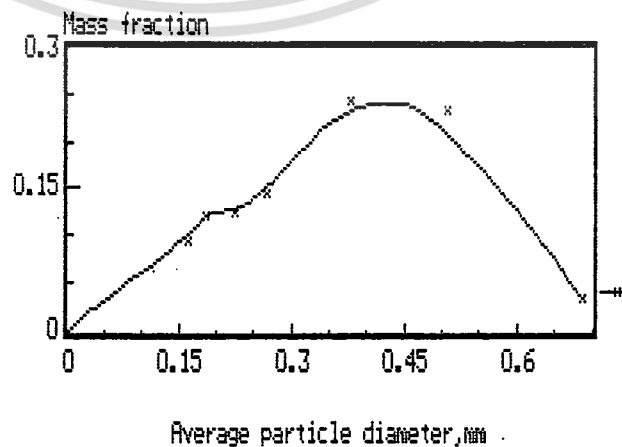
ตารางที่ 5.3 การหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยของ CMC

ขนาด ตะแกรงร่อน (เมซ)	ขนาดเส้น ผ่าศูนย์กลาง เฉลี่ย (มิลลิเมตร)	น้ำหนัก CMC (กรัม)			สัดส่วนโดยมวล		
		ครั้งที่			ครั้งที่		
		1	2	3	1	2	3
-20+30	0.687	5.51	5.61	5.40	0.032	0.032	0.031
-30+40	0.506	40.70	42.23	42.13	0.234	0.240	0.244
-40+50	0.378	42.26	40.34	39.83	0.243	0.224	0.231
-50+60	0.267	25.32	26.12	25.42	0.146	0.150	0.147
-60+70	0.223	21.92	22.64	21.92	0.126	0.130	0.127
-70+80	0.186	21.12	20.03	20.13	0.122	0.115	0.116
-80+100	0.161	16.50	17.42	17.02	0.095	0.100	0.048

นำข้อมูลที่ได้อ่านไปวาดกราฟแสดงสัดส่วนการกระจายของน้ำหนัก CMC และ
ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยแต่ละครั้ง ได้กราฟดังรูปที่ 5.6

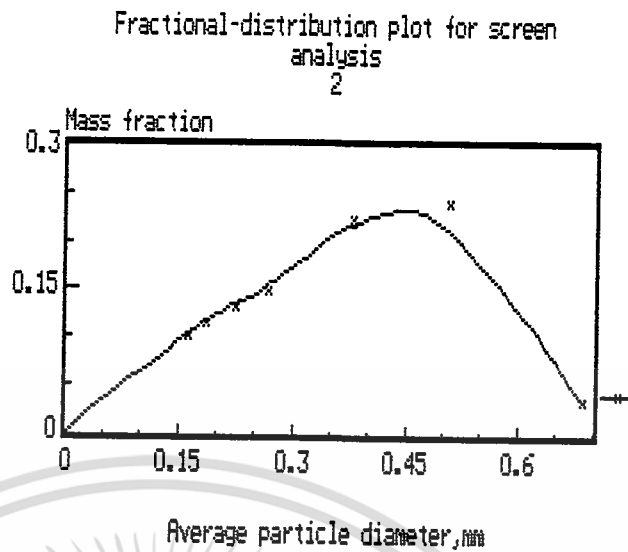
Fractional-distribution plot for screen
analysis

ครั้งที่ 1

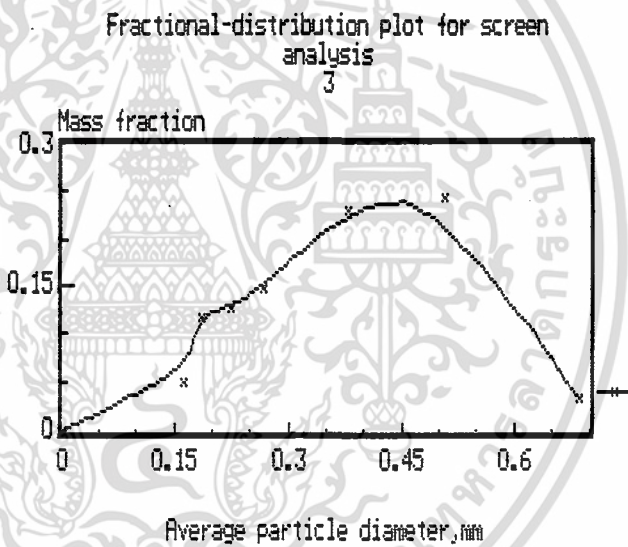


เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ครั้งที่ 2



ครั้งที่ 3



รูปที่ 5.6 สัดส่วนการกระจายของน้ำหนัก CMC และขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย

จากกราฟจะเห็นได้ว่า ที่ช่วงเส้นผ่าศูนย์กลางขนาด 0.506 และ 0.378 จะมีสัดส่วนโดยน้ำหนักมากที่สุด ตามลำดับ ดังนั้นขนาดของเส้นผ่าศูนย์กลางที่เลือกใช้จะมีค่าดังนี้

ครั้งที่ 1 เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย

$$= (0.506 * 0.234) + (0.378 * 0.243) / (0.234 + 0.243)$$

$$= 0.441 \text{ มิลลิเมตร}$$

ครั้งที่ 2 เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย

$$= (0.506 \times 0.240) + (0.378 \times 0.224) / (0.240 + 0.224)$$

$$= 0.444 \text{ มิลลิเมตร}$$

ครั้งที่ 3 เส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย

$$= (0.506 \times 0.244) + (0.378 \times 0.231) / (0.248 + 0.231)$$

$$= 0.440 \text{ มิลลิเมตร}$$

$$\text{ดังนั้นเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ย} = (0.440 + 0.444 + 0.440) / 3$$

$$= 0.4417 \text{ มิลลิเมตร}$$

การทดลองหาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยโดยใช้ตะแกรงร่อนนั้น ข้อผิดพลาดอาจเกิดขึ้นจากการชั่งน้ำหนัก CMC ภายหลักร่อน ดังนั้นถ้าหากต้องการที่จะได้ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางเฉลี่ยที่แน่นอนกว่า สมควรที่จะใช้เครื่องวิเคราะห์หาขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางด้วยเทคนิคการใช้เลเซอร์ ซึ่งเป็นวิธีที่สะดวก รวดเร็ว และได้ผลที่ถูกต้องแม่นยำกว่า

5.2.2 การวิเคราะห์ปริมาณความชื้นใน CMC

จากการนำ CMC ไปผ่านกระบวนการอบแห้งด้วยเครื่องอบแห้งแบบถาด เมื่อทำการทดลองวัดการเปลี่ยนแปลงมวลและอุณหภูมิของ CMC ที่เปลี่ยนไปกับเวลาได้ผลดังนี้

ตารางที่ 5.4 แสดงผลการทดลองของการอบแห้ง ครั้งที่ 1

(น้ำหนักของ CMC + ไฮโซโพรพานอล + ถาด) ก่อนอบ = 1449 กรัม

น้ำหนักของถาด = 1268 กรัม

ความเร็วลม = 2.00 เมตร/วินาที

ความดัน = 0.8 บาร์

เวลา (นาที)	น้ำหนัก (กรัม)	อุณหภูมิก่อนการอบแห้ง (°C)		อุณหภูมิหลังการอบแห้ง (°C)	
		กระเปาะแห้ง	กระเปาะเปียก	กระเปาะแห้ง	กระเปาะเปียก
1	1440	32	26	52	27
2	1432	32	26	55	28
3	1424	32	26	56	28
4	1415	32	26	57	28.5
5	1409	32	26	57.5	29
6	1405	32	26	58	29.5
7	1402	32	26	59	30
8	1400	32	26	59.5	30
9	1398	32	26	60	30.5
10	1396	32	26	60	30.5

ตารางที่ 5.5 แสดงผลการทดลองของการอบแห้ง ครั้งที่ 2

น้ำหนักของ CMC + ไอโซโพรพานอล + ถาด) ก่อนอบ = 1981 กรัม

น้ำหนักของถาด + โคร่ง = 1748 กรัม

ความเร็วลม = 2.13 เมตร/วินาที

ความดัน = 1.0 บาร์

เวลา (นาที)	น้ำหนัก (กรัม)	อุณหภูมิก่อนการอบแห้ง (°C)		อุณหภูมิหลังการอบแห้ง (°C)	
		กระเปาะแห้ง	กระเปาะเปียก	กระเปาะแห้ง	กระเปาะเปียก
1	1968	32	26	54	28
2	1948	32	26	56	28
3	1933	32	26	56.5	29
4	1920	32	26	57	29
5	1915	32	26	58	29.5
6	1909	32	26	58	30
7	1908	32	26	59	30.5
8	1904	32	26	59.5	30.5
9	1899	32	26	60.5	31

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้ 109 การศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 5.6 แสดงผลการทดลองของการอบแห้ง ครั้งที่ 3

(น้ำหนักของ CMC + โปวิโดนพอลิเมอร์ + ฤาด) ก่อนอบ = 1475 กรัม

น้ำหนักของฤาด = 1268 กรัม

ความเร็วลม = 2.00 เมตร/วินาที

ความดัน = 1.2 บาร์

เวลา (นาที)	น้ำหนัก (กรัม)	อุณหภูมิก่อนการอบแห้ง (°C)		อุณหภูมิหลังการอบแห้ง (°C)	
		กระเปาะแห้ง	กระเปาะเปียก	กระเปาะแห้ง	กระเปาะเปียก
1	1453	33	26	55	28
2	1441	33	26	57	28
3	1430	33	26	58	29
4	1422	33	26	58	29
5	1416	33	26	59	30
6	1412	33	26	60	30.5

นำข้อมูลจากการทดลองไปหาเปอร์เซ็นต์ความชื้น ตามสูตร

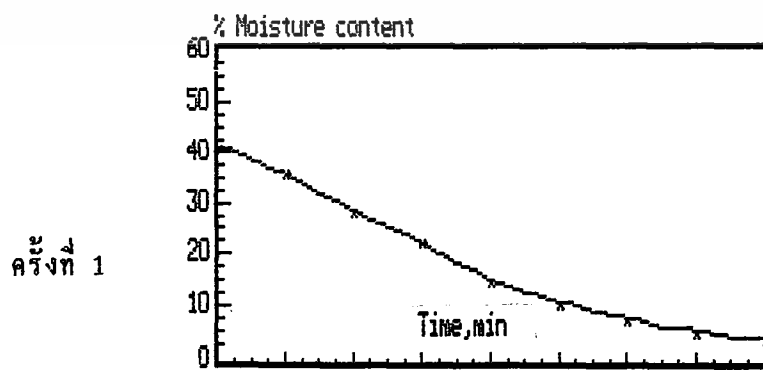
$$\text{เปอร์เซ็นต์ความชื้น} = \frac{\text{น้ำหนักที่เปลี่ยนแปลง}}{\text{น้ำหนักวัสดุอบแห้ง}} * 100$$

ได้ข้อมูลดังนี้

ตารางที่ 5.7 แสดงปริมาณความชื้นที่เวลาต่าง ๆ

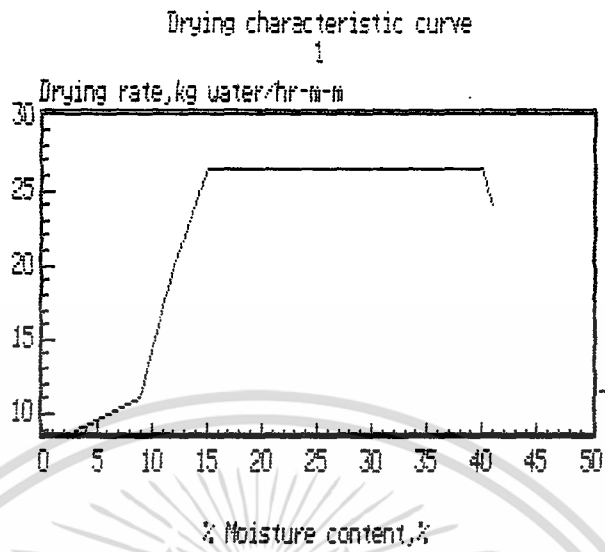
เวลา (นาที)	เปอร์เซ็นต์ความชื้น		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	40.63	54.30	47.80
1	35.43	45.43	32.10
2	28.13	32.20	23.57
3	21.84	22.18	15.71
4	14.84	13.90	10.00
5	10.15	10.50	5.71
6	7.03	6.62	2.85
7	4.68	5.86	-
8	3.12	3.31	-
9	1.56	-	-

นำข้อมูลทั้งหมดที่ได้มาเขียนกราฟระหว่าง เปอร์เซ็นต์ความชื้นกับเวลา และเปอร์เซ็นต์ความชื้นกับอัตราการอบแห้ง จะได้ดังรูป
Drying characteristic curve

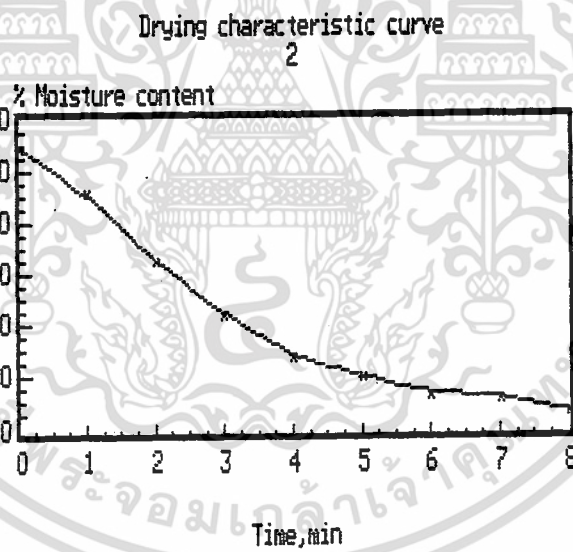


เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับใช้ในงานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่นิยมนำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

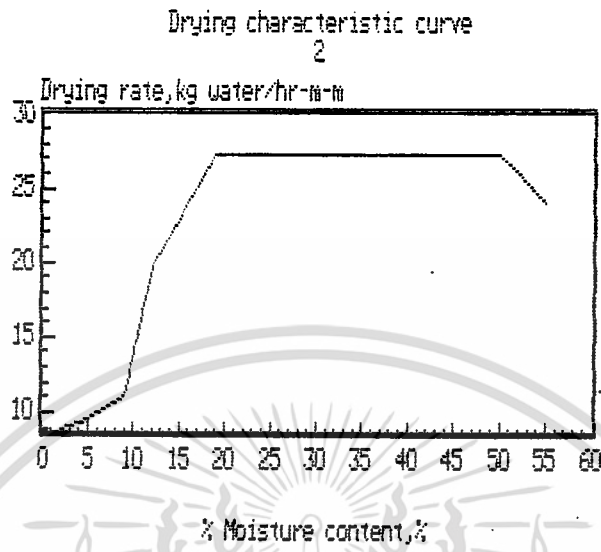
ตารางที่ 1



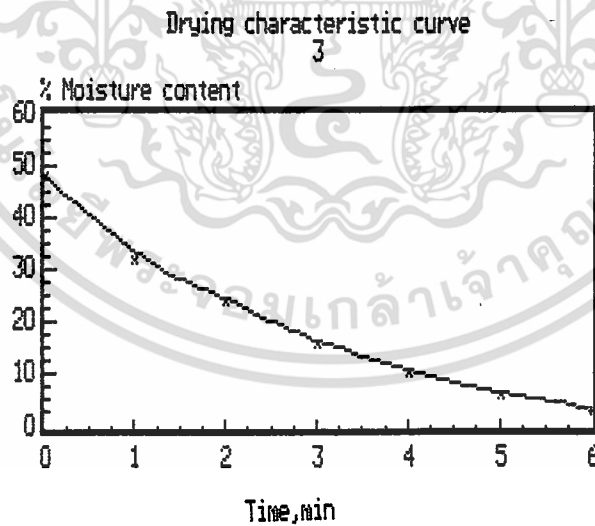
ตารางที่ 2



ครั้งที่ 2

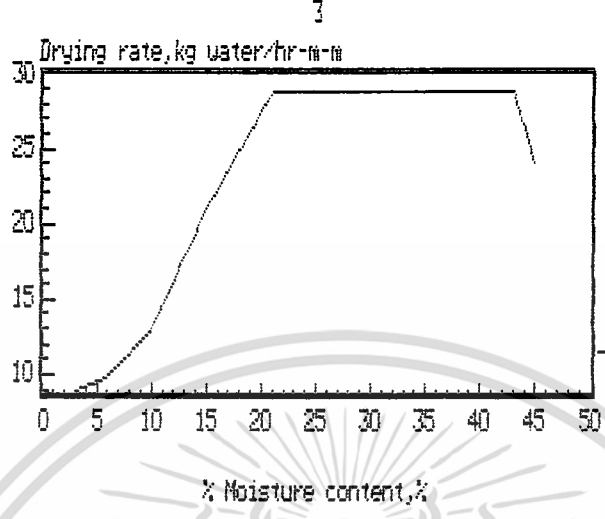


ครั้งที่ 3



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้ 113 การศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Drying characteristic curve



ครั้งที่ 3

รูปที่ 5.7 แสดงเส้นลักษณะเฉพาะการอบแห้ง

อัตราการอบแห้งหาได้จากสูตร $R = R_w (W/A)$

เมื่อ

W = น้ำหนักของวัสดุแห้ง, กรัม

A = พื้นที่หน้าตัดของเครื่องอบแห้งแบบถาด, ตร.ซม.

R_w = อัตราการอบแห้งที่เวลาใดๆ (ความชัน), กิโลกรัม/ชั่วโมง-ตร.ม.

เช่น

การคำนวณช่วงอัตราการอบแห้งที่คงที่

น้ำหนักของ CMC แห้ง = .053 กิโลกรัม

พื้นที่หน้าตัดของเครื่องอบแห้งแบบถาด = 0.012 ตร.ม.

R_w = 6 กิโลกรัม/ชั่วโมง-กิโลกรัมวัสดุแห้ง

ดังนั้น

$R = 6(.053/0.012) = 26.4$ กิโลกรัม/ชั่วโมง-ตร.ม.

บทที่ 6

การประเมินราคาอุปกรณ์

การประเมินราคาอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิต CMC นี้ เป็นการประเมินราคาในเดือนมกราคม ปี 2533 โดยพิจารณาจากกระบวนการผลิตดังรูป 5.1

6.1 เครื่องปฏิกรณ์เคมี (reactor)

6.1.1 อังภาสใน ส่วนที่ใส่น้ำ และ ส่วนที่เป็นฉนวน [7]

น้ำหนักของอังภาสใน (inner tank) ส่วนใส่น้ำ (water jacket) และ ส่วนที่เป็นฉนวน (insulation jacket) คำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{น้ำหนักอังภาสใน} &= \text{น้ำหนักของตัวถังทรงกระบอก} + \text{น้ำหนักของส่วน} \\ &\quad \text{บนและล่างของตัวถัง} \\ &= [2\pi r h_1 t_1 \rho_m] + [2\rho_m \pi (nD_1 + t_1)^2 t_1 / 4] \\ &= [2(22/7) * 350 * 500 * 4.5 * 0.29 / (25.4)^3] + \\ &\quad [2 * 0.29 * (22/7) * [(1.2 * 27.56) + 0.177]^2] \\ &\quad * 0.177 / 4 \\ &= 87.6 + 89.18 \\ &= 176.78 \text{ ปอนด์} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{น้ำหนักส่วนใส่น้ำ} &= \text{น้ำหนักของถังทรงกระบอก} + \text{น้ำหนักของส่วนล่าง} \\
&\text{ของทรงกระบอก} \\
&= [2\pi r h_2 t_2 \rho_m] + [\rho_m \pi (nD_2 + t_2)^2 t_2 / 4] \\
&= [2 * (22/7) * 400 * 447 * 3 * 0.29 / (25.4)^3] + \\
&\quad [0.29 (22/7) [(1.2 * 31.5) + 0.118]^2 \\
&\quad * 0.118 / 4] \\
&= 59.64 + 38.66 \\
&= 98.30 \text{ ปอนด์}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{น้ำหนักส่วนที่เป็นฉนวน} &= \text{น้ำหนักของถังทรงกระบอก} + \text{น้ำหนักของส่วนล่าง} \\
&\text{ของทรงกระบอก} \\
&= [2\pi r h_3 t_3 \rho_m] + [\rho_m \pi (nD_3 + t_3)^2 t_3 / 4] \\
&= [2 * (22/7) * 440 * 487 * 2.5 * 0.29 / (25.4)^3] \\
&\quad + [0.29 * (22/7) * [(1.2 * 34.65) + 0.098]^2 \\
&\quad * 0.098 / 4] \\
&= 59.57 + 38.77 \\
&= 98.34 \text{ ปอนด์}
\end{aligned}$$

- เมื่อ
- ρ_m = ความหนาแน่นของสแตนเลส สตีล 304 , ปอนด์/ลบ.นิ้ว
 - n = 1.2, ไรเทินวอส
 - D_1 = เส้นผ่าศูนย์กลางของถังชั้นในของเครื่องปฏิกรณ์เคมี, นิ้ว
 - D_2 = เส้นผ่าศูนย์กลางของส่วนใส่น้ำ, นิ้ว
 - D_3 = เส้นผ่าศูนย์กลางของส่วนที่เป็นฉนวน, นิ้ว
 - t_1 = ความหนาของผนังถังชั้นใน, นิ้ว
 - t_2 = ความหนาของผนังส่วนใส่น้ำ, นิ้ว

t_3 = ความหนาของผนังส่วนที่เป็นฉนวน, นิ้ว

h_1 = ความยาวรูปทรงกระบอกของถังชั้นใน, นิ้ว

h_2 = ความยาวรูปทรงกระบอกของส่วนใส่น้ำ, นิ้ว

h_3 = ความยาวรูปทรงกระบอกของส่วนที่เป็นฉนวน, นิ้ว

สามารถกำหนดราคาได้ โดยคำนวณหาน้ำหนักทั้งหมด แล้วคูณด้วยราคาต่อหน่วยน้ำหนักของวัสดุที่นำมาใช้ทำเครื่องปฏิกรณ์เคมี

จากการคำนวณ ได้น้ำหนักรวมอุปกรณ์ทั้ง 3 ส่วน = 373.42 ปอนด์

ราคาต่อหน่วยน้ำหนักของสแตนเลส สตีล 304

$$= [80 * (2.0 + 3.5) / 2] * (Wr)^{-0.34} \text{ ดอลลาร์/ปอนด์}$$

โดย

Wr = น้ำหนักรวมทั้งหมด, ปอนด์

ดังนั้น

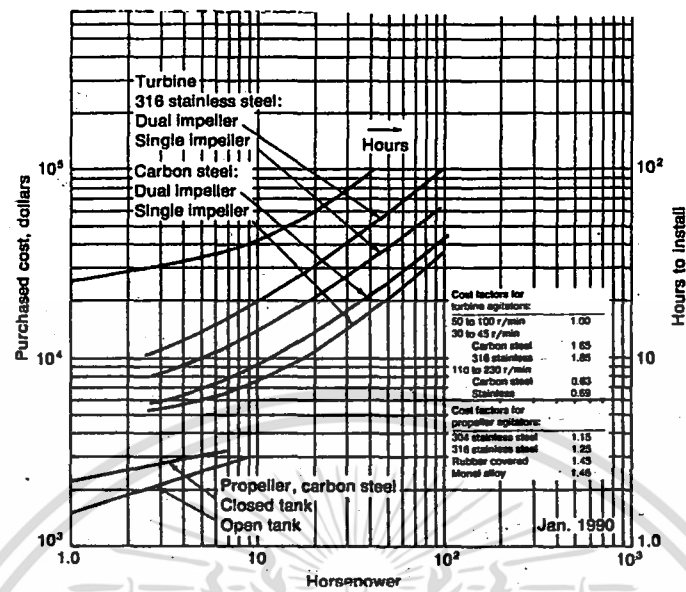
ราคาของถังภายใน ส่วนที่เป็นน้ำ และส่วนที่เป็นฉนวน

$$= 373.42 * 80 * 2.75 * (373.42)^{-0.34}$$

$$= 10966.672 \text{ ดอลลาร์}$$

6.1.2 ใบพัดกวน (agitator)

ในเครื่องปฏิกรณ์เคมีที่ใช้ข้างอิง ใช้ใบพัดกวนแบบ paddle ที่มีกำลังของมอเตอร์ 2 แรงม้า แต่เนื่องจากไม่สามารถกำหนดราคาของใบพัดกวนแบบนี้ได้ จึงเลือกกำหนดราคาของใบพัดกวนแบบ propeller แทน



รูปที่ 6.1 แสดงการกำหนดราคาของใบพัดกวน (เดือนมกราคม ปี 2533) [7]

จากรูปที่ 6.1 พิจารณาใบพัดกวนแบบ propeller ที่มีกำลังมอเตอร์ 2 แรงม้าทำด้วยสแตนเลส สตีล 304 ในถังเปิด มีราคาประมาณ $(1.9 \times 1.15 \times 10^3)$ เท่ากับ 2185 ดอลลาร์

6.1.3 ราคาเครื่องปฏิกรณ์เคมี รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง

installation factor คือ ตัวแปรที่ใช้กำหนดราคาของอุปกรณ์รวม การติดตั้ง, ไร้หน่วย

module factor คือ ตัวแปรที่ใช้กำหนดราคาของอุปกรณ์รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง, ไร้หน่วย

$$\text{installation factor} = 1.58 \quad [6]$$

$$\text{module factor} = 2.5 \quad [6]$$

ดังนั้น ราคาเครื่องปฏิกรณ์เคมี ปริมาตร 200 ลิตร ทำจากสแตนเลส สตีล 304

$$\text{รวมการติดตั้ง} = (10966.672 + 2185) \times 1.58 = 20779.642 \text{ ดอลลาร์}$$

ราคาเครื่องปฏิกรณ์เคมี ปริมาตร 200 ลิตร ทำจากสแตนเลส สตีล 304
รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง = $(10966.672+2185)*2.5 = 32879.18$ ดอลลาร์

6.1.4 บันได ราวจับ และ แท่นวาง (ladder , handrails and platform)

เนื่องจากไม่สามารถกำหนดราคา บันได ราวจับ และแท่นวาง ของเครื่องปฏิกรณ์เคมีโดยตรงได้ จึงกำหนดราคาอุปกรณ์ดังกล่าว ที่ใช้สำหรับหอกลิ้นแทนซึ่งน่าจะใกล้เคียงกัน

ตารางที่ 6.1 แสดงการกำหนดราคา บันได ราวจับ และแท่นวางของเครื่องปฏิกรณ์เคมี โดยใช้การกำหนดราคาอุปกรณ์ดังกล่าวในหอกลิ้นแทน (เดือนมกราคม ปี 2533) [7]

Item	Cost, January, 1990	Amount for typical tower	
		30 lb / ft of height	
Ladder	\$0.68/lb		
Platforms and handrails	0.68/lb	Tower diameter, ft	Weight, lb
		4	1700
		6	2300
		8	2800
		10	3300

บันไดสูง 1100 มิลลิเมตร

น้ำหนักของบันได = $30*(1100/300) = 110$ ปอนด์

เส้นผ่าศูนย์กลางของเครื่องปฏิกรณ์เคมี 880 มิลลิเมตร

จากความสัมพันธ์ระหว่างเส้นผ่าศูนย์กลาง และน้ำหนักในตาราง จะได้สม

การแสดงความสัมพันธ์ของค่าทั้งสองที่คำนวณโดยใช้คอมพิวเตอร์ ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{น้ำหนัก} &= -6.17187 (\text{เส้นผ่าศูนย์กลาง})^2 + 351.355 (\text{เส้นผ่าศูนย์กลาง}) + \\ &398.833 \end{aligned}$$

โดย น้ำหนักมีหน่วยเป็นปอนด์ เส้นผ่านศูนย์กลางมีหน่วยเป็นฟุต
 ดังนั้น น้ำหนักของราวจับ และฐานตั้ง = $-6.17187(880/300)^2 + 351.355(880/300)$
 $+ 398.833$

= 1376.3688 ปอนด์

เพราะฉะนั้น ราคารวมของ บันได ราวจับ และ ฐานตั้ง

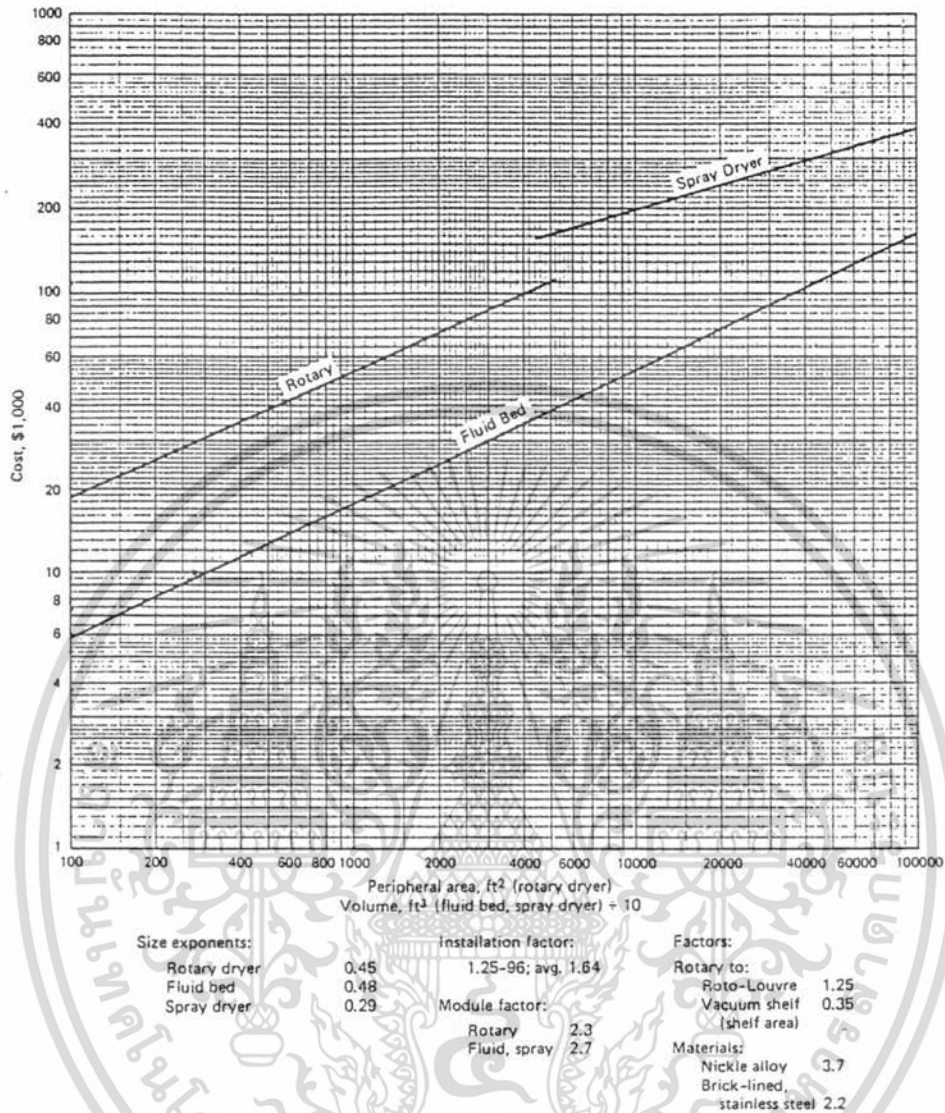
= $(110 + 1376.3688) * 0.68$

= 1010.7308 ดอลลาร์

6.2 เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบด

สามารถกำหนดราคาเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบด ปริมาตรที่ต้องการได้
 โดยเปรียบเทียบกับราคาของเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไชน์เบด ปริมาตรอ้างอิง และใช้
 size exponent, material factor กับ cost index หรือ
 material factor คือ ตัวแปรที่ใช้ในการกำหนดราคาของอุปกรณ์ที่ทำ
 จากวัสดุที่ต้องการ, ไร่หน่วย

Dryers
Mild steel construction



รูปที่ 6.2 แสดงการกำหนดราคาเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดเบด (ปี 2532) [6]

สมมติให้เครื่องอบแห้งอ้างอิง มีปริมาตร 90 ลบ.ฟุต ราคาจากรูปที่ 6.2 เป็น 17000 ดอลลาร์ ซึ่งเป็นราคาของปี 2532

Marshall and Swift installed-equipment indexes ปี 2532 = 895 , เดือนมกราคม ปี 2533 = 904 [7]

$$\text{จาก } \text{COST 1} = \text{COST 2} (\text{SIZE 1}/\text{SIZE 2})^x \quad [6]$$

$$\text{และ } \text{COST A} = \text{COST B} (\text{CI A/CI B}) \quad [6]$$

$$\text{ถ้า } \text{COST 1} = \text{COST B}$$

$$\text{จะได้ } \text{COST A} = \text{COST 2} (\text{SIZE 1/SIZE 2})^x (\text{CI A/CI B})$$

โดย $\text{COST A} = \text{ราคาอุปกรณ์ที่ต้องการ, ดอลลาร์}$

$\text{COST B} = \text{ราคาอุปกรณ์อ้างอิง, ดอลลาร์}$

$\text{COST 1} = \text{ราคาอุปกรณ์ขนาดที่ต้องการ, ดอลลาร์}$

$\text{COST 2} = \text{ราคาอุปกรณ์ขนาดอ้างอิง, ดอลลาร์}$

$\text{SIZE 1} = \text{ขนาดของเครื่องอบแห้งที่ต้องการ} = 0.4487 \text{ ลบ.ฟุต}$

$\text{SIZE 2} = \text{ขนาดของเครื่องอบแห้งอ้างอิง, ลบ.ฟุต}$

$\text{CI A} = \text{cost index ในปีที่ต้องการ, ไร้หน่วย}$

$\text{CI B} = \text{cost index ในปีที่อ้างอิง, ไร้หน่วย}$

$$\begin{aligned} \text{จะได้ } \text{COST A} &= 17000 * (0.4487/90)^{0.48} * (904/895) \\ &= 1348.0215 \text{ ดอลลาร์} \end{aligned}$$

ดังนั้น $\text{ราคาเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด} = 1348.0215 \text{ ดอลลาร์}$

$$\begin{aligned} \text{ราคาเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบดรวมการติดตั้ง} &= 1.65 * 1348.0215 \\ &= 2224.2355 \text{ ดอลลาร์} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ราคาเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง} &= 2.7 * \\ 1348.0215 &= 3639.6581 \text{ ดอลลาร์} \end{aligned}$$

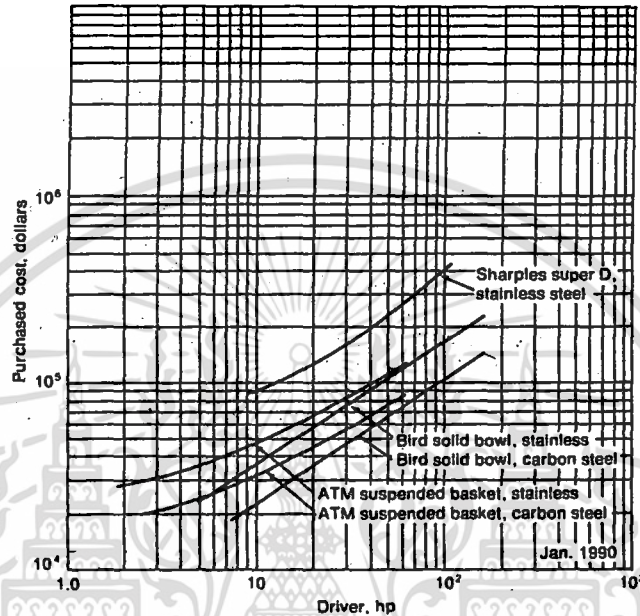
$$\begin{aligned} \text{ราคาเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด ทำจาก สแตนเลส สตีล 304 รวม} \\ \text{อุปกรณ์ช่วย และการติดตั้ง} &= 2.2 * 2.7 * 1348.0215 = 8007.2478 \text{ ดอลลาร์} \end{aligned}$$

6.3 เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

เนื่องจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนที่ใช้อ้างอิงมีกำลัง 5.4-12 แรงม้า แต่

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ในกระบวนการผลิตใช้เครื่องเหียงตกตะกอนที่มีกำลังน้อย การกำหนดราคาจึงใช้
 เครื่องเหียงตกตะกอนที่มีกำลัง 5.4 แรงม้า เป็นหลัก จากรูปที่ 6.3 สามารถกำหนด
 ราคาเครื่องเหียงตกตะกอนที่ต้องการได้



รูปที่ 6.3 แสดงการกำหนดราคาเครื่องเหียงตกตะกอน (เดือนมกราคม ปี 2533) [7]

ดังนั้นราคาของเครื่องเหียงตกตะกอนที่ทำจาก สแตนเลส สตีล = 25000

ดอลลาร์

installation factor = 1.54 [6]

module factor = 2.0 [6]

ฉะนั้น ราคาเครื่องเหียงตกตะกอนแบบ solid-bowl ทำจากสแตนเลส

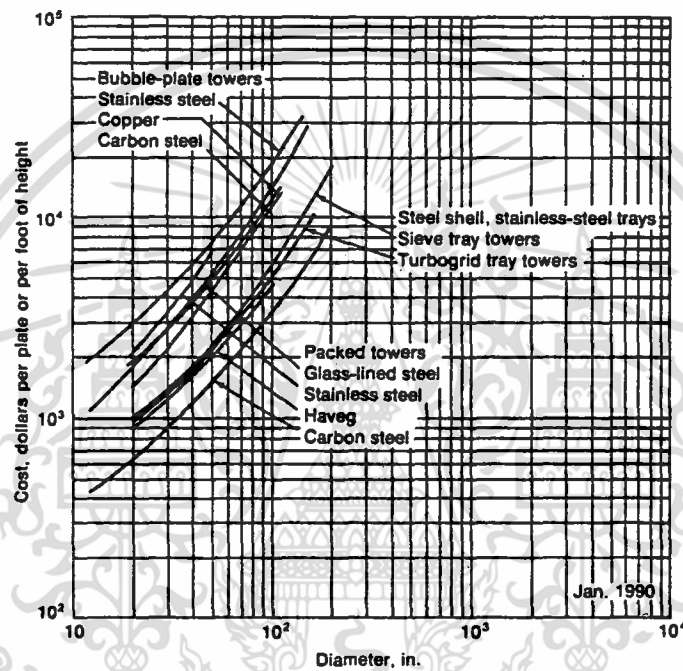
สตีล รวมการติดตั้ง = $1.54 * 25000 = 38500$ ดอลลาร์

ราคาเครื่องเหียงตกตะกอนแบบ solid-bowl ทำจากสแตนเลส

สตีล รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง = $2.0 * 25000 = 50000$ ดอลลาร์

6.4 หกถัน

การประเมินราคาของหกถันจะเกี่ยวข้องกับเส้นผ่าศูนย์กลางของหกถันที่ต้องการ จากหกถันที่ได้ทำการออกแบบมีเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.1147 เมตร (4.5157 นิ้ว) นำข้อมูลนี้ไปเทียบหาราคาของหกถันจากกราฟรูปที่ 6.4



รูปที่ 6.4 กราฟแสดงความสัมพันธ์ของเส้นผ่าศูนย์กลางของหกถันกับราคา (เดือนมกราคม ปี 2533) [7]

จากรูปที่ 6.4 พิจารณาเห็นว่า ช่วงเส้นผ่าศูนย์กลางของหกถันที่ได้ทำการออกแบบไว้ไม่อยู่ในช่วงของกราฟที่เราต้องการ

จากการใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์ fit curve เพื่อหาสมการที่ใกล้เคียงกับรูปกราฟที่ต้องการ จะเลือกสมการพาราโบลา (parabola) มีรูปแบบสมการดังนี้

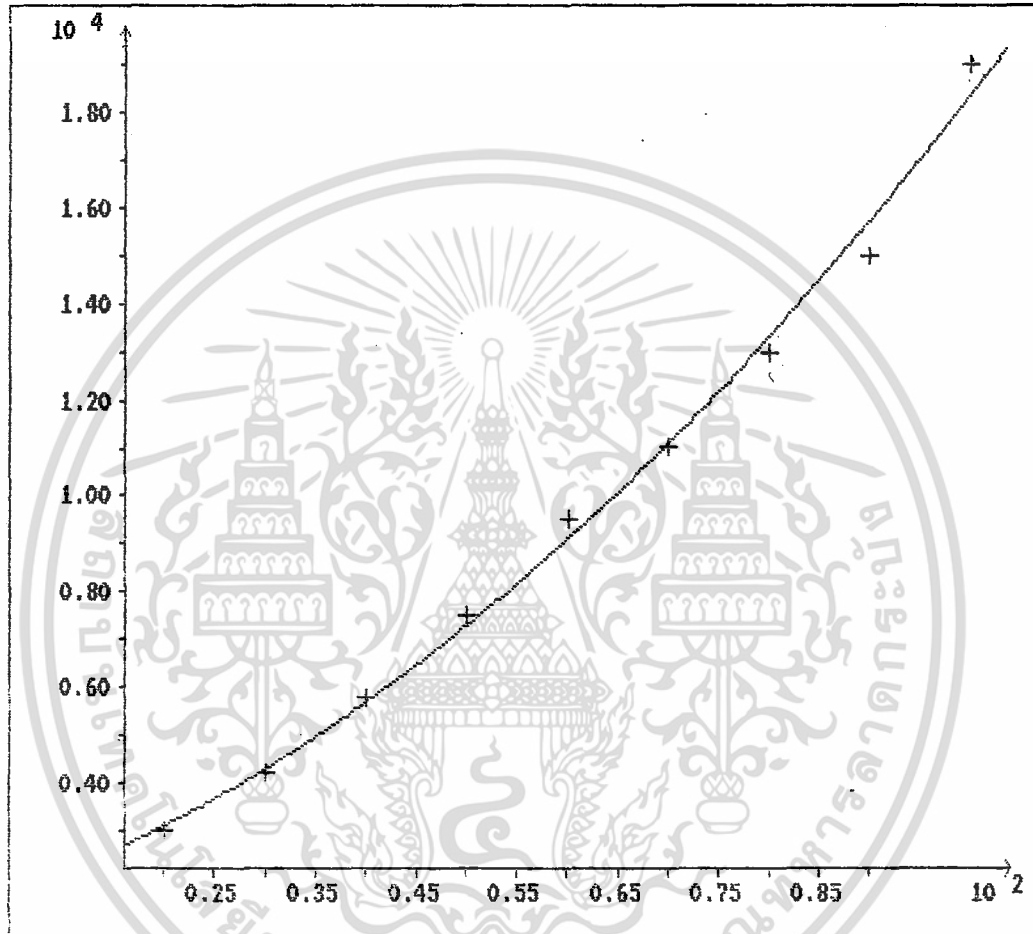
$$Y = A + (B * t) + (C * t^2)$$

เมื่อ A, B, C = ค่าคงที่ของสมการพาราโบลา

t = เส้นผ่าศูนย์กลาง, นิ้ว

Y = ราคาของทอกลิ้น, ดอลลาร์

เมื่อได้ทำการเขียนกราฟ โดยใช้ค่าลำดับจากรูปที่ 6.4 จะได้กราฟดังต่อไปนี้



รูปที่ 6.5 กราฟแสดงความสัมพันธ์ของเส้นผ่าศูนย์กลางของทอกลิ้นกับราคา
ที่ได้จากการทำ fit curve (เดือนมกราคม ปี 2533)

สมการที่ได้จากการทำ curve fitting คือ

$$Y = (1001.43) + (82.5134*t) + (0.8943*t^2)$$

เมื่อค่าเส้นผ่าศูนย์กลางที่คำนวณได้จากหัวข้อ 5.1.5.1 คือ 4.5157 นิ้ว

แทนค่าลงในสมการ จะได้

$$Y = (1001.43) + (82.5134 \times 4.5157) + (0.8943 \times 4.5157^2) \\ = 1392.27 \text{ ดอลลาร์}$$

ดังนั้น ราคาหอกลิ้นที่ได้คือ 1392.27 ดอลลาร์ ต่อ 1 ถาด

จำนวนถาดที่ได้จากการคำนวณในหัวข้อที่ 5.1.5 คือ 16 ถาด

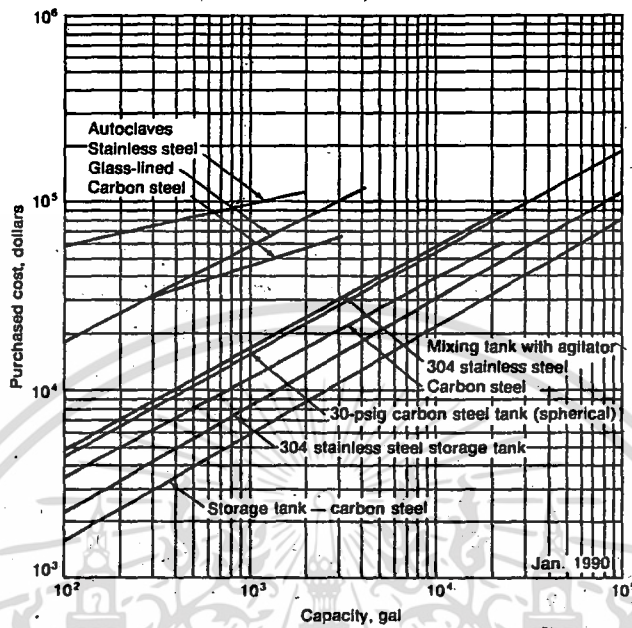
เพราะฉะนั้น ราคาของหอกลิ้น = $16 \times 1392.27 = 22276.32$ ดอลลาร์

6.5 ถังเก็บ (storage tank)

6.5.1 ถังเก็บของผสมที่ได้จากการทำปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์เคมี

ถังเก็บถังนี้ต้องมีปริมาตรเพียงพอที่จะบรรจของผสมจากเครื่องปฏิกรณ์เคมีได้ถึง 4 ครั้ง คือมากกว่า 800 ลิตร เนื่องจากในช่วงเวลา 24 ชั่วโมงนั้น เครื่องปฏิกรณ์เคมีทำงานตลอดเวลา แต่เครื่องเหวี่ยงตะกอนทำงานเพียง 9 ชั่วโมงเท่านั้น ดังนั้นในช่วงเวลา 15 ชั่วโมงที่เครื่องเหวี่ยงตะกอนไม่ได้ทำงานนั้น มีการถ่ายเทของผสมจากเครื่องปฏิกรณ์เคมีเข้ามาในถังเก็บถึง 4 ครั้ง โดยไม่มีการถ่ายเทของผสมออกจากถังเก็บเลย นอกจากนี้ในถังเก็บถังนี้ยังต้องมีใบพัดกวน สำหรับกวนของผสมให้กระจายได้ดี

ถังเก็บถูกออกแบบให้ทำด้วยสแตนเลส สตีล 304 ลักษณะเป็นถังทรงกระบอก เส้นผ่าศูนย์กลาง 3 ฟุต 6 นิ้ว สูง 3 ฟุต 2.4 นิ้ว มีใบพัดกวน 1 อัน ปริมาตร 830 ลิตรหรือประมาณ 230 แกลลอน



รูปที่ 6.6 แสดงการกำหนดราคาถังเก็บและถังเก็บที่มีใบพัดกวนในช่วงปริมาตร 100-100000 แกลลอน (เดือนมกราคม ปี 2533)

จาก installation factor = 1.58

module factor = 2.5

ดังนั้น ราคาถังเก็บ ปริมาตร 830 ลิตร ทำจากสแตนเลส สตีล 304 พร้อม

ใบพัดกวน = 7500 ดอลลาร์

ราคาถังเก็บ ปริมาตร 830 ลิตร ทำจากสแตนเลส สตีล 304 พร้อม

ใบพัดกวน รวมการติดตั้ง = $1.58 \times 7500 = 11850$ ดอลลาร์

ราคาถังเก็บปริมาตร 830 ลิตร ทำจากสแตนเลส สตีล 304 พร้อม

ใบพัดกวน รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง = $2.5 \times 7500 = 18750$ ดอลลาร์

6.5.2 ถึงเก็บของเหลวจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

ความชื้นเริ่มต้นใน CMC ประมาณ 41.4 % (ได้จากการทดลอง)

ความหนาแน่นของของเหลว

$$\begin{aligned} &= (\text{ความหนาแน่นของไอโซโพรพานอล} + \text{ความหนาแน่นของน้ำ})/2 \\ &= (0.7854+1.0000)/2 \\ &= 0.8972 \text{ กรัม/ลบ.ซม.} \\ &= 0.8972 \text{ กก./ลิตร} \end{aligned}$$

อัตราการของของเหลวออกจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

$$\begin{aligned} &= [5(195-(7.8*0.414/0.8972))]/9 \\ &= 106.334 \text{ ลิตร/ชั่วโมง} \end{aligned}$$

อัตราการไหลของของเหลวเข้าสู่หอกลั่นที่ทำงานตลอด 24 ชั่วโมง

$$\begin{aligned} &= 948.918/9 \\ &= 39.53825 \text{ ลิตร/ชั่วโมง} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ถ้าเวลาผ่านไป 1 ชั่วโมงจะมีของเหลวในถังเก็บ} &= 106.334-39.53825 \\ &= 66.79575 \text{ ลิตร} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นถ้าเวลาผ่านไป 9 ชั่วโมง จะมีของเหลวในถัง} &= 66.79575*9 \\ &= 601.16175 \text{ ลิตร} \end{aligned}$$

ดังนั้นถังเก็บนี้ต้องมีปริมาตรมากกว่า 601.16175 ลิตร ถูกออกแบบให้ทำ
จาก สแตนเลส สตีล 304 รูปร่างเป็นทรงกระบอก เส้นผ่าศูนย์กลาง 3 ฟุต สูง 3 ฟุต
2.52 นิ้ว ปริมาตร 612.715 ลิตร(170 แกลลอน)

จากรูปที่ 6.6 ราคาถังเก็บ ปริมาตร 612.715 ลิตร = 3000 ดอลลาร์

installaion factor = 1.88 [6]

stainless steel factor = 2.0 [6]

ดังนั้นราคาถังเก็บที่ทำจากสแตนเลส สตีล 304 รวมการติดตั้ง = 3000 *
1.88*2.0 = 11280 ดอลลาร์

6.5.3 ถังเก็บ CMC ที่ได้จากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

อัตราการถ่ายเทของ CMC ออกจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

$$= [(5*7.8/1.59)+(5*7.8*0.414/0.8972)]/9$$

$$= 4.725 \text{ ลิตร/ชั่วโมง}$$

เนื่องจาก CMC จากถังเก็บนี้จะถูกนำเข้าไปเครื่องอบแห้งเป็นขั้นตอนต่อไป เครื่องอบแห้งนี้จะทำงานทุก ๆ 1 ชั่วโมง เป็นเวลา 9 ชั่วโมง ดังนั้นถังเก็บนี้ต้องมี ปริมาตรมากพอที่จะเก็บ CMC จากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนใน 1 ชั่วโมง

ปริมาตร CMC จากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนใน 1 ชั่วโมง = 4.725 ลิตร

ดังนั้นจึงใช้ถังทรงกระบอก ทำด้วยสแตนเลส สตีล 304 มีเส้นผ่าศูนย์กลาง 6 นิ้ว สูง 1 ฟุต 4.3 นิ้ว ปริมาตร 7.2084 ลิตร หรือประมาณ 2 แกลลอน

$$\text{size exponent} = 0.710 [6]$$

อ้างอิงจากราคาของถังเก็บในข้อ 6.5.2

$$\text{ดังนั้นราคาของถังเก็บนี้} = 3000(2/170)^{0.71} = 128.0070 \text{ ดอลลาร์}$$

ราคาถังเก็บ ปริมาตร 43.2505 ลิตร ทำจากสแตนเลส สตีล 304

$$\text{รวมการติดตั้ง} = 1.88*2.0*128.0070 = 481.3064 \text{ ดอลลาร์}$$

6.5.4 ถังเก็บไฮโดรฟรอนอลที่ได้จากการกลั่น

เนื่องจากไม่สามารถหาอัตราการไหลของไฮโดรฟรอนอลออกจากหอกลั่นได้ จึงกำหนดให้อัตราการไหลออกจากหอกลั่นของไฮโดรฟรอนอล มีค่าไม่เกินอัตราการไหลเข้าหอกลั่นของไฮโดรฟรอนอล

$$\begin{aligned}\text{อัตราการไหลของของเหลวเข้าสู่หอกลั่น} &= 39.53825 \text{ ลิตร/ชั่วโมง} \\ &= 189.7836 \text{ ลิตร/4.8 ชั่วโมง}\end{aligned}$$

$$\text{อัตราการถ่ายเทไฮโดรฟรอนอลเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์เคมี} = 156 \text{ ลิตร/4.8}$$

ชั่วโมง

$$\begin{aligned}\text{ดังนั้นใน 4.8 ชั่วโมงมีไฮโดรฟรอนอลในถังเก็บไม่เกิน} &= 189.7836 - 156 \\ &= 33.7836 \text{ ลิตร}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ใน 24 ชั่วโมง มีไฮโดรฟรอนอลในถังเก็บไม่เกิน} &= 33.7836 * 24 / 4.8 = \\ 168.918 \text{ ลิตร}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ถังใบนี้ต้องมีปริมาตรเพียงพอที่จะเก็บไฮโดรฟรอนอลใน 24 ชั่วโมง คือ} \\ 168.918 \text{ ลิตร}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ถังเก็บถูกออกแบบให้เป็นถังทรงกระบอก เส้นผ่าศูนย์กลาง 2 ฟุต สูง 2 ฟุต} \\ 1.53 \text{ นิ้ว ปริมาตร 180.2103 ลิตร (50 แกลลอน) ทำจากสแตนเลส สตีล 304}\end{aligned}$$

กำหนดราคาโดยวิธีเดียวกันกับข้อ 6.5.3

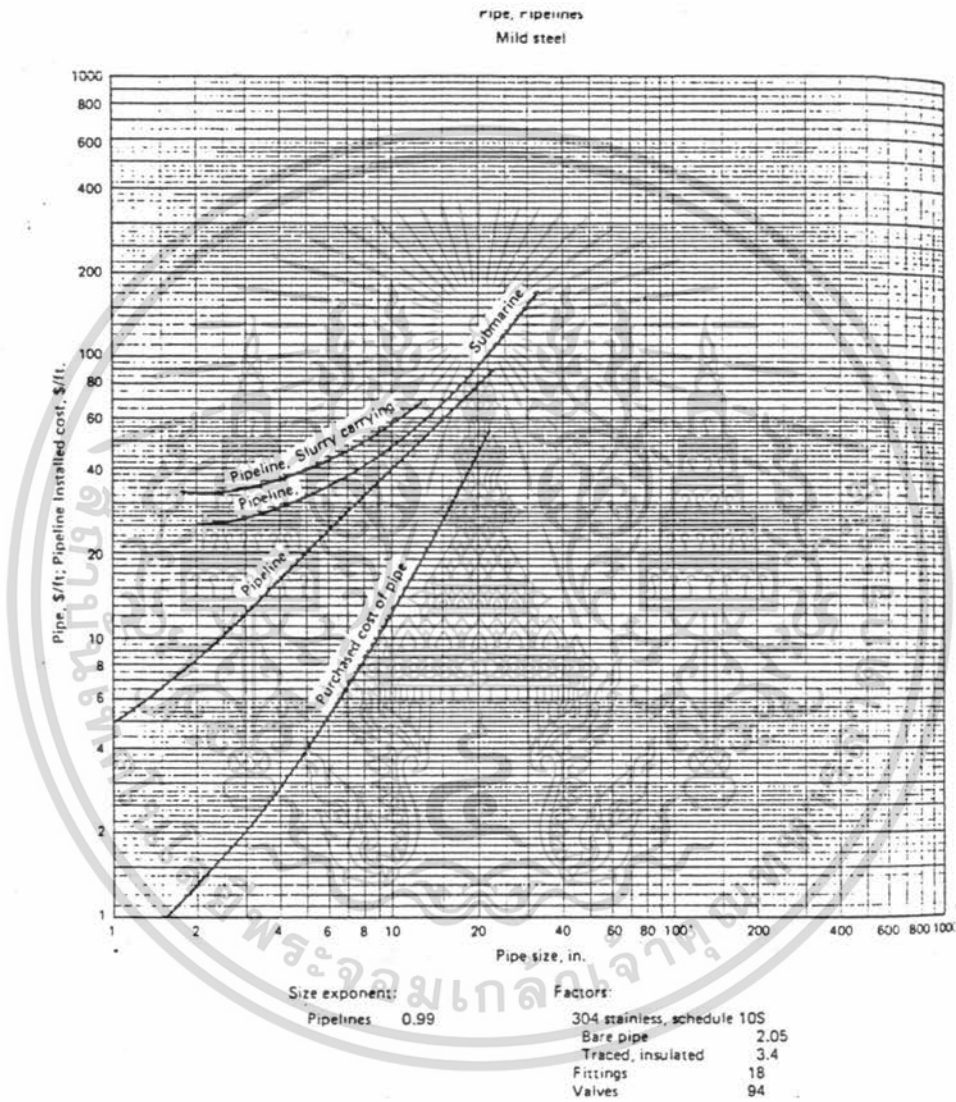
$$\text{ดังนั้นราคาของถังเก็บใบนี้} = 3000(50/170)^{0.71} = 1258.2624 \text{ ดอลลาร์}$$

$$\text{ราคาถังเก็บ ปริมาตร 180.2103 ลิตร ทำจากสแตนเลส สตีล 304}$$

$$\text{รวมการติดตั้ง} = 1.88 * 2.0 * 1258.2624 = 4731.0667 \text{ ดอลลาร์}$$

6.6 ท่อ

ใช้ท่อสแตนเลส สตีล 304 เส้นผ่าศูนย์กลาง 0.5 นิ้ว ความยาวท่อรวมทั้ง
กระบวนการผลิตโดยประมาณคร่าว ๆ 32.095 ฟุต



รูปที่ 6.7 แสดงการกำหนดราคาท่อ (ปี 2532) [7]

พิจารณา ท่อเปลือย (bare pipe) ที่ทำจาก สแตนเลส สตีล 304,
schedule 10s ราคาเดินท่อ เส้นผ่าศูนย์กลาง 5 นิ้ว (ในปี 2532) 20 ปอนด์/ฟุต

ดังนั้น ราคาการเดินท่อ เส้นผ่าศูนย์กลาง 0.5 นิ้ว

$$= 20 * (0.5/5)^{0.22} * (904/895) = 2.067 \text{ ดอลลาร์/ฟุต}$$

ความยาวรวมของท่อที่ใช้ในกระบวนการผลิต = 32.095 ฟุต

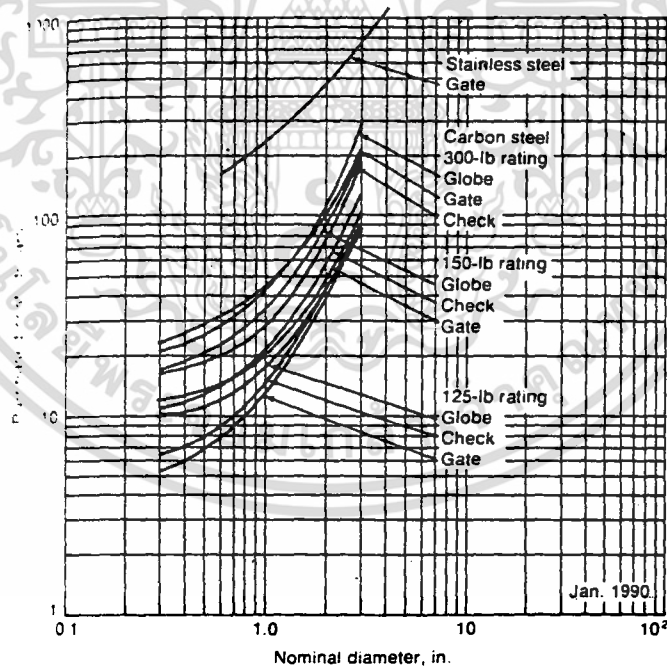
ดังนั้น ราคาการเดินท่อทั้งหมดในกระบวนการผลิต = $2.067 * 32.095$

$$= 67.3404 \text{ ดอลลาร์}$$

6.7 วาล์ว

ใช้วาล์วประตูน้ำ (gate valve) เส้นผ่าศูนย์กลาง 0.5 นิ้ว ในกระบวนการผลิต 7 วาล์ว

การผลิต 7 วาล์ว



รูปที่ 4.8 การกำหนดราคาวาล์ว (ปี 2532) [7]

ได้ราคาของวาล์วประตูน้ำประมาณ 170 ดอลลาร์/ 1 วาล์ว

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นราคาวาล์วประตูน้ำที่ใช้ในกระบวนการผลิต} &= 170 * 7 \quad \text{ดอลลาร์} \\ &= 1190 \quad \text{ดอลลาร์} \end{aligned}$$

6.8 บีบ

6.8.1 บีบที่ใช้สูบของผสมจากถังเก็บเข้าเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน [7]

อัตราการไหลของของผสมเข้าเครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

$$= 5 * 200 / 9$$

$$= 111.11 \quad \text{ลิตร/ชั่วโมง}$$

$$= 1.143 * 10^{-3} \quad \text{ลบ.ฟุต/วินาที}$$

ใช้ท่อขนาด 1/2 นิ้ว มีเส้นผ่าศูนย์กลางภายนอก 0.840 นิ้ว ผนังท่อหนา

$$0.083 \quad \text{นิ้ว} \quad \text{ดังนั้นเส้นผ่าศูนย์กลางภายใน} = 0.840 - (2 * 0.083)$$

$$= 0.674 \quad \text{นิ้ว}$$

ความเร็วเฉลี่ยของของผสมในท่อ = อัตราการไหล/พื้นที่หน้าตัด

$$= 144 * 0.001143 / \pi (0.672 / 2)^2$$

$$= 0.3108 \quad \text{ฟุต/วินาที}$$

ความหนืดของของผสมที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส

$$= (\text{ความหนืดของไฮโดรฟรอนอล} + \text{ความหนืดของน้ำ}) / 2$$

$$= (2.05 + 0.95) / 2$$

$$= 1.5 \quad \text{เซนติพอยส์}$$

$$= 1.5 * 6.72 * 10^{-4}$$

$$= 1 * 10^{-3} \text{ ปอนด์/ฟุต-วินาที}$$

ความหนาแน่นของของผสมที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส

$$= 0.8972 \text{ กรัม/ลบ.ซม.}$$

$$= 0.8972 * 62.43 \text{ ปอนด์/ลบ.ฟุต}$$

$$= 55.7313 \text{ ปอนด์/ลบ.ฟุต}$$

$$\text{Renold number} = (\text{เส้นผ่าศูนย์กลาง} * \text{ความเร็วเฉลี่ยในท่อ} * \text{ความหนาแน่นของของผสม}) / \text{ความหนืดของของผสม}$$

$$= (0.674 * 0.3108 * 55.7313) / (12 * 1.008 * 10^{-3})$$

$$= 965.15775$$

ถ้า Renold number น้อยกว่า 2000 จะได้

$$c / \rho (v_{\text{avg}})^2 = 8 / R_{\text{e}}$$

โดย ρ = ความหนาแน่นของของผสม, ปอนด์/ลบ.ฟุต

c = ความต้านทานของการไหล, ปอนด์/ฟุต-วินาที²

v_{avg} = ความเร็วเฉลี่ยในท่อ, ฟุต/วินาที

R_{e} = Renold number, ไร้นหน่วย

ดังนั้น

$$c = 8 \rho (v_{\text{avg}})^2 / R_{\text{e}}$$

$$= (8 * 55.7313 * 0.3108^2) / 965.15775$$

$$= 4.46223 * 10^{-2} \text{ ปอนด์/ฟุต-วินาที}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Friction factor} = f &= 2c/k(v_0)^2 \\ &= (2*4.462230*10^{-2})/(55.7313*0.3108^2) \\ &= 1.65775*10^{-2} \end{aligned}$$

จาก $L_0 = E(L_0/D_1)D_1$

เมื่อ L_0 = ความยาวของท่อที่เพิ่มขึ้นทางทฤษฎี, ฟุต
 L_0/D_1 = 32 (สำหรับข้อต่อ 90°, รัศมีมาตรฐาน), ไร์หน่วย
 D_1 = เส้นผ่าศูนย์กลางของท่อ, ฟุต
 E = จำนวนข้อต่อหรือวาล์วที่ใช้

ในกรณีนี้ใช้ข้อต่อ 2 อัน และวาล์วประตูน้ำ 2 อัน ฉะนั้น

$$\begin{aligned} L_0 \text{ ของข้อต่อ} &= 2*32*0.674/12 \\ &= 3.5947 \text{ ฟุต} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_0 \text{ ของวาล์ว} &= 2*7*0.674/12 \\ &= 0.7863 \text{ ฟุต} \end{aligned}$$

$$\text{รวม } L_0 \text{ ทั้งหมด} = 3.5947 + 0.7843 = 4.3810 \text{ ฟุต}$$

ค่าแรงเสียดทานเนื่องจากการไหลผ่านท่อและข้อต่อ

$$= 2fv_0^2(L_0 + L_0)/gD_1$$

เมื่อ g = ความเร่งที่เกิดเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก
 $= g_c$ (conversion factor ในกฎการเคลื่อนที่ของนิวตัน)
 $= 32.17 \text{ ฟุต-ปอนด์/วินาที}^2\text{-ปอนด์}$
 L_0 = ผลรวมของความยาวท่อทั้งหมด, ฟุต

แรงเสียดทานเนื่องจากการไหลผ่านท่อที่มีขนาดเปลี่ยนไป

$$= [K_c (V_{o3})^2 / 2\text{kg}] + [(V_{o1} - V_{o2})^2 / 2\text{kg}]$$

เมื่อ

$$K_c = 0.75[1 - (A_2/A_1)]$$

A_1 = พื้นที่หน้าตัดของท่อที่มีขนาดใหญ่กว่า, ตร.ฟุต

A_2 = พื้นที่หน้าตัดของท่อที่มีขนาดเล็กกว่า, ตร.ฟุต

k = 0.5 สำหรับการไหลแบบ streamline flow

V_{o1} = ความเร็วของของผสมก่อนไหลเข้าท่อที่มีขนาดใหญ่กว่า, ฟุต/วินาที

V_{o2} = ความเร็วของของผสมเมื่อไหลเข้าท่อที่มีขนาดใหญ่กว่า, ฟุต/วินาที

V_{o3} = ความเร็วของของผสมเมื่อไหลเข้าท่อที่มีขนาดเล็กกว่า, ฟุต/วินาที

ดังนั้นแทนค่าได้

$$\begin{aligned} &= \{0.75[1 - (0.5/0.674)] / (2 * 0.5 * 32.17)\} (0.3108)^2 \\ &\quad + (0.3108 - 0)^2 / (2 * 0.5 * 32.17) \\ &= 5.814 * 10^{-4} + 3.003 * 10^{-3} \\ &= 3.584 * 10^{-3} \text{ ฟุต-ปอนด์/ปอนด์โมล} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ผลรวมของแรงเสียดทานทั้งหมด} &= 2.047 * 10^{-2} + 3.584 * 10^{-3} \\ &= 2.4054 * 10^{-2} \text{ ฟุต-ปอนด์/ปอนด์โมล} \end{aligned}$$

พลังงานเชิงกลที่จำเป็นสำหรับปั๊ม

$$\begin{aligned} &= \text{ระดับความสูงที่ต่างกัน} + \text{ผลรวมของแรงเสียดทานทั้งหมด} \\ &= 0.5 + 2.4054 * 10^{-2} \\ &= 0.524054 \text{ ฟุต-ปอนด์/ปอนด์โมล} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& \text{กำลังสำหรับมอเตอร์ของปั๊ม} \quad (\text{กำหนดให้ประสิทธิภาพของปั๊มเป็น } 80\%) \\
& = (\text{พลังงานเชิงกลที่ใช้*อัตราการไหลของของผสม}) / \text{ประสิทธิภาพของปั๊ม} \\
& = 0.524054 * 1.143 * 10^{-3} / 0.8 \\
& = 7.487 * 10^{-4} \quad \{(\text{ฟุต-ปอนด์/ปอนด์-โมล})(\text{ลบ.ฟุต/วินาที})\}
\end{aligned}$$

จาก 1 ฟุต-ปอนด์/วินาที = 550 แรงแม้า และ 1 ลบ.ฟุต = 62.3 ปอนด์-โมล

$$\begin{aligned}
\text{ดังนั้น กำลังของมอเตอร์ที่ใช้กับปั๊ม} & = 7.487 * 10^{-4} * 62.3 / 550 \\
& = 8.4812 * 10^{-6} \text{ แรงแม้า} \\
& = 1 \text{ แรงแม้า}
\end{aligned}$$

6.8.2 ปั๊มที่ใช้สูบของเหลวจากเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนเข้าทอกลั่น [7]

$$\begin{aligned}
\text{อัตราการไหลของของเหลวเข้าทอกลั่น} & = 39.53852 \text{ ลิตร/ชั่วโมง} \\
& = 4.067 * 10^{-4} \text{ ลบ.ฟุต/วินาที} \\
\text{ความเร็วเฉลี่ยของของเหลวในท่อ} & = 144 * 4.067 * 10^{-4} / \pi (0.674/2)^2 \\
& = 0.164 \text{ ฟุต/วินาที} \\
\text{ความหนืดของของเหลว} & = 1.008 * 10^{-3} \text{ ปอนด์/ฟุต-วินาที} \\
\text{ความหนาแน่นของของเหลว} & = 55.7313 \text{ ปอนด์/ลบ.ฟุต} \\
R_u & = 0.674 * 0.164 * 55.7313 / (12 * 1.008 * 10^{-3}) \\
& = 509.2853
\end{aligned}$$

จาก $c = 8\rho V_u^2 / R_u$ และ $f = 2c / \rho V_u^2$ จะได้

$$\begin{aligned}
f & = 16 / R_u \\
& = 16 / 509.2853 \\
& = 3.142 * 10^{-2}
\end{aligned}$$

เนื่องจากใช้ชนิดและจำนวนของข้อต่อ, วาล์ว เหมือนใน 6.8.1

ดังนั้น L_u รวมทั้งหมด = 4.3810 ฟุต

แรงเสียดทานเนื่องจากการไหลผ่านท่อและข้อต่อ

$$= 2fV_u^2(L+L_u)/gD$$

$$= 2*0.03142*0.164^2*(6.667+4.09+1+4.381)*12/(32.17*0.674)$$

$$= 0.0151 \text{ ฟุต-ปอนด์/ปอนด์โมล}$$

แรงเสียดทานเนื่องจากการไหลผ่านท่อที่มีขนาดเปลี่ยนไป

$$= \{0.75[1-(0.5/0.674)]*0.164^2/(2*0.5*32.17)$$

$$+ (0.164-0)^2/(2*0.5*32.17)$$

$$= 9.9796*10^{-4} \text{ ฟุต-ปอนด์/ปอนด์โมล}$$

$$\text{ผลรวมแรงเสียดทานทั้งหมด} = 0.0151+9.9796*10^{-4}$$

$$= 1.61*10^{-2} \text{ ฟุต-ปอนด์/ปอนด์โมล}$$

$$\text{พลังงานเชิงกลที่จำเป็นสำหรับปั๊ม} = 4.09+1+1.61*10^{-2}$$

$$= 5.106 \text{ ฟุต-ปอนด์/ปอนด์โมล}$$

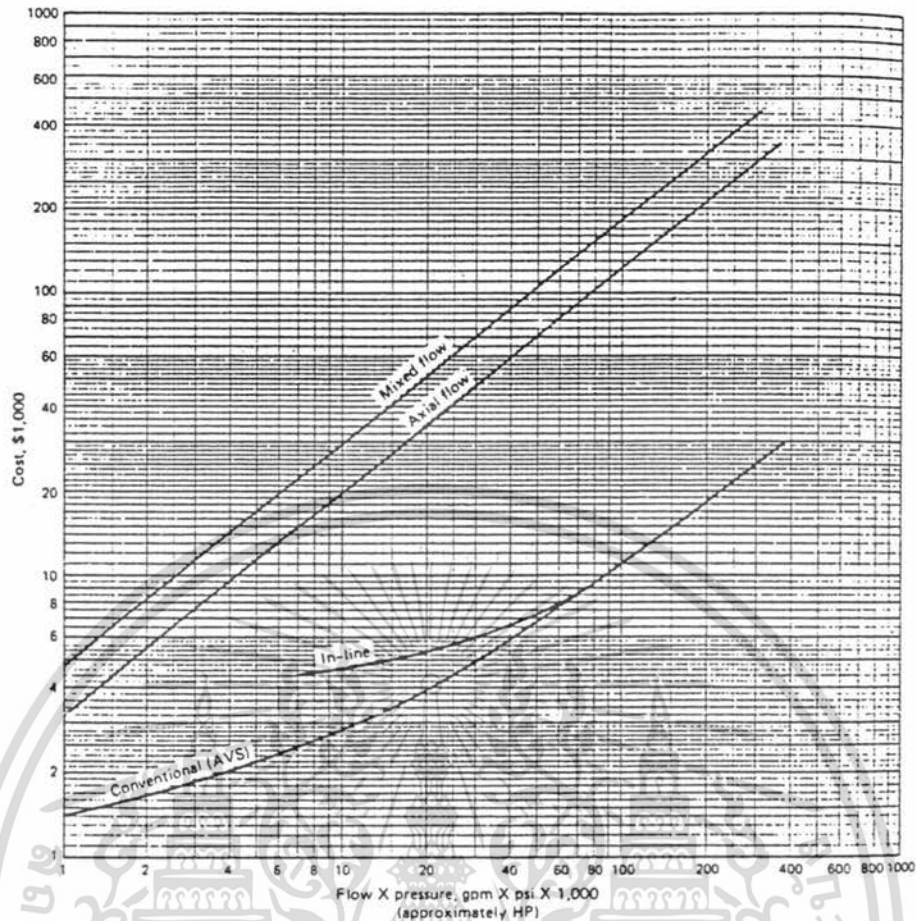
$$\text{กำลังสำหรับมอเตอร์ของปั๊ม} = 5.106*4.067*10^{-4}*62.3/(0.8*550)$$

$$= 2.94*10^{-4} \text{ แรงม้า}$$

$$\text{ดังนั้นกำลังของมอเตอร์ที่ใช้กับปั๊ม} = 1 \text{ แรงม้า}$$

ในกระบวนการผลิตใช้ปั๊มแบบ axial flow centrifugal pump กำลัง 1 แรงม้า จำนวน 2 หน่วย จากกราฟต่อไปนี้ ให้ข้อมูลในการกำหนดราคาสำหรับ centrifugal pump แบบต่าง ๆ

Pumps, Centrifugal
Cast iron, horizontal, includes motor, coupling, base



Factors:	Pressure factor:			
	Conventional	In-line	Axial Flow	Mixed Flow
Size exponent	1.30	1.27	0.79	0.79
Installation	1.5	1.75	1.58	1.32
Module factor	1.4	1.3	2.05	1.70
Cast steel	2.0	1.6		
316 stainless	1.3			
Copper alloy	3.6			
Nickel alloy	5.7			
Titanium				

Factors:	Pressure factor:		
	to 150 psi	150-500 psi	500-1000 psi
In-line	1.00	1.48	1.92
Conventional	1.0	1.62	2.12

Factors:
 Conventional: APS/AVS = 1.6
 In-line: vertical/horizontal = 0.89
 Mixed, axial flow: vertical/horizontal = 1.12

รูปที่ 6.9 แสดงการกำหนดราคาของ centrifugal pump แบบต่าง ๆ (ปี 2532)[6]

ได้ราคาของ axial flow centrifugal pump กำลัง 1 แรงม้า 2 หน่วย

$$= 3200 * 2 = 6400 \text{ ดอลลาร์}$$

ราคาของ axial flow centrifugal pump กำลัง 1 แรงม้า 2 หน่วย

รวมการติดตั้ง = $1.58 * 6400 = 10112 \text{ ดอลลาร์}$

ราคาของ axial flow centrifugal pump กำลัง 1 แรงม้า 2 หน่วย

รวมอุปกรณ์ช่วย และการติดตั้ง = $2.05 * 6400 = 13120 \text{ ดอลลาร์}$

บทที่ 7

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

7.1 สรุปผลการวิจัย

จากโครงการวิจัยเพื่อออกแบบโรงงานต้นแบบจำลองในการผลิต CMC ระดับอุตสาหกรรม โดยการคำนวณและออกแบบทางด้านวิศวกรรม เพื่อกำหนดลักษณะที่เหมาะสมของอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิต ให้กำลังการผลิตวันละ 39 กิโลกรัม และการประมาณราคาอุปกรณ์สำหรับโรงงานต้นแบบ สามารถสรุปผลการวิจัยได้ดังนี้

7.1.1 ลักษณะที่เหมาะสมของอุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิต

ก. เครื่องปฏิกรณ์เคมี

ได้เลือกใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมีขนาด 200 ลิตร ของภาควิชาเคมี คณะวิทยาศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ข. เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน

เมื่อพิจารณาถึงข้อดีและข้อเสียของเครื่องเหวี่ยงตกตะกอนที่เหมาะสมสำหรับกระบวนการผลิต CMC ได้เลือกใช้เครื่องเหวี่ยงตกตะกอนแบบ solid-bowl

ค. เครื่องอบแห้ง

CMC ที่ผลิตได้มีขนาดอนุภาคประมาณ 0.444 มิลลิเมตร ซึ่งมีขนาดเล็ก มีความเหมาะสมที่จะใช้เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด สำหรับกำลังการผลิตวันละ 39 กิโลกรัม จะเป็นการใช้เครื่องอบแห้งแบบไม่ต่อเนื่อง ถ้าสามารถขยายกำลังการผลิตให้สูงขึ้นก็อาจจะเปลี่ยนกระบวนการอบแห้งเป็นแบบต่อเนื่องได้ง่าย

สำหรับข้อมูลที่ได้จากการวิจัยเกี่ยวกับเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดไรซ์เบด ซึ่งศึกษา

หาจากการทำแผนภูมิความชื้นของไฮโซโพรพานอล มีดังนี้

ใช้เครื่องอบแห้งแบบทรงกระบอก พื้นที่หน้าตัด 5.777×10^{-2} ตร.ม. มีความสูง 21 ซม. เวลาที่ใช้ในการอบแห้ง CMC 4.3 กิโลกรัม เท่ากับ 3.2 นาที

ง. หอกลิ้น

หอกลิ้นที่ใช้แยกน้ำออกจากไฮโซโพรพานอลที่ใช้ในกระบวนการผลิตแล้ว เพื่อนำกลับไปใช้ใหม่ ได้เลือกหอกลิ้นแบบถาด ที่มีจำนวนถาด เท่ากับ 16 ถาด และหอกลิ้นที่ได้มีเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.1147 เมตร

7.1.2 การประมาณราคาอุปกรณ์สำหรับโรงงานต้นแบบในการผลิต CMC

การลงทุนตั้งโรงงานผลิต CMC ในประเทศไทยมีความเหมาะสมมาก เนื่องจากเหตุผลหลายประการ ดังที่ได้กล่าวมาแล้วในบทนำ ดังนั้นการวิจัยนี้จึงได้วิเคราะห์หาราคาของอุปกรณ์ที่จำเป็นต้องใช้ในกระบวนการผลิต CMC ซึ่งจะนำไปใช้เป็นข้อมูลประกอบการตัดสินใจในการตั้งโรงงานต้นแบบเพื่อผลิต CMC โดยราคาของอุปกรณ์ต่าง ๆ นี้เป็นราคาในเดือนมกราคม ปี 2533 ดังแสดงในตารางที่ 7.1

ตารางที่ 7.1 แสดงราคาอุปกรณ์ทั้งหมดที่ใช้ในกระบวนการผลิต

อุปกรณ์ที่ใช้ในกระบวนการผลิต	ราคา	
	ดอลลาร์	บาท
1. เครื่องปฏิกรณ์เคมี รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง	32,879.18	854,858.68
2. บันได ราวจับ และแท่นวาง	1,010.73	26,279.00
3. เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง	50,000.00	1,300,000.80
4. เครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง	8,007.25	208,188.44
5. หอกลิ้น	22,276.32	579,184.32
6. ถังเก็บ 4 หน่วย รวมการติดตั้ง	35,242.37	916,301.70
7. ท่อ (32.095 ฟุต) รวมการติดตั้ง	66.35	1,724.99
8. วาล์ว 7 หน่วย (แบบประตูน้ำ)	1,190.00	30,940.00
9. ปั๊ม 2 หน่วย รวมอุปกรณ์ช่วยและการติดตั้ง	13,120.00	341,120.00
รวมราคาของอุปกรณ์ทั้งหมด	163,792.20	4,258,597.20

หมายเหตุ ใช้อัตราแลกเปลี่ยนเงิน 1 ดอลลาร์ = 26.00 บาท

การคำนวณราคาอุปกรณ์ทั้งหมดมีความถูกต้องอยู่ในช่วง 20 % [6],[7]

ตั้งที่ได้กล่าวมาแล้วว่า ราคาที่วิเคราะห์ออกมานี้เป็นราคาในเดือนมกราคม ปี 2533 ดังนั้นหากมีผู้สนใจจะทราบราคาในปีอื่น ๆ ก็สามารถทำได้โดยการนำ cost index ของปีที่ต้องการทราบราคามาคูณกับราคาของอุปกรณ์ แล้วหารด้วย cost index

ของเดือนมกราคม ปี 2533 ซึ่งเท่ากับ 904 ก็จะทำทราบราคาของอุปกรณ์ในปีที่ต้องการ

7.2 ข้อเสนอนโยบายทางการค้นคว้าในอนาคต

โครงการวิจัยนี้ให้ข้อมูลเบื้องต้นเพื่อประกอบการตัดสินใจในการพิจารณาความเป็นไปได้สำหรับการลงทุนตั้งโรงงานต้นแบบในการผลิต CMC เท่านั้น เนื่องจากข้อมูลที่ได้เป็นการคำนวณตามทฤษฎี แต่ในความเป็นจริงในด้านอุตสาหกรรม ยังต้องการข้อมูลที่ได้มาจากการศึกษาและทดลองปฏิบัติอีกมากมาย เช่น การสร้างโรงงานต้นแบบจำลองสำหรับการผลิต CMC หรือการทดลองในอุปกรณ์เฉพาะอย่าง เพื่อหาข้อมูลและความเป็นไปได้ในการผลิต CMC ในเชิงพาณิชย์ ดังรายละเอียดต่อไปนี้

ก. เครื่องปฏิกรณ์เคมี ควรทดลองผลิตจริงโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์เคมีขนาด 200 ลิตร ที่มีอยู่ เพื่อยืนยันถึงผลการทดลองที่ได้จากการคำนวณ

ข. เครื่องเหวี่ยงตกตะกอน ควรศึกษาถึงรายละเอียดเกี่ยวกับเครื่องเหวี่ยงแยกแบบ solid-bowl เพิ่มเติม และนำ CMC ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์เคมีไปทดลองกับเครื่อง solid-bowl

ค. เครื่องอบแห้ง ควรทำการทดลองอบแห้งจริงในเครื่องอบแห้งแบบฟลูอิดซ์เบด เพื่อเป็นการตรวจสอบแผนภูมิความชื้นของไอโซเทอร์มอลที่สร้างขึ้นมาว่าสามารถใช้ได้กับการอบแห้งจริง ๆ หรือไม่ และยังเป็นการศึกษาตรวจสอบถึงข้อมูลที่ได้จากการคำนวณและจากการทดลองอีกด้วย

ง. หกกลั่น จากการคำนวณหาจำนวนภาค โดยวิธีของ McCabe-Thiele เป็นวิธีการเบื้องต้นในการได้มาซึ่งข้อมูลเฉพาะจำนวนขั้นตอนสมดุล (ภาค) ที่เหมาะสม และเส้นผ่าศูนย์กลางเท่านั้น ดังนั้นจึงควรที่จะศึกษาถึงรายละเอียดต่าง ๆ เพิ่มเติม เช่น ลักษณะของภาคที่ใช้ ความสูงของหกกลั่นที่เหมาะสม และควรที่จะดำเนินการกลั่นจริงภายใต้เงื่อนไขที่ได้กำหนดไว้



ภาคผนวก ก.

การวิเคราะห์คุณสมบัติอากาศชื้นสำหรับไอโซโทรพานอล

ในการวิเคราะห์กระบวนการอบแห้ง ค่าต่าง ๆ ของคุณสมบัติของอากาศชื้นเป็นสิ่งสำคัญ ในกรณีที่เป็นการอบแห้งวัสดุเปียกที่เป็นน้ำ สามารถที่จะใช้แผนภูมิอากาศชื้น (psychrometric chart) ของไอน้ำ ที่อุณหภูมิต่าง ๆ ได้ง่าย แต่ในการอบแห้ง CMC จะเป็นการอบแห้งเพื่อไล่เอาไอโซโทรพานอลออกจากตัว CMC ดังนั้นค่าของคุณสมบัติของอากาศชื้นสำหรับไอโซโทรพานอล สามารถคำนวณได้โดยอาศัยความสัมพันธ์ทางเทอร์โมไดนามิกส์ ดังนี้

1 ความสัมพันธ์ทางเทอร์โมไดนามิกส์ของคุณสมบัติของอากาศชื้น

ในการวิจัยหาค่าคุณสมบัติทางเทอร์โมไดนามิกส์ของอากาศชื้น ที่ต้องการความถูกต้องเป็นที่ยอมรับ แต่มีวิธีการคำนวณที่ยุ่งยาก เพื่อให้การคำนวณง่ายขึ้นจึงสมมติให้อากาศเป็นก๊าซสมบูรณ์ (perfect gas) ทำให้สามารถที่จะคำนวณคุณสมบัติทางเทอร์โมไดนามิกส์ของอากาศได้ผลใกล้เคียงกัน

ในการคำนวณค่าคุณสมบัติทางเทอร์โมไดนามิกส์ของอากาศชื้น ประกอบไปด้วย ตัวแปรที่สำคัญ ดังนี้

1. ความชื้นสัมพัทธ์ (relative humidity)
2. ความชื้นสัมบูรณ์ (absolute humidity)
3. ค่าเอนทาลปี (enthalpy)
4. ค่าอุณหภูมิกระเปาะเปียก (wet-bulb temperature)
5. จุดน้ำค้าง (dew point)
6. ปริมาตรจำเพาะ (specific heat)

7. ความร้อนจำเพาะชื้น (humid heat)

2 กฎของก๊าซสมบูรณ์ (perfect gas law)

ที่ความดันบรรยากาศ พิจารณาได้ว่า ส่วนผสมของก๊าซต่าง ๆ ในอากาศชื้น เป็นส่วนผสมของก๊าซอุดมคติ ทำให้สามารถใช้กฎของ Gibbs-Dalton ซึ่งกล่าวว่า "ความดันของอากาศมีค่าเท่ากับผลบวกของความดันย่อย"

ในที่นี้เราสมมติให้ในอากาศไม่มีไอน้ำ มีเฉพาะอากาศแห้งกับไฮโดรฟอรานอลเท่านั้น ดังนั้นจะได้

$$P = P_a + P_v \quad \text{----- (1)}$$

เมื่อ

P = ความดันรวมของอากาศ

P_a = ความดันของอากาศแห้ง

P_v = ความดันของไฮโดรฟอรานอลในอากาศ

ความดันไออิ่มตัวของไฮโดรฟอรานอล (P_{vs}) ขึ้นอยู่กับอุณหภูมิเพียงอย่างเดียว สามารถหาได้จากสมการของ Antoine ซึ่งมีความสัมพันธ์ดังนี้

$$\log_{10} (P_{vs}) = A - [B/(C+t)] \quad \text{----- (2)}$$

เมื่อ

A, B, C = เป็นค่าคงที่ สำหรับไฮโดรฟอรานอล มีค่าเป็น 8.8729, 2010.320, 252.636 ตามลำดับ

P_v = ความดันไออิ่มตัวของไฮโดรฟอรานอล, มิลลิเมตรปรอท

t = อุณหภูมิ, องศาเซลเซียส ช่วง $-26 < t < 83$

3 ความชื้นสัมบูรณ์ (H)

ความชื้นสัมบูรณ์ เป็นอัตราส่วนโดยน้ำหนักของไอโซไพรพานอลในอากาศ
กับอากาศแห้ง

$$H = W_1/W_u \quad \text{----- (3)}$$

เมื่อ

W_1, W_u = น้ำหนักของไอโซไพรพานอล และอากาศแห้งตามลำดับ
เนื่องจาก น้ำหนักของก๊าซมีค่า เท่ากับ จำนวนโมลคูณกับน้ำหนักโมเลกุล แทนค่าลง
สมการที่ 3

$$H = (60.0956/28.964) (N_1/N_u) \quad \text{----- (4)}$$

เมื่อ

60.0956 และ 28.964 = น้ำหนักโมเลกุลของไอโซไพรพานอล และ
อากาศแห้ง ตามลำดับ
 N_1, N_u = จำนวนโมลของไอโซไพรพานอล และอากาศ
แห้ง ตามลำดับ

เมื่อคิดว่าอากาศแห้งและไอโซไพรพานอลต่างก็เป็นก๊าซสมบูรณ์ เราสามารถใช้กฎของ
ก๊าซ ได้ดังนี้

$$P_1 V_1 = N_1 RT_{abs} \quad \text{----- (5)}$$

$$P_u V_u = N_u RT_{abs} \quad \text{----- (6)}$$

แทนค่าสมการที่ (1) ลงสมการที่ (6)

$$(P-P_1)V = N_u RT_{abs} \quad \text{----- (7)}$$

แทนค่าลงสมการที่ (5) และ (7) ลงในสมการที่ (4)

$$H = 2.0748 [P_1 / (P-P_1)] \quad \text{----- (8)}$$

สามารถหาค่า H_u ได้จากการหาค่า P_{1u} จากสมการที่ (3) มาแทนลง
ใน P_1 ในสมการที่ (8) เพื่อหาค่าความชื้นสัมบูรณ์ของอากาศ ที่ความดันไออิ่มตัวของ

ไฮโดรโฟรพานอล ซึ่งก็คือค่า ความชื้นสัมพัทธ์ 100% นั่นเอง

4 ความชื้นสัมพัทธ์ (RH)

ความชื้นสัมพัทธ์เป็นอัตราส่วนของความดันไอของไฮโดรโฟรพานอลกับความดันไออิ่มตัวของไฮโดรโฟรพานอลของอากาศ

$$RH = P_i / P_{i_s} \quad \text{-----(9)}$$

จากความสัมพันธ์ สามารถคำนวณหาความชื้นสัมพัทธ์ใด ๆ ได้ โดยอาศัยข้อมูลของความชื้นสัมบูรณ์ของอากาศ กล่าวคือ นำค่า P_{i_s} ที่ได้ มาแทนค่าในสมการที่ (9) เพื่อหาค่า P_i และนำค่า P_i มาแทนในสมการที่ (8)

$$H = 2.0748 \{ (RH * P_{i_s}) / [P - (RH * P_{i_s})] \} \quad \text{-----(10)}$$

เมื่อได้ความชื้นสัมพัทธ์ค่า ๆ หนึ่ง จะได้ความชื้นสัมบูรณ์ค่าต่าง ๆ เมื่อเปลี่ยน P_{i_s} ไปเรื่อย ๆ

5 ปริมาตรจำเพาะ (V)

จากกฎของก๊าซสมบูรณ์

$$P_a V_a = (W_a / m_a) RT_{abs}$$

จะได้

$$V = V_a / W_a = RT_{abs} / m_a P_a = RT_{abs} / [m_a (P - P_i)] \quad \text{-----(11)}$$

เมื่อ

$$V = \text{ปริมาตรจำเพาะ}$$

จากสมการ (8) จะได้

$$P_i = 0.4819HP / (1 + 0.4819H) \quad \text{-----(12)}$$

เมื่อแทนค่า P_s ลงใน (11)

$$V = (R/m_u)(t_{sub} / P)(1+0.4819H) \quad \text{-----(13)}$$

6 ความร้อนจำเพาะชื้น (C_H)

ความร้อนจำเพาะชื้นของอากาศแห้งกับไอโซโทรพานอล หาได้จากสมการ

$$C_H = 1.006 + 1.349H \quad \text{-----(14)}$$

เมื่อ

1.006 = ความร้อนจำเพาะของอากาศแห้ง, กิโลจูล/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส

1.349 = ความร้อนจำเพาะของไอโซโทรพานอล, กิโลจูล/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส

7 เอนทาลปี (h)

เอนทาลปีของอากาศชื้น มีค่าเท่ากับ ผลบวกของเอนทาลปีของอากาศแห้ง (h_u) และเอนทาลปีของไอโซโทรพานอล (h_s)

$$h = h_u + h_s H \quad \text{-----(15)}$$

ถ้าให้อุณหภูมิอ้างอิงเป็น 0 องศาเซลเซียส สามารถที่จะเขียน h_u , h_s

ได้ดังนี้

$$h_u = 1.006 t$$

เมื่อ

1.006 = ความร้อนจำเพาะของอากาศแห้ง, กิโลจูล/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส

t = อุณหภูมิกระเปาะแห้ง, องศาเซลเซียส

และ
เมื่อ

$$h_1 = 2.424t + 568.690$$

2.429 = ความร้อนจำเพาะของไอโซโพรพานอล, กิโลจูล/กิโลกรัม- องศาเซลเซียส

568.690 = ความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของไอโซโพรพานอล , กิโลจูล/กิโลกรัม

เมื่อรวมสมการเข้าด้วยกันจะได้

$$h = 1.006t + (2.429 + 568.690)H \text{ ----- (16)}$$

8 อุณหภูมิกระเปาะเปียก (t_w)

ได้ดังนี้
เมื่อ

ที่สภาวะสมดุล สมการแสดงอัตราการถ่ายเทความร้อนโดยการพาแสดง
 $q = hA(t - t_w) \text{ ----- (17)}$

q = อัตราการถ่ายเทความร้อน, กิโลจูล/ชั่วโมง

h = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทความร้อน, กิโลจูล/ตร.ม.- องศาเซลเซียส-ชั่วโมง

การถ่ายเทมวลจะเกิดขึ้นพร้อม ๆ กับการถ่ายเทความร้อน ซึ่งการถ่ายเทมวลนี้จะเกิดขึ้น เนื่องจากความแตกต่างระหว่างความเข้มข้นของไอโซโพรพานอลที่ผิวกับที่อากาศรอบนอก

$$Z = K_{gA}(C_{i,w} - C_{i,\infty}) \text{ ----- (18)}$$

เมื่อ

Z = อัตราการถ่ายเทมวล, กิโลกรัม/ชั่วโมง

K_{gA} = สัมประสิทธิ์การถ่ายเทมวล, (กิโลกรัม/ตร.ม.-ชั่วโมง)* (กิโลกรัมของไอโซโพรพานอล/กิโลกรัมของอากาศแห้ง)

C_{i_w}, C_{i_a} = ความเข้มข้นของไอโซโพรพานอลที่ผิววัสดุชั้น และที่อากาศรอบนอก ตามลำดับ

จาก $C = P_i M_i / R t_{abs}$ แทนค่าลงในสมการที่ (18)

$$Z = K_r A (M_i / R t_{abs}) (P_{i_w} - P_{i_a}) \quad \text{-----(19)}$$

ความร้อนที่ต้องใช้ในการระเหยไอโซโพรพานอลคือ

$$q = Z r_i = (r_i K_r A M_i / R t_{abs}) (P_{i_w} - P_{i_a}) \quad \text{-----(20)}$$

เมื่อ

r_i = ความร้อนแฝงของการระเหยของไอโซโพรพานอล, กิโลจูล/กิโลกรัม

ที่สภาวะสมดุล ค่าอัตราการถ่ายเทความร้อนของสมการ (17) เท่ากับ

ค่า q ในสมการ (20) จะได้

ความร้อนเนื่องจากการถ่ายเท = ความร้อนเนื่องจากการระเหย

$$\begin{aligned} hA(t-t_w) &= (r_i K_r A M_i / R t_{abs}) (P_{i_w} - P_{i_a}) \\ t-t_w &= (r_i K_r M_i / h R t_{abs}) (P_{i_w} - P_{i_a}) \quad \text{-----(21)} \end{aligned}$$

จาก

$$H_w = (M_i / m_a) (P_{i_w} / P_{i_a}), \quad H = (M_i / m_a) (P_{i_a} / P_a)$$

และ

$$k_a = m_a P_a / R t_{abs} \quad \text{แทนลงในสมการที่ (21)}$$

ดังนั้นอุณหภูมิกระเปาะเปิดหาได้จาก

$$t_w = t - [(r_i K_r k_a / h) (H_w - H)] \quad \text{-----(22)}$$

เมื่อ

h และ K_r มีความสัมพันธ์กันดังนี้

$$h/K_a = k_a C_H (S_c / P_r)^{2/3} \text{-----(23)}$$

เมื่อ

S_c = Schmidt number of Isopropanol = 1.604

P_r = Prandtl number of air = 0.69

k_a = ความหนาแน่นของอากาศแห้ง = 1.293 กิโลกรัม/ลบ.ม.

C_H = ความร้อนจำเพาะของอากาศแห้ง = 1.006 กิโลจูล/กิโลกรัม-องศาเซลเซียส

ในการวิเคราะห์กระบวนการอบแห้งโดยอาศัยสมการต่าง ๆ สำหรับหาค่าคุณสมบัติของอากาศชื้นเป็นสิ่งที่จำเป็นสำหรับการวิเคราะห์กระบวนการอบแห้ง การคำนวณต่าง ๆ สามารถทำได้โดยรวดเร็วด้วยการใช้คอมพิวเตอร์ในการคำนวณ โปรแกรมที่ใช้

ในการคำนวณจะใช้โปรแกรมภาษาปาสคาล แสดงได้ดังนี้

```

Program Project(input,output);
Uses crt,printer;
Const P = 101.3;
Type DataRec = Record
    Temp : integer;
    Hs : Real;
    Dryt : integer;
    H : Real;
End;

Var temp,Dry_temp : Integer;
    Pis,Hs,H,V,CH,ha,I,RH,Temp_RH : Real;

{----- Parts Of Function -----}
{1} Function Iso_Sat_P (t : Integer): Real;
    Const A = 5.87829;
          B = 2010.320;
          C = 252.636;
    Begin
        Iso_Sat_P := 0.1332894 * (exp(ln(10) * (A - (B/(C+t)))));
    End;

{2} Function Sat_Abs_Humidity (Pis_inp : Real): Real;
    Begin
        Sat_Abs_Humidity := 2.0748 * (Pis_inp/(P-Pis_inp));
    End;

{4} Function Abs_Humidity (RH_inp : Real; Pis_inp : Real) : Real;
    Begin
        Abs_Humidity := 2.0748 * ((RH_inp*Pis_inp)/(P-(RH_inp*Pis_inp)));
    End;

```

```

{5} Function Specific_Volume (t : integer; H_inp : Real) : Real;
    Const R = 8.31;
        Ma = 28.964;
    Var tabs : Real;
    Begin
        tabs := t + 273.15;
        Specific_Volume := (R / Ma) * (tabs/P) * (1 + (0.4819 * H_inp));
    End;

{6} Function Humid_heat (H_inp : Real) : Real;
    Begin
        Humid_heat := 1.006 + (1.349 * H_inp);
    End;

{7} Function Enthalpy(t : integer; H_inp : Real) : Real;
    Begin
        Enthalpy := (1.006 * t) + ((2.424 + 568.690) * H_inp);
    End;

{8} Function Wet_Bulk_temp(tw_inp:integer;t_inp:integer;Hw_inp:real):Real;
    Const ri = 789.1619;
        pa = 1.2928;
        kg_hc = 0.4382;
    Begin
        Wet_Bulk_temp := Hw_inp - ((t_inp-tw_inp)/(ri*kg_hc*pa));
    End;
}----- End Parts Of Function -----}

Begin {Main}
    clrscr;
    {Writeln('-----');}
    {Writeln(' t Pis Hs RH H V CH h ');}
    {Writeln(' (celcius) (KPa) (Kg water (%) (Kg water (m^3/Kg) (KJ/ (KJ/Kg) ');}
    {Writeln(' /Kg dry air) /Kg dry air) Kg dry air c) ');}
    {Writeln('-----');}
    For temp := 0 to 80 DO
    Begin
        Pis := Iso_Sat_P(temp);
        Hs := Sat_Abs_Humidity(Pis);
        {Write(' ',t6emp:3,' ',Pis:9:4,Hs:9:4);}
        RH := 0.9;
        While RH > 0 DO
        Begin
            Temp_RH := RH * 100;
            H := Abs_Humidity (RH.Pis);
            V := Specific_Volume(Dry_temp.H);
            CH := Humid_heat (H);
            ha := Enthalpy(temp.H);
            if RH = 0.9 then
            Begin
                {Write(' ',Temp_RH:2:0,H:10:4,' ',V:10:4,CH:10:4,' ',h:8:4);}
                {Writeln;}
            End
        End
    End

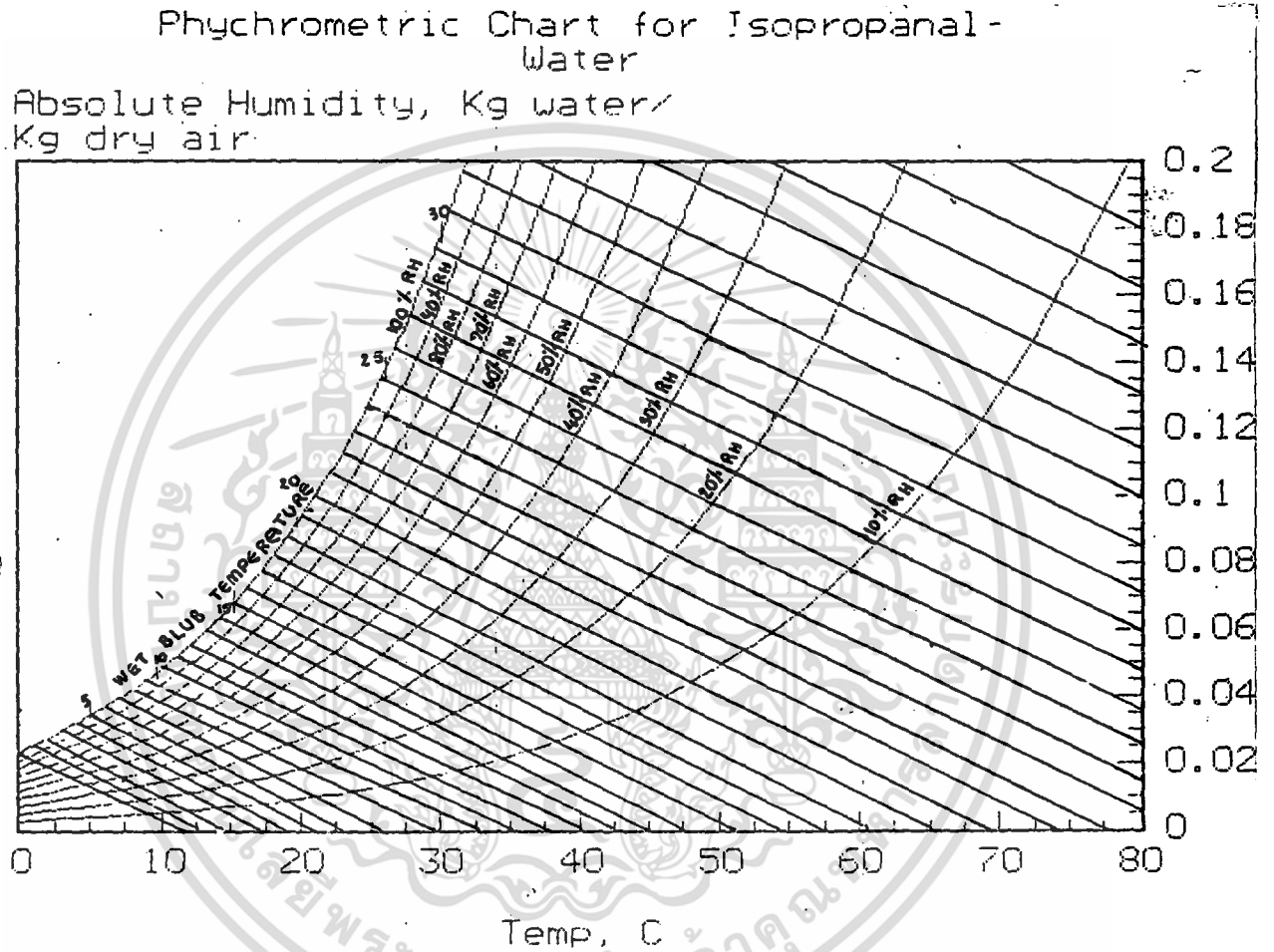
```

```

else Begin
  {Write('
  {Writeln(Temp_RH:2:0,H:10:4,'
  End:
  RH := RH - 0.1;
End;
End;
{Writeln('-----');}
{Writeln;}
{Writeln;}
Writeln('-----');
Writeln(' t Hs Dry I ');
Writeln('(celcius) (Kg water/ t ');
Writeln(' Kg dry air) ');
Writeln('-----');
For temp := 0 to 30 DO
Begin
  Pis := Iso_Sat_P(temp);
  Hs := Sat_Abs_Humidity(Pis);
  Dry_temp := temp + 1;
  Write(' ',temp:3,' ');
  While Dry_temp < 31 DO
  Begin
    I := Wet_Bulk_temp(temp,Dry_temp,Hs);
    IF Dry_temp = temp + 1 then
      Writeln(Hs:9:4,' ',Dry_temp:3,' ',I:10:4)
    Else
      Writeln(' ',Hs:9:4,' ',Dry_temp:3,' ',I:10:4);
    Dry_temp := Dry_temp + 1;
  End; {While}
End; {For}
Writeln('-----');
End.

```

จากผลของการคำนวณคุณสมบัติของอากาศชื้น โดยใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์ เมื่อนำข้อมูลที่ได้ไปสร้างเป็นแผนภูมิอากาศชื้น (psychrometric chart) ทำให้การคำนวณเกี่ยวกับการอบแห้งได้สะดวกและประหยัดเวลาได้มาก แผนภูมิอากาศชื้นที่ได้แสดงได้ ดังรูปที่ ก.1



รูปที่ ก.1 แสดงแผนภูมิอากาศชื้นของไอโซโพรพานอล

ภาคผนวก ข.

การคำนวณค่าตัวแปรบางตัวสำหรับการกลั่น

1. การหาความหนาแน่นของสารผสมในสภาวะไอ (k_v)

สามารถหาได้จากสูตร

$$k_v = M(273.15)/(22.4 * T)$$

เมื่อ

$$\begin{aligned} M &= \text{น้ำหนักโมเลกุลเฉลี่ยของสารผสมในหอกลั่น} \\ &= (\text{น้ำหนักโมเลกุลของไอโซโพรพานอล} + \text{น้ำหนักโมเลกุลของน้ำ})/2 \\ &= (60.096 + 18.015)/2 \\ &= 39.055 \end{aligned}$$

T = อุณหภูมิเฉลี่ยภายในหอกลั่น

$$= 80.3 + 273.15$$

$$= 353.45 \text{ เคลวิน}$$

$$\text{ดังนั้น } k_v = (39.055 * 273.15)/(22.4 * 353.45)$$

$$= 1.347 \text{ กิโลกรัม/ตร.ม.}$$

2. การหาความหนาแน่นของสารผสมในสภาวะของเหลว

สามารถหาได้จากปริมาตรวิกฤติ (critical volume, V_c) และ

ปริมาตรของสารที่จุดเดือดปกติ (normal boiling point, V_b)

เมื่อ $V_B = 0.285 * V_C^{1.048}$

ค่า V_C หาได้จากสมการ

$$V_C = 33.04 + \{\Sigma(M_1)(\Delta V_1)\}^{1.020}$$

เมื่อ

M_1 = น้ำหนักโมเลกุลของไฮโซโพรพานอลส่วนที่พิจารณา

ΔV_1 = ความแตกต่างของพลังงานของไฮโซโพรพานอลส่วนที่พิจารณา

$-CH_3, -CH_2, -OH$ มี $\Delta V_1 = 3.36, 3.36, 0.704$ ตามลำดับ

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้น } \{\Sigma(M_1)(\Delta V_1)\}^{1.020} &= \{(3.36*15)+(3.36*15)+(3.36*14) \\ &\quad +(0.704*17)\}^{1.020} \\ &= 185.141 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_C &= 33.04 + 185.141 \\ &= 218.181 \text{ ตร.ซม./โมล} \end{aligned}$$

แทนค่า V_C ที่ได้ลงในสมการที่ใช้หา V_B จะได้

$$\begin{aligned} V_B &= 0.285(218.181)^{1.048} \\ &= 80.524 \text{ ตร.ซม./โมล} \end{aligned}$$

เมื่อความหนาแน่นของสารผสมในสภาวะของเหลว คือ ส่วนกลับของ V_B ดังนั้นความหนาแน่นของไฮโซโพรพานอลในสภาวะของเหลวคือ 0.01242 โมล/ตร.ซม. หรือ 746.398 กิโลกรัม/ตร.ม.

สำหรับความหนาแน่นของน้ำที่ 353.45 เคลวิน มีค่าเท่ากับ 971.612 กิโลกรัม/ตร.ม.

$$\begin{aligned} \text{ดังนั้นความหนาแน่นของสารผสมในสภาวะของเหลวมีค่า} \\ &= (971.612 + 746.398)/2 \\ &= 859.005 \text{ กิโลกรัม/ตร.ม.} \end{aligned}$$

3. การหาความเร็วของไอที่ส่วนบนของหอกลั่น (B)

จากเงื่อนไขการกลั่นสารผสมระหว่างไอโซโพรพานอลและน้ำ เมื่อสารผสมเข้าสู่หอกลั่นในอัตรา 0.8795 กิโลโมล/ชั่วโมง

จากสมดุลมวลสารของไอโซโพรพานอลรอบหอกลั่น

$$(X_F)(F) = (X_D)(D) + (X_W)(W)$$

$$0.545 \times 0.8795 = 0.65D + \{(0.1)(0.8795 - D)\}$$

จะได้

$$D = 0.7116 \text{ กิโลโมล/ชั่วโมง}$$

$$W = 0.1679 \text{ กิโลโมล/ชั่วโมง}$$

เมื่อ ความเร็วของไอที่ส่วนบนของหอกลั่น จะขึ้นกับอัตราส่วนการป้อนเวียน

กลับ

$$B = (0.7116)(1 + 0.65)$$

$$= 1.1741 \text{ กิโลโมล/ชั่วโมง}$$

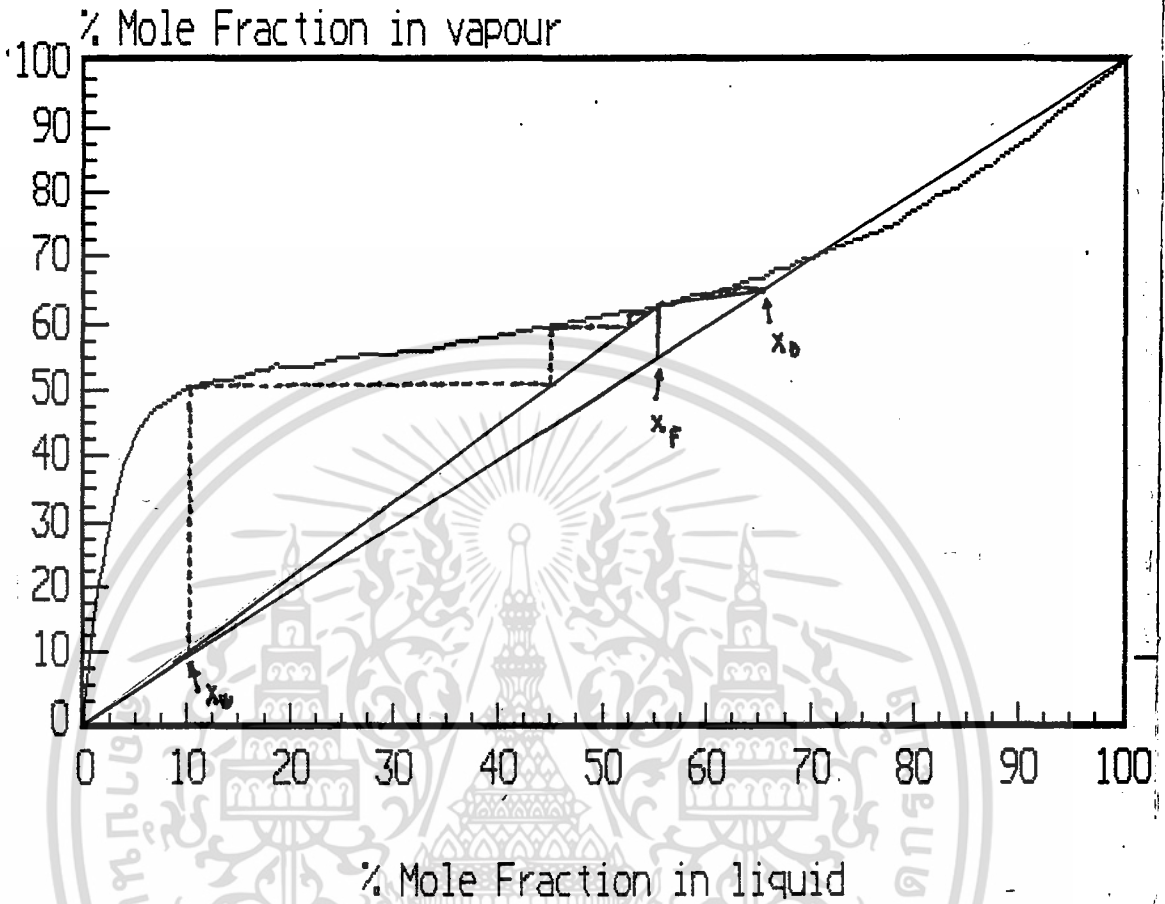
4. การหาค่าอัตราส่วนของของเหลวที่ไหลกลับเข้าสู่หอกลั่นต่อผลิตภัณฑ์ที่ออกทางส่วนบน หรืออัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ (reflux ratio)

เป็นการคำนวณโดยวิธีเขียนกราฟของ MCCABE-THIELE เมื่อสารผสมที่จะเข้าสู่หอกลั่นอยู่ในสภาวะของเหลวที่จุดเดือดพอดี เมื่อลากเส้น i ไปตัดเส้นโค้งสมดุล (จุด C) อัตราส่วนป้อนกลับในกรณีนี้เรียกว่า อัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด โดยหาได้จาก

$$R_m = (X_D - Y_C) / (Y_C - X_C)$$

สามารถแสดงได้ดังรูปที่ ข.1

McCABE-THIELE Diagram for Isopropanal-Water



รูปที่ ๓.1 แสดงการหาอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด

จากรูปที่ ๓.1 $x_D = 65$, $x_F = 54.5$,
 $x_w = 10$, $x_C = 54.5$,
 $y_C = 61.5$

$$\begin{aligned} \text{อัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด} &= (65-61.5)/(61.5-54.5) \\ &= 0.5 \end{aligned}$$

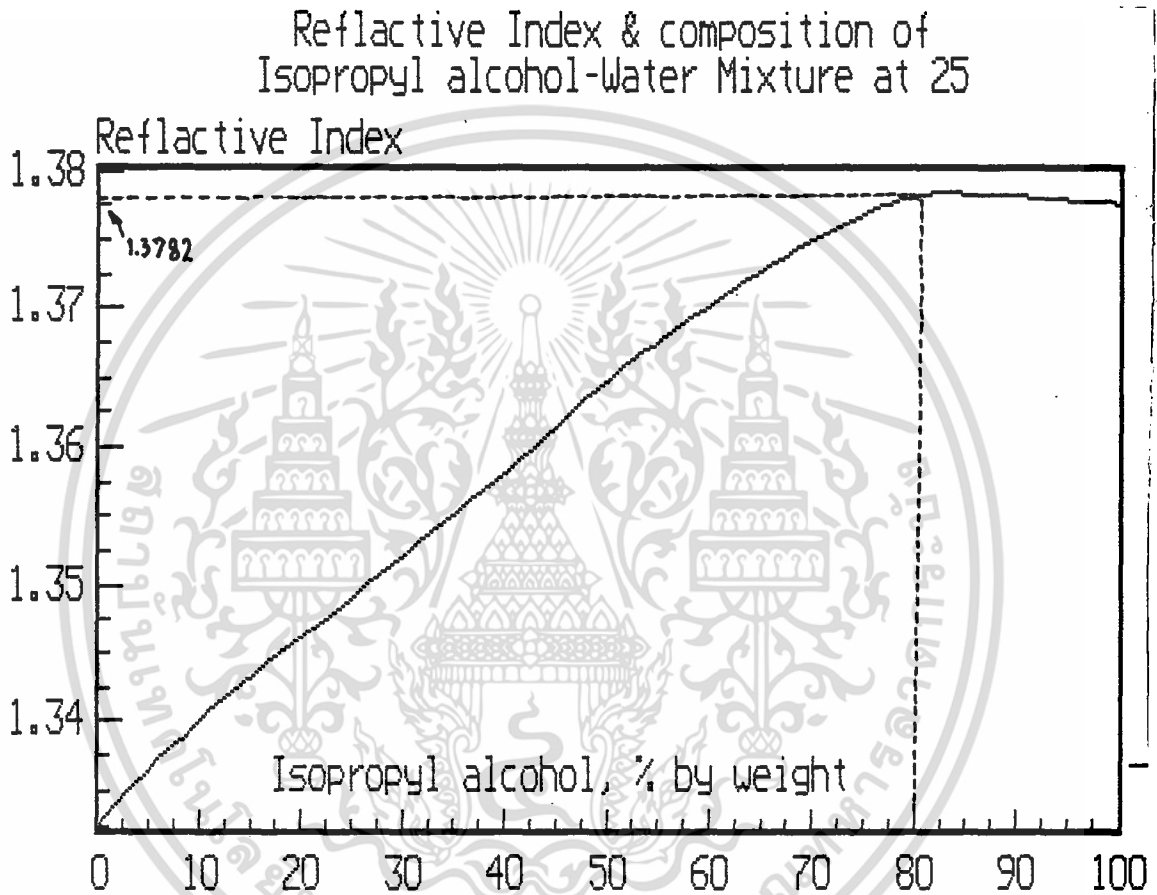
แต่ในทางปฏิบัติ โดยทั่ว ๆ ไปนิยมใช้อัตราส่วนการป้อนเวียนกลับในช่วง

1.1-1.3 เท่าของอัตราส่วนการป้อนเวียนกลับน้อยที่สุด

$$\text{ดังนั้น อัตราส่วนการป้อนเวียนกลับ} = 0.5 * 1.3 = 0.65$$

5. การหาสัดส่วนเชิงโมลของสารผสมระหว่างไอโซโพรพานอลและน้ำ

ใช้กราฟมาตรฐานของดัชนีการหักเหของแสง (refractive index) กับ ส่วนประกอบของไอโซโพรพานอลและน้ำโดยน้ำหนักที่ 25 องศาเซลเซียส ซึ่งแสดงได้ดัง รูปที่ ๒.2



รูปที่ ๒.2 แสดงการหาสัดส่วนเชิงโมลของสารผสมระหว่างไอโซโพรพานอลและน้ำ

จากรูปที่ ๒.2 สารผสมระหว่างไอโซโพรพานอลและน้ำ มีค่าดัชนีหักเหของแสง = 1.3782 เพราะฉะนั้นได้เปอร์เซ็นต์โดยน้ำหนักของไอโซโพรพานอล เท่ากับ 80

เมื่อคิดเป็นสัดส่วนเชิงโมลของไอโซโพรพานอล จะได้

$$= \{(80/60.096) / [(80/60.096) + (20/18.0152)]\}$$

$$= 0.545$$

ภาคผนวก ค.

การประมาณราคาอุปกรณ์สำหรับโรงงานต้นแบบโดยใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์

การเขียนโปรแกรมคอมพิวเตอร์เพื่อช่วยในการกำหนดราคาอุปกรณ์ต่าง ๆ ในกระบวนการผลิตเป็นการเขียนโปรแกรมปาสคาลอย่างง่าย ๆ เพื่อช่วยในการกำหนดราคาอุปกรณ์ต่าง ๆ สะดวก รวดเร็วยิ่งขึ้น ราคาอุปกรณ์ที่ได้จากการใช้โปรแกรมคอมพิวเตอร์นี้ ใช้ปี 2533 เป็นฐาน ดังนั้นหากต้องการทราบราคาอุปกรณ์ในปีก่อน ๆ ก็สามารถทำได้โดยใช้ cost index ช่วย

โปรแกรมที่ใช้กำหนดราคาอุปกรณ์ เป็นดังนี้



```

Program Calulate_Cost_of_Process_for_CMC;
Uses Crt;
Var input : Real;
    Ch      : Char;
    Quit    : Boolean;
Function ReadInt(Prompt : String) : Integer;
var
    IntStr : string;
    IntIn, Result : Word;
Begin
    Repeat
        Write(Prompt);
        Readln(IntStr);
        Val(IntStr, IntIn, Result);
        if Result <> 0 then
            Writeln(' Invalid numerical format');
        Until Result = 0;
        ReadInt := IntIn;
    End;

Function ReadReal(Prompt : String) : Real;
var
    RealStr : string;
    Result : Word;
    RealIn : Real;
Begin
    Repeat
        Write(Prompt);
        Readln(RealStr);
        Val(RealStr, RealIn, Result);
        if Result <> 0 then
            Writeln(' Invalid numerical format');
        Until Result = 0;
        ReadReal := RealIn;
    End;

```

```
Function Power(x,n : Real) : Real;
```

```
Begin
```

```
    if (x = 0) then power := 0
```

```
    else
```

```
        Power := Exp(n*ln(x));
```

```
End;
```

```
Procedure Reactor;
```

```
Function Purchase(Wr : Real) : Real;
```

```
Begin
```

```
    Purchase := 196.12203*power(Wr,0.66);
```

```
End;
```

```
Begin
```

```
    Clrscr;
```

```
    WriteLn('-----');
```

```
    WriteLn('          Purchase Cost of Reactor');
```

```
    WriteLn('-----');
```

```
    WriteLn;
```

```
    input := ReadReal('Enter Weight of Reactor to cal. (Pounds) : ');
```

```
    WriteLn('Purchase Cost of is : $',Purchase(input):0:4);
```

```
    WriteLn;
```

```
    Write('Press any key to continue...');
```

```
    Ch := ReadKey;
```

```
End;
```

```
Procedure Agitator;
```

```
Function Purchase(HP: Real) : Real;
```

```
Begin
```

```
    if (HP >=1.0) and (HP <=3.0) then
```

```
        Purchase := 3000*2.5*Power(HP/6,0.42)
```

```

else
    if (HP > 3.0) and (HP <=100.0) then
        Purchase := 3000*2.5*Power(HP/6,0.51);
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('          Purchase Cost of Propeller Agitator');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    input := ReadReal('Enter Power of Agitator to cal. (HP.) : ');
    WriteLn('Purchase Cost of is : $',Purchase:0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;

Procedure Installed_Reactor;
Var p,w : real;
Function Cost(var HP,Weight: Real) : Real;
Begin
    if (HP >=1.0) and (HP <=3.0) then
        Cost := (196.12203*Power(w,0.66)) + (3000*2.5*Power(HP/6,0.42))
    else
        if (HP > 3.0) and (HP <=100.0) then
            Cost := (196.12203*Power(w,0.66)) + (3000*2.5*Power(HP/6,0.51));
        End;
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('Installed Cost of Reactor include supporting equipments');
    WriteLn('-----');

```

```

WriteLn;
w := ReadReal('Enter Weight of Reactor (Pounds) : ');
p := ReadReal('Enter Power of Agitator (HP.):');
WriteLn('Installed Cost of Reactor include supporting equipments is :
      $',Cost(p,w):0:4);
WriteLn;
Write('Press any key to continue...');
Ch := ReadKey;
End;

Procedure Platform_and_Handrails;
Function Installed(Dia : Real):Real;

Begin
  Installed := -(4.1968716*Power(Dia,2)) + (238.9214*Dia) + 271.20644;
End;
Begin
  Clrscr;
  WriteLn('-----');
  WriteLn('      Purchase Cost of Platform and Handrails      ');
  WriteLn('-----');
  WriteLn;
  Input := ReadReal('Enter Diameter of Reactor to cal. (foots) : ');
  WriteLn('Purchase Cost of Platform and Handrails is : $',Installed(input):0:
  WriteLn;
  Write('Press any key to continue...');
  Ch := ReadKey;
End;

Procedure Ladder;
Function Installed(High : Real):Real;

Begin
  Installed := 20.4*High;
End;

Begin

```

```

    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('          Purchase Cost of Ladder          ');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    Input := ReadReal('Enter Height of Ladder to cal. (foots) : ');
    WriteLn('Purchase Cost of Ladder is : $',Installed(input):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;

Procedure Fluidize_Bed;

Function Installed (Size : Real) : Real;
Begin
    Installed := 5347.1634*Power(Size,0.48)
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('          Installed Cost of Fluidize-Bed;');
    WriteLn('-----');
    WriteLn('          3 ');
    input := ReadReal('Enter Size of Fluidize-Bed to cal. (ft) : ');
    WriteLn('Installed Cost of is : $',Installed(input):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;

Procedure Solid_bowl;

Function Installed (HP : Real) : Real;

```

```

Begin
    Installed := 16153.483*Power(HP,0.67)
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('        Installed Cost of Solid_bowl Centrifuge');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    input := ReadReal('Enter HP of Solid_bowl Centrifuge to cal. : ');
    WriteLn('Installed Cost of is : $',Installed(input):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;

Procedure Agitated_Tank;
Function Installed (Vol: Real) : Real;
Begin
    Installed := 1050.2327*Power(Vol,0.53)
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('        Installed Cost of Agitated_Tank');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    input := ReadReal('Enter volume of Agitated_Tank to cal.(Gallon): ');
    WriteLn('Installed Cost of is : $',Installed(input):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;

```

```

Procedure Tank;
Function Installed (Vol: Real) : Real;
Begin
    Installed := 10152*Power(Vol/170,0.71)
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('    Installed Cost of Tank ');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    input := ReadReal('Enter volume of Tank to cal.(Gallon): ');
    WriteLn('Installed Cost of is : $',Installed(input):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;
Procedure Bubble_Trap_Tower;
Function Installed (inch : Real) : Real;
Begin
    Installed := 1001.43+(82.513*inch)+(0.894247*Power(inch,2));
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('    Installed Cost of Bubble Trap Tower');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    input := ReadReal('Enter Diameter of Tower to cal. (inchs): ');
    WriteLn('Installed Cost of is : $',Installed(input):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');

```

```

    Ch := ReadKey;
End;

Procedure PipeLine;
Var l,d : real;
Function Cost (Diameter,Length : Real ) : Real;
Begin
    Cost := 20*Length*Power(Diameter/5,0.99)*(904/895);
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('      Cost of Pipe Line');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    d := ReadReal('Enter Diameter of Pipe (inch) : ');
    l := ReadReal('Enter Length of Pipe (ft.) : ');
    WriteLn('Cost of Pipe Line is : $',Cost(d,l):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;

Procedure Valve;
Function Purchase (Di : Real ) : Real;
Begin
    Purchase := 200*Power(Di/0.8, );
End;

Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('      Purchase Cost of Valve');
    WriteLn('-----');

```

```

WriteLn;
input := ReadReal('Enter Diameter of Valve (inch) : ');
WriteLn('Purchase Cost of Valve is : $',Purchase(input):0:4);
WriteLn;
Write('Press any key to continue...');
Ch := ReadKey;
End;
Procedure Pump;
Function Installed (Hp : Real ) : Real;
Begin
    Installed := 2.05*12000*Power(HP/6,0.79)*(904/895);
End;
Begin
    Clrscr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn('    Installed Cost of Centrifugal Pump');
    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    input := ReadReal('Enter Diameter of Power (HP) : ');
    WriteLn('Installed Cost of Centrifugal Pump is : $',Installed(input):0:4);
    WriteLn;
    Write('Press any key to continue...');
    Ch := ReadKey;
End;
Procedure Menu;
Var Ch : Char;
Begin
    Clrscr;
    WriteLn('Menu Command to Calculate');
    WriteLn;
    WriteLn(' 0. Installed Cost of Pump');
    WriteLn(' 1. Purchase Cost of Reactor');
    WriteLn(' 2. Purchase Cost of Propeller Agitator');

```

```

WriteLn(' 3. Installed Cost of Reactor');
WriteLn(' 4. Purchase Cost of Platform and Handrails');
WriteLn(' 5. Purchase Cost of Ladder');
WriteLn(' 6. Installed Cost of Fluidize-Bed');
WriteLn(' 7. Installed Cost of Solid-bowl Centrifuge');
WriteLn(' 8. Installed Cost of Agitated Tank');
WriteLn(' 9. Installed Cost of Tank');
WriteLn;
WriteLn(' A. Installed Cost of Bubble Trap Tower');
WriteLn(' B. Installed Cost of Cost of Pipe Line');
WriteLn(' C. Installed Cost of Purchase Cost of Gate Valve ');
WriteLn;
WriteLn(' Q. Quit');
WriteLn;
Write ('Select Command => ');
Repeat
  Ch := Uppcase(Readkey);
until (Ch in ['0'..'9', 'A', 'B', 'C', 'Q']);
Clrscr;
Case Ch of
  '0' : Pump;
'1' : Reactor;
'2' : Agitator;
'3' : Installed_Reactor;
'4' : Platform_and_Handrails;
'5' : Ladder;
'6' : Fluidize_Bed;
'7' : Solid_bowl;
'8' : Agitated_Tank;
'9' : Tank;
'A' : Bubble_Trap_Tower;
'B' : Pipeline;
'C' : Valve;
'Q' : Quit:= True;
End;

```

End;

Begin

Quit := False;

ClrScr;

Repeat

 Menu;

Until Quit;

End.



ภาคผนวก ง.

ข้อมูลสมมูลสำหรับไอโซโพรพานอล-น้ำ

ข้อมูลสมมูลสำหรับไอโซโพรพานอล-น้ำ แสดงได้ดังตารางที่ ง.1

ตารางที่ ง.1 แสดงข้อมูลสมมูลสำหรับไอโซโพรพานอล-น้ำ

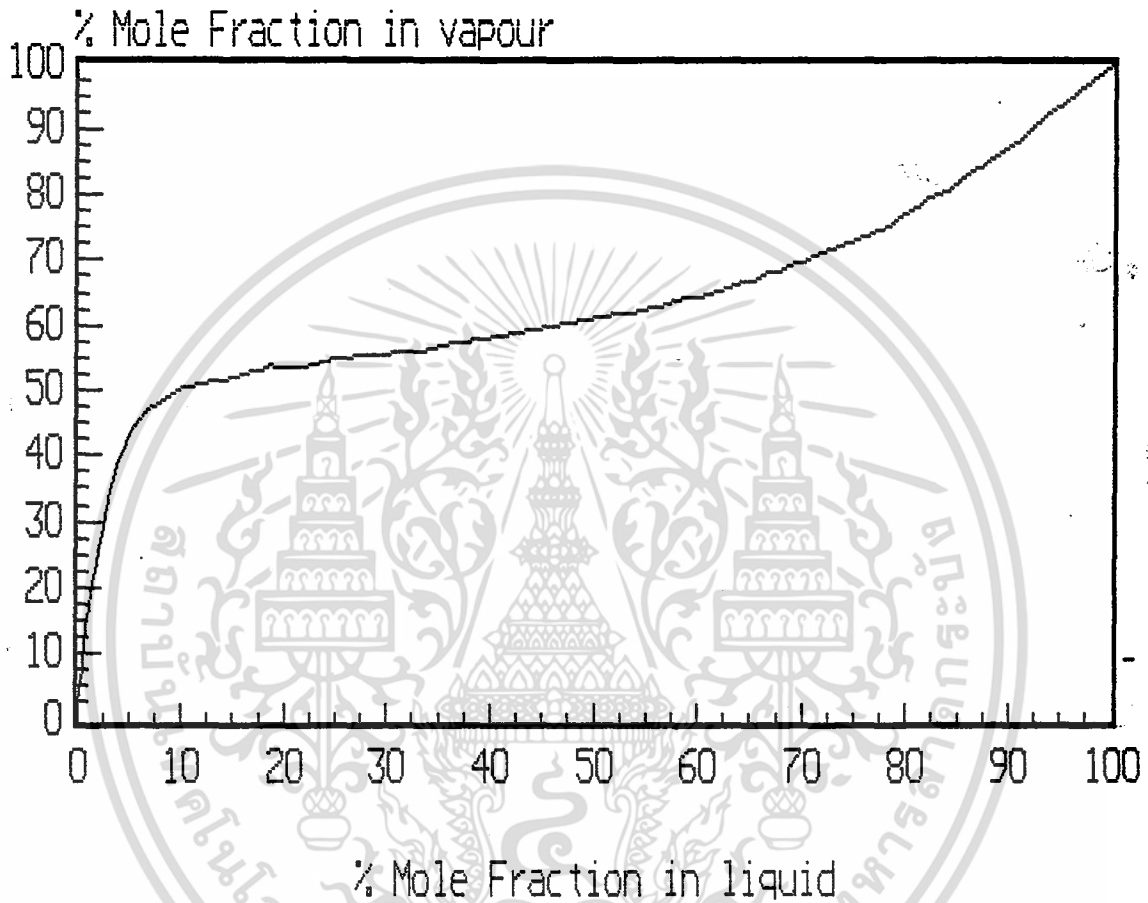
7. iso-propanol-water
760 mmHg

x	y	°C
0.00	0.00	100.0
1.15	16.30	95.17
1.60	21.15	93.40
3.65	36.55	88.05
5.70	45.65	84.57
10.00	50.15	82.70
12.15	51.20	82.32
16.65	52.15	81.99
18.95	53.75	81.58
19.35	53.20	81.75
24.50	53.90	81.62
28.35	55.30	81.23
29.75	55.40	81.29
29.80	55.10	81.28
38.35	57.00	80.90
44.60	59.20	80.67
51.45	60.75	80.38
55.90	62.55	80.31
64.60	66.45	80.15
66.05	67.15	80.16
69.55	69.15	80.11
76.50	73.70	80.23
80.90	77.45	80.37
87.25	83.40	80.70
95.35	93.25	81.48
100.00	100.00	82.25

WILSON & SIMONS, Ind.
44, h, c.gn. ECm2214 (1952)

สามารถแสดงกราฟข้อมูลสมดุลได้ดังรูปที่ ง.1

McCABE-THIELE Diagram for Isopropanal-Water



รูปที่ ง.1 แสดงข้อมูลสมดุลสำหรับไอโซโพรพานอล-น้ำ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใดๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ตัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เอกสารอ้างอิง

1. พาณิชย์, กระทรวง "รายงานการนำเข้าคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส" กรมศุลกากร กรุงเทพฯ 2533.
2. อนุรักษ์ ปิติรักษ์สกุล "โครงการวิจัยการผลิตคาร์บอกซีเมทิลเซลลูโลส" วิทยานิพนธ์ปริญญาบัณฑิต, ภาควิชาเคมี, คณะวิทยาศาสตร์, สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง, 2528.
3. วิวัฒน์ ตัณฑพานิชกุล คู่มืออุปกรณ์การผลิตในอุตสาหกรรมเคมี หน้า 200-214, 251-272 ศูนย์หนังสือกรุงเทพฯ สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี(ไทย-ญี่ปุ่น) กรุงเทพฯ 2533.
4. สมศักดิ์ ดำรงค์เลิศ พลูอิโดเซชัน หน้า 46-49 สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย 2528.
5. Perry & Green. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 6th ed. McGraw-Hill Book Company, New York, 1985.
6. Garrett, D.E. Chemical Engineering Economics. 1st ed. Van Nostrand Reinhold, New York, 1989.
7. Max, S.P., Klaus, D.T. Plant Design and Economic for Chemical Engineers. 4th ed. McGraw-Hill Book Company, New York, 1990.

บรรณานุกรม

- 1.ปรเมธ ประเสริฐยิ่ง "การคำนวณ Psychometric ด้วยคอมพิวเตอร์" วารสารวิศวกรรมสาร (1 กุมภาพันธ์ 2526): 87-92.
- 2.ปิยะสาร ประเสริฐธรรม หลักการออกแบบเครื่องมือแยกสาร หน้า 168-185 สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย 2530.
- 3.เรีฮิวโซ โทเอ. อุปกรณ์อบแห้งในอุตสาหกรรม แปลโดย วิวัฒน์ ตัณฑะพานิชกุล พิมพ์ครั้งที่ 3 หน้า 1-3, 45-46 สำนักพิมพ์ภาคพิมพ์ กรุงเทพฯ 2529.
- 4.วิวัฒน์ ตัณฑะพานิชกุล คู่มืออุปกรณ์การผลิตในอุตสาหกรรมเคมี หน้า 200-214, 251-272 ศูนย์หนังสือกรุงเทพฯ สมาคมส่งเสริมเทคโนโลยี(ไทย-ญี่ปุ่น) กรุงเทพฯ 2533.
- 5.สมชาติ โสภณธรรมฤทธิ การอบแห้งอาหาร พิมพ์ครั้งที่ 4 หน้า 15-37 สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้า ธนบุรี 2532.
- 6.สมชาย โอสุวรรณ จลนศาสตร์วิศวกรรมเคมี หน้า 105-128 โรงพิมพ์ใจทอง กรุงเทพฯ 2532.
- 7.สมบัติ ขอทวิวัฒนา กรรมวิธีการอบแห้ง หน้า 119-120 ภาควิชาพัฒนาผลิตภัณฑ์ คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยเกษตรศาสตร์.
- 8.Basel, D.W. Preliminary Chemical Engineering Plant Design pp. 476, American Elsevier Publishing Co., Inc., 1976.
- 9.Coulson, Richardson, Peacock Chemical Engineering. 2nd ed. Vol. 3 pp. 1-70, Dergaman Press Ltd., Australia, 1979.
- 10.Foust, S.A., Wenzel A.L., Clump W.C., Maus, L., Anderson, R.L. Principle of Unit Operation 2nd ed. John Wiley & sons, New York, 1980.
- 11.Gerhartz, W. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry 5th ed. Vol. A5 pp. 477-479, Federal Republic of Germany,

- Germany, 1986.
12. Kirk-Ofhmer. Encyclopedia of Chemical technology 3rd ed.
John Wiley & sons, New York, 1983.
 13. Mark, Bikales, Overberger, Menges. Encyclopedia of Polymer Science and Engineering. 2nd ed. John Wiley & sons, New York, 1985.
 14. McCabe, L.W., Smith, C.J., and Harriott, P. Unit Operation of Chemical Engineering. 4th ed. McGraw-Hill Book Company, New York, 1981.
 15. Mellan, I. Industrial Solvents Handbook. 2nd ed. Noyes data corporation, New York, 1977.
 16. Perry & Green. Perry's Chemical Engineers' Handbook. 6th ed. McGraw-Hill Book Company, New York, 1985.
 17. Rose, L.M. Distillation design in Practice. Elsevier Science Publishers, U.S.A., 1988.
 18. Smith, J.M. Chemical Engineering Kinetics. 3rd ed. McGraw-Hill Book Company, New York, 1981.
 19. Smith, J.M. and Van Ness, H.C. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. 4th ed. McGraw-Hill Book Company, New York, 1988.
 20. Garrett, D.E. Chemical Engineering Economics. 1st ed. Van Nostrand Reinhold, New York, 1989.
 21. Hercules Research Center "Cellulose Gum" Wilmington, Delaware, 1989.