การวิเคราะห์ทางเลือกที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ โดยใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์

ธีรพัฒน์ หลายวัฒนไพศาล

ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ปีการศึกษา 2560

การวิเคราะห์ทางเลือกที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ โดยใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์

ธีรพัฒน์ หลายวัฒนไพศาล

ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ปีการศึกษา 2560

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

OPTIMIZATION OF DIMETHYL ETHER PRODUCTION PROCESS SYNTHESIS USING SUPERSTRUCTURE ANALYSIS

TEERAPAT LAIWATTHANAPHAISARN

A REPORT SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT OF THE REQUIREMENT

FOR THE DEGREE OF BACHELOR IN CHEMICAL ENGINEERING

FACULTY OF ENGINEERING

KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG

ACADEMIC YEAR 2017

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญานิพนธ์เรื่อง	การวิเคราะห์ทางเลือกที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์
โดย	นายธีรพัฒน์ หลายวัฒนไพศาล รหัสนักศึกษา 57010628
อาจารย์ที่ปรึกษา	ดร.อมตะ อนันต์พินิจวัฒนา
ปริญญานิพนธ์	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปริญญานิพนธ์นี้ได้รับการพิจารณาอนุมัติให้นับเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะกรรมการตรวจสอบปริญญานิพนธ์

.....ประธานกรรมการ
(ดร.อมตะ อนันต์พินิจวัฒนา)

.....กรรมการ
(ผศ.ดร.ญาณีพร พัชรวรโชติ)

.....กรรมการ
(ดร.นริศรา ทองบุญชู)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญานิพนธ์เรื่อง	การวิเคราะห์ทางเลือกที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์
โดย	นายธีรพัฒน์ หลายวัฒนไพศาล
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตร์
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา	2560
อาจารย์ที่ปรึกษา	ดร.อมตะ อนันต์พินิจวัฒนา

บทคัดย่อ

ไดเมทิลอีเทอร์ถูกใช้กันอย่างแพร่หลาย เพราะเป็นพลังงานทางเลือกที่สะอาดสำหรับการเผาไหม้ในเครื่องยนต์ กระบวนการผลิตแบบดั้งเดิมของไดเมทิลอีเทอร์คือกระบวนการดีไฮเดรชั่นของเมทานอลในสถานะไอ โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์และหอกลั่น 2 หอด้วยกัน ในปัจจุบันมีกระบวนการผลิตที่มีประสิทธิภาพกว่าแบบดั้งเดิมอยู่เป็นจำนวนมาก จึงมีทางเลือกที่หลากหลายในการปรับปรุงกระบวนการผลิต การศึกษานี้ได้ทำการศึกษาเพื่อหาทางเลือกที่ดีที่สุด โดยการนำทางเลือกต่างๆ นำมาจัดเก็บและสร้างเป็นซุปเปอร์สตรัคเจอร์ โดยได้แบ่งเป็นกรณีศึกษาได้ทั้งหมด 5 กรณี ประกอบไปด้วยกรณีศึกษาที่ 1 (Pervaporation) จะใช้เครื่องปฏิกรณ์ หอกลั่นที่ 1 (แยกไดเมทิลอีเทอร์ออกจากน้ำกับเมทานอล) และกระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่นในการแยกน้ำกับเมทานอล กรณีศึกษาที่ 2 (Adsorption) จะใช้เครื่องปฏิกรณ์ หอกลั่นที่ 1 และหอดูดซับ กรณีศึกษาที่ 3 (RD_Single) จะใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียงหอเดียว กรณีศึกษาที่ 4 (RD 1) จะใช้เครื่องปฏิกรณ์และหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาและกรณีศึกษาที่ 5 (RD 2) จะใช้เครื่องปฏิกรณ์ หอกลั่น(แยกน้ำออกจากไดเมทิลอีเทอร์และเมทานอล)และหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โดยการรวบรวมข้อมูลที่เกี่ยวข้องของกรณีศึกษาทั้งหมดมาทำแบบจำลองกระบวนการ จัดเรียงให้อยู่ในรูปแบบที่เหมาะสมโดยใช้โปรแกรม Microsoft Excel และนำข้อมูลที่จัดเรียงมาเขียนลงในซอฟแวร์เพื่อช่วยในการแก้ปัญหา GAMs ซึ่งเป็นโปรแกรมในการแก้ปัญหาแบบกำหนดการเชิงเส้นผสมจำนวนเต็ม (MILP) ผลที่ได้จากการศึกษาพบว่าทางเลือกที่มีความเหมาะสมและคุ้มค่ามากที่สุดในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ ซึ่งก็คือกรณีศึกษาที่ 3 (RD_Single) โดยจะมีค่ากำไรก่อนหักภาษีและดอกเบี้ย 1,186.46 ล้านบาทต่อปี ซึ่งมีค่ามากกว่ากรณีพื้นฐานถึง 16.7 %

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

Project Title	Optimization of Dimethyl Ether Production Process Synthesis Using Superstructure Analysis
By	Mr. Teerapat Laiwatthanaphaisarn
Degree	Bachelor of Engineering
Program	Chemical Engineering
Year	2017
Advisor	Dr. Amata Anantpinijwatna

ABSTRACT

Dimethyl ether (DME) is widely used as a clean alternative fuel for combustion engines. The conventional production process of DME includes dehydration of methanol in a catalytic gas-phase reactor, and purifications with two distillation columns. However, a number of better efficient processing options for the synthesis of DME are available. In order to improve the design of DME production process, the operation alternatives have been collected and formulated into a superstructure. The case studies consist of 5 case studies. The first case is pervaporation consists of reactor, distillation column and pervaporation. The second case is adsorption consists of reactor, distillation column and adsorption column. The third case is RD_Single consists of only one reactive distillation column. The fourth case is RD 1 consists of reactor and reactive distillation. And the last case is RD 2 consists of reactor, distillation column and reactive distillation column. All data from case studies are used for modeling by collect all parameters in Microsoft excel and use software to solve the problem. The model is solved by a mixed-integer linear programing (MILP) using GAMs software. The results consist of the optimum DME production route and economical benefit of the selected pathway which is only one reactive distillation and its EBIT is 1,186.46 million baht per year or 16.7% higher than base case.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กิตติกรรมประกาศ

ปริญญานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จเรียบร้อยได้ด้วยความอนุเคราะห์และความช่วยเหลือดูแลเอาใจใส่เป็นอย่างดีจากบุคคลหลายท่าน โดยเฉพาะอย่างยิ่ง ดร.อมตะ อนันต์พินิจวัฒนา อาจารย์ที่ปรึกษาปริญญานิพนธ์ ซึ่งท่านได้ให้ความรู้ คำแนะนำและข้อคิดเห็นต่างๆ อันเป็นประโยชน์อย่างยิ่งต่อการดำเนินงานวิจัยให้ลุล่วง อีกทั้งยังช่วยแก้ปัญหาต่างๆที่เกิดขึ้นระหว่างการดำเนินงานวิจัย นอกจากนี้ท่านยังได้ให้ข้อคิด ประสบการณ์ต่างๆ และคำแนะนำในการแก้ไขปัญหาทุกอย่างที่เกิดขึ้นอย่างรอบคอบ ซึ่งสามารถนำไปประยุกต์ใช้ได้ในการทำงานในฐานะวิศวกรเคมี และตรวจสอบแก้ไขปริญญานิพนธ์ฉบับนี้ให้มีความถูกต้องเสร็จสมบูรณ์

ขอขอบพระคุณ ผศ.ดร.ญาณีพร พัชรวรโชติ และ ดร.นริศรา ทองบุญชู กรรมการสอบปริญญานิพนธ์ที่ได้กรุณาให้ข้อเสนอแนะเพิ่มเติม และแนวคิดที่เป็นประโยชน์ต่อการดำเนินงานวิจัย

ขอขอบพระคุณคณาจารย์และเจ้าหน้าที่ทุกท่านในภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง สำหรับความช่วยเหลือและคำแนะนำในการดำเนินงานวิจัย

สุดท้ายนี้ขอขอบพระคุณบิดามารดา และครอบครัว ซึ่งเปิดโอกาสให้ได้รับการศึกษาเล่าเรียนเป็นกำลังใจสำคัญอย่างยิ่งที่ช่วยผลักดันทำให้ปริญญานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จเรียบร้อยได้ด้วยดีคุณงามความดีและคุณประโยชน์อันใดที่เกิดขึ้นจากปริญญานิพนธ์ฉบับนี้ ผู้วิจัยขอมอบแด่ผู้มีพระคุณทุกท่านที่ได้กล่าวมาข้างต้น หากมีข้อผิดพลาดประการใด ผู้วิจัยขอน้อมรับและขออภัยมา ณ ที่นี้ด้วย

ธีรพัฒน์ หลายวัฒนไพศาล

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สัญลักษณ์

i	ชนิดของสารเคมีและสาธารณูปโภค
k , kk	ช่วงกระบวนการ
rr	ชนิดของปฏิกิริยาเคมี
$react$	สารกำหนดปริมาณของปฏิกิริยาเคมี
F^{in}	อัตราการไหลเชิงมวลที่ไหลเข้าช่วงกระบวนการ (ตัน/ปี)
F	อัตราการไหลเชิงมวล (ตัน/ปี)
R	อัตราการไหลเชิงมวลของสาธารณูปโภคหรือสารเคมีที่เพิ่มเข้าไป (ตัน/ปี)
μ	อัตราส่วนของสาธารณูปโภคหรือสารเคมีที่เพิ่มเข้าไปเทียบกับอัตราการไหลเชิงมวลก่อนผสม
F^{M}	อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากการผสม (ตัน/ปี)
α	ตัวแปรที่บ่งบอกถึงสาธารณูปโภคหรือสารเคมีที่เพิ่มเข้าไปว่าผสมกับสายการไหลหลักหรือไม่ ถ้าผสมจะมีค่าเป็น 1 ถ้าไม่ผสมจะมีค่าเป็น 0
F^{R}	อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากการเกิดปฏิกิริยาเคมี (ตัน/ปี)
γ	เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี
θ	คอนเวอร์ชั่น (Conversion)
Mw	มวลโมเลกุล (กรัม/โมล)
F^{W}	อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากแยกของเสียออก (ตัน/ปี)
SW	อัตราส่วนของของเสีย
$Waste$	อัตราการไหลเชิงมวลของของเสีย
$Split$	อัตราส่วนของการแยก
F^{out1}	อัตราการไหลเชิงมวลของสายขาออกที่ 1 (ตัน/ปี)
F^{out2}	อัตราการไหลเชิงมวลของสายขาออกที่ 2 (ตัน/ปี)
S	การกำหนดสายขาออกที่ 1 และ 2
SP	การกำหนดสายขาออกที่ 1 หรือ 2
$OPEX$	ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน (บาท/ปี)
R_{cost}	ราคาของวัตถุดิบ (บาท/ปี)
U_{cost}	ค่าใช้จ่ายของสาธารณูปโภคและสารเคมี (บาท/ปี)
T_{cost}	ค่าขนส่ง (บาท/ปี)
W_{cost}	ค่าใช้จ่ายในการกำจัดของเสีย (บาท/ปี)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

P^1	ราคาของวัตถุดิบต่อหน่วย (บาท/ตัน)
P^2	ค่าใช้จ่ายของสาธารณูปโภคและสารเคมีต่อหน่วย (บาท/ตัน)
P^3	ค่าขนส่งต่อหน่วย (บาท/ระยะทาง)
Dist	ระยะทางในการขนส่ง (ระยะทาง)
P^4	ค่าใช้จ่ายในการกำจัดของเสียต่อหน่วย (บาท/ปี)
CAPEX	ค่าใช้จ่ายในการลงทุน (บาท)
Invl	ค่าใช้จ่ายในการลงทุน (บาท)
GOM	กำไรขั้นต้นจากการดำเนินงาน (บาท/ปี)
Sales	ราคาขายผลิตภัณฑ์ (บาท/ปี)
P^5	ราคาขายผลิตภัณฑ์ต่อหน่วย (บาท/ตัน)
T	ช่วงเวลาในการลงทุน (ปี)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ

หน้า

บทคัดย่อภาษาไทย I

บทคัดย่อภาษาอังกฤษ II

กิตติกรรมประกาศ III

สัญลักษณ์ IV

สารบัญ VI

สารบัญตาราง VIII

สารบัญรูปภาพ X

บทที่ 1 บทนำ 1

1.1 ที่มาและความสำคัญ 1

1.2 วัตถุประสงค์ 3

1.3 ขอบเขตงานวิจัย 3

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ 3

บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง 4

2.1 ซุปเปอร์สตรัคเจอร์ (Superstructure) 4

2.2 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ 10

2.3 ทางเลือกในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ 12

บทที่ 3 ขั้นตอนการดำเนินงาน 16

3.1 การกำหนดปัญหา 16

3.2 การรวบรวมข้อมูล สร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์ และสร้างแบบจำลอง 16

3.3 การแก้ปัญหาและวิเคราะห์ผล 29

บทที่ 4 ผลการดำเนินงานและวิเคราะห์ผลการดำเนินงาน 30

บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ 32

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน 32

5.2 ข้อเสนอแนะ 32

เอกสารอ้างอิง 33

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญ (ต่อ)

หน้า

ภาคผนวก 35
ภาคผนวก ก ข้อมูลที่ใช้ในการสร้างแบบจำลอง 36
ภาคผนวก ข พารามิเตอร์ที่ใช้ในการทำแบบจำลอง 44
ภาคผนวก ค Code โปรแกรม GAMs 49

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญตาราง

ตารางที่ หน้า

2.1 สรุปพารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง 9

3.1 อัตราการไหลของสารตั้งต้น (Base case) 17

3.2 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (Base case) 17

3.3 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (Base case) 18

3.4 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (Base case) 18

3.5 มวลโมเลกุลของสารเคมี (Base case) 18

3.6 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (Base case) 18

3.7 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (Base case) 19

3.8 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (Pervaporation) 20

3.9 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (Pervaporation) 20

3.10 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (Adsorption) 21

3.11 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (Adsorption) 21

3.12 อัตราการไหลของสารตั้งต้น (RD_Single) 22

3.13 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (RD_Single) 22

3.14 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (RD_Single) 22

3.15 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (RD_Single) 22

3.16 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (RD_Single) 23

3.17 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (RD_Single) 23

3.18 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (RD 1) 24

3.19 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (RD 1) 25

3.20 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (RD 1) 25

3.21 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (RD 1) 25

3.22 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (RD 1) 26

3.23 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (RD 2) 27

3.24 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (RD 2) 27

3.25 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (RD 2) 27

3.26 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (RD 2) 28

3.27 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (RD 2) 28

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่ **หน้า**

4.1 ตารางเปรียบเทียบผลที่ได้จากการแก้ปัญหาแบบจำลองในแต่ละกรณีศึกษา โดยใช้โปรแกรม GAMs 31

ก.1 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาพื้นฐาน 37

ก.2 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการเพอร์แวปโพเรชั่น 38

ก.3 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการดูดซับ 39

ก.4 ค่าอุปกรณ์ของกรณีศึกษาที่ 3 40

ก.5 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาที่ 3 40

ก.6 ค่าอุปกรณ์ของกรณีศึกษาที่ 4 41

ก.7 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาที่ 4 42

ก.8 ค่าอุปกรณ์ของกรณีศึกษาที่ 5 43

ก.9 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาที่ 5 43

ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง 44

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

สารบัญรูปภาพ

รูปที่ หน้า

1.1 ความต้องการพลังงานทั่วโลกตั้งแต่ปี ค.ศ.1990-2016 1

2.1 โครงสร้างของซุปเปอร์สตรัคเจอร์สำหรับการสังเคราะห์และออกแบบกระบวนการ 4

2.2 โครงสร้างของช่วงกระบวนการ 5

2.3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างแบบจำลองกับช่วงกระบวนการ 7

2.4 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ 11

2.5 กระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่น 13

2.6 ประสิทธิภาพของตัวดูดซับในการแยกน้ำออกจากเมทานอล 13

2.7 ปริมาณน้ำที่ถูกดูดซับต่อปริมาณตัวดูดซับที่ใช้ (q_t) กับเวลา (t) ของ 3A molsieve 14

2.8 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 คอลัมน์ 14

2.9 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ร่วมกับหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา 15

3.1 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (Base case) 17

3.2 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (Pervaporation) 19

3.3 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (Adsorption) 20

3.4 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (RD_Single) 21

3.5 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (RD 1) 24

3.6 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (RD 2) 26

3.7 ตัวอย่างของโปรแกรม GAMs 29

4.1 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์จากโปรแกรม Aspen plus โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 หอ 30

ก.1 กระบวนการจำลองของกรณีศึกษาพื้นฐาน 36

ก.2 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 หอ 40

ก.3 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์และหอกลั่นแบบมีปฏิกริยา 41

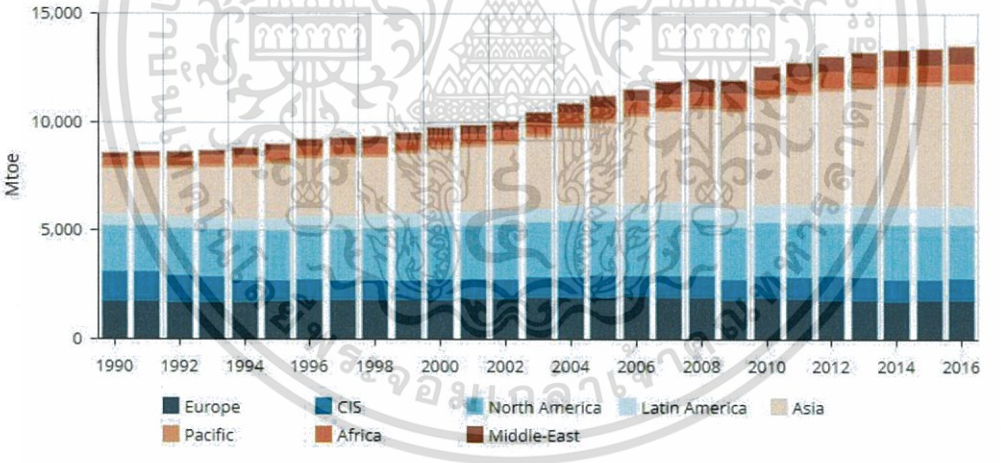
ก.4 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ หอกลั่นโดยทั่วไปและหอกลั่นแบบมีปฏิกริยา 42

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 1
บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

การใช้พลังงานของโลกในปัจจุบันมีแนวโน้มที่จะเพิ่มขึ้นอยู่ตลอดเวลา เป็นผลมาจากการเติบโตทางด้านอุตสาหกรรมและการขนส่ง แหล่งพลังงานที่สำคัญและได้มีการนำมาใช้ประโยชน์มากที่สุดคือน้ำมันดิบและก๊าซธรรมชาติ จากรูปที่ 1.1 แสดงให้เห็นถึงความต้องการพลังงานของโลกแต่ละภูมิภาคในปี ค.ศ.2016 จะเห็นได้ชัดว่าความต้องการของภูมิภาคเอเชียมีความต้องการพลังงานสูงเป็นอันดับ 1 เทียบเท่ากับพลังงานที่ได้จากน้ำมันดิบประมาณ 5,700 ล้านตันต่อปีหรือร้อยละ 42 ของทุกภูมิภาค [1] จากความต้องการในการบริโภคพลังงานที่เพิ่มมากขึ้นอย่างต่อเนื่องเนื่องจากการขยายตัวทางเศรษฐกิจอย่างรวดเร็วของโลก ทำให้ในปัจจุบันราคาของแหล่งพลังงานหลัก เช่น น้ำมันและก๊าซธรรมชาติมีแนวโน้มที่จะเพิ่มขึ้นเรื่อยๆ นอกจากนี้น้ำมันและก๊าซธรรมชาติเป็นพลังงานที่มีจำกัดและมีแนวโน้มที่จะหมดไปในอนาคต ทำให้ในปัจจุบันมีการค้นคว้าและการวิจัยพลังงานทดแทนชนิดอื่นๆมาใช้อย่างต่อเนื่อง เพื่อหาพลังงานทดแทนที่เหมาะสมที่สุดที่จะใช้แทนในอนาคตต่อไป



รูปที่ 1.1 ความต้องการพลังงานทั่วโลกตั้งแต่ปี ค.ศ.1990-2016 [1]

พลังงานทดแทนที่เหมาะสมควรมีวัตถุดิบที่หาได้ง่าย ปริมาณมาก ราคาถูก การนำไปผลิตไม่ส่งผลกระทบต่อราคาในปัจจุบัน มีค่าใช้จ่ายในการผลิตคุ้มค่าต่อการลงทุนและมีค่าพลังงานที่ให้ต่อน้ำหนักสูงรวมทั้งส่งผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมน้อย ไดเมทิลอีเทอร์เป็นสารที่มีคุณสมบัติเหมาะสมที่จะเป็นพลังงานทดแทนได้จากเหตุผลที่กล่าวมาข้างต้น โดยเฉพาะคุณสมบัติในการประยุกต์ใช้งาน

ไดเมทิลอีเทอร์เป็นสารที่สามารถนำมาใช้ทดแทนก๊าซปิโตรเลียมเหลว เนื่องจากมีคุณสมบัติทางกายภาพที่คล้ายคลึงกัน โดยส่วนใหญ่จะนิยมมาใช้เป็นเชื้อเพลิงในยานพาหนะ นอกจากนี้ไดเมทิลอีเทอร์ยังสามารถอัดตัวเป็นของเหลวได้ง่ายกว่าก๊าซปิโตรเลียมเหลวทำให้มีข้อดีในแง่ของการจัดเก็บ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

และการขนส่งและยังมีค่าซีเทนที่สูงกว่าทำให้สามารถใช้เป็นพลังงานในรถยนต์ที่ใช้เครื่องดีเซลล์ได้อีกด้วย ไดเมทิลอีเทอร์เป็นสารที่จะเกิดการเผาไหม้อย่างสมบูรณ์ เพราะว่าเป็นสารที่มีโมเลกุลขนาดเล็กและยังไม่มีส่วนประกอบของทั้งไนโตรเจนและซัลเฟอร์ ทำให้ไดเมทิลอีเทอร์ไม่ก่อให้เกิดฝุ่นละอองขนาดเล็ก (Aerosol) ไนโตรเจนออกไซด์ (NO) และซัลเฟอร์ไดออกไซด์ (SO_2) จากการเผาไหม้ จึงสามารถกล่าวได้ว่าไดเมทิลอีเทอร์เป็นพลังงานที่สะอาดที่เหมาะอย่างยิ่งในการนำมาใช้เป็นพลังงานทางเลือก

โดยปกติแล้วไดเมทิลอีเทอร์จะผลิตจากการปฏิกิริยาดีไฮเดรชั่นของเมทานอลในสถานะไอโดยใช้เครื่องปฏิกรณ์และหอกลั่น 2 หอด้วยกัน นอกจากนี้ยังมีทางเลือกในการผลิตอีกเป็นจำนวนมาก ยกตัวอย่างเช่น การใช้กระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่นแทนหอกลั่นในการแยกน้ำออกจากเมทานอล การใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 หอในกระบวนการผลิต โดยการวิเคราะห์หาทางเลือกที่มีความคุ้มค่าที่สุดนั้นยังคงเป็นเรื่องยาก

การออกแบบกระบวนการผลิตโดยใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์จะช่วยในการรวบรวมทางเลือกที่เป็นไปได้ในกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ประยุกต์เข้ากับแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ เพื่อหาทางเลือกที่มีความคุ้มค่ามากที่สุดทางเศรษฐศาสตร์ โดยการใช้โปรแกรม GAMs ในการวิเคราะห์

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

1.2 วัตถุประสงค์

1.2.1 ศึกษาหน่วยปฏิบัติการในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์และค้นคว้าหน่วยปฏิบัติการอื่นๆที่สามารถมานำมาทดแทนหน่วยปฏิบัติการที่มีอยู่เดิมได้

1.2.2 หาทางเลือกที่มีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์มากที่สุดในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์

1.3 ขอบเขตงานวิจัย

1.3.1 สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์และซุปเปอร์สตรัคเจอร์เพื่อหาทางเลือกในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ให้เกิดความคุ้มค่ามากที่สุด โดยพิจารณาจากปัจจัยทางด้านเศรษฐศาสตร์เป็นหลักและพิจารณาเฉพาะสมดุลมวลเท่านั้น

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 มีเข้าใจในกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์และการสร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์

1.4.2 สามารถนำผลที่ได้จากการสร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์ไปใช้ในการปรับปรุงกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ได้

1.4.3 สามารถนำความรู้ที่ได้จากการสร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์ไปประยุกต์ใช้กับงานวิจัยอื่นและการทำงานได้

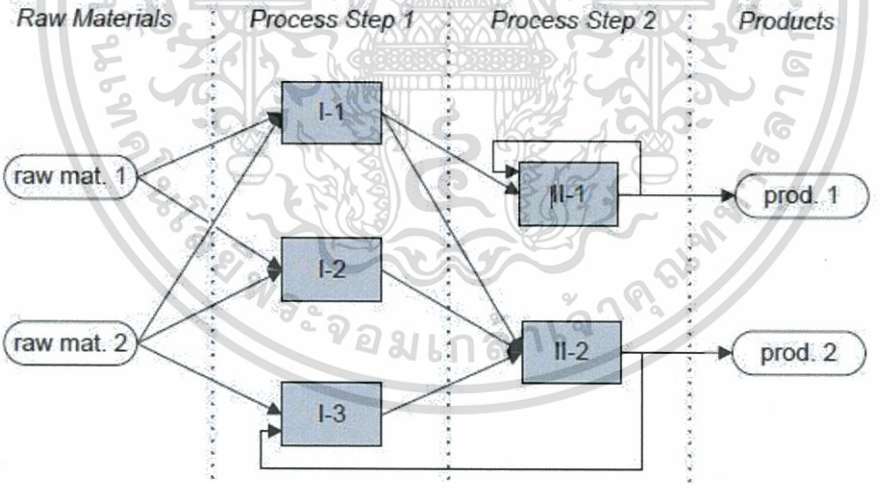
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 2
ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

บทนี้กล่าวถึงทฤษฎีและงานวิจัยที่ใช้ในการสร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์โดยอาศัยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์มาช่วยในการอธิบายกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ และทางเลือกอื่นๆในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ โดยในหัวข้อ 2.1 จะกล่าวถึงแบบจำลองที่ใช้ในการสร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์หัวข้อ 2.2 จะกล่าวถึงกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยทั่วไปและหัวข้อ 2.3 จะกล่าวถึงทางเลือกในการปรับปรุงกระบวนการผลิต

2.1 ซุปเปอร์สตรัคเจอร์ (Superstructure)

จากงานวิจัยของ A. Quaglia [2] ได้อธิบายเกี่ยวกับซุปเปอร์สตรัคเจอร์ไว้ว่า ซุปเปอร์สตรัคเจอร์ใช้สำหรับการออกแบบและแก้ปัญหากระบวนการ ซึ่งซุปเปอร์สตรัคเจอร์ประกอบด้วยทางเลือกที่มีศักยภาพจำนวนมากสำหรับการสังเคราะห์และออกแบบกระบวนการต่างๆ โดยโครงสร้างหลักของซุปเปอร์สตรัคเจอร์จะแบ่งเป็นวัตถุดิบ ขั้นกระบวนการ (Process step) และผลิตภัณฑ์ ซึ่งในแต่ละคอลัมน์จะประกอบไปด้วยช่วงกระบวนการ (Process interval) จำนวนมาก ดังแสดงในรูปที่ 2.1



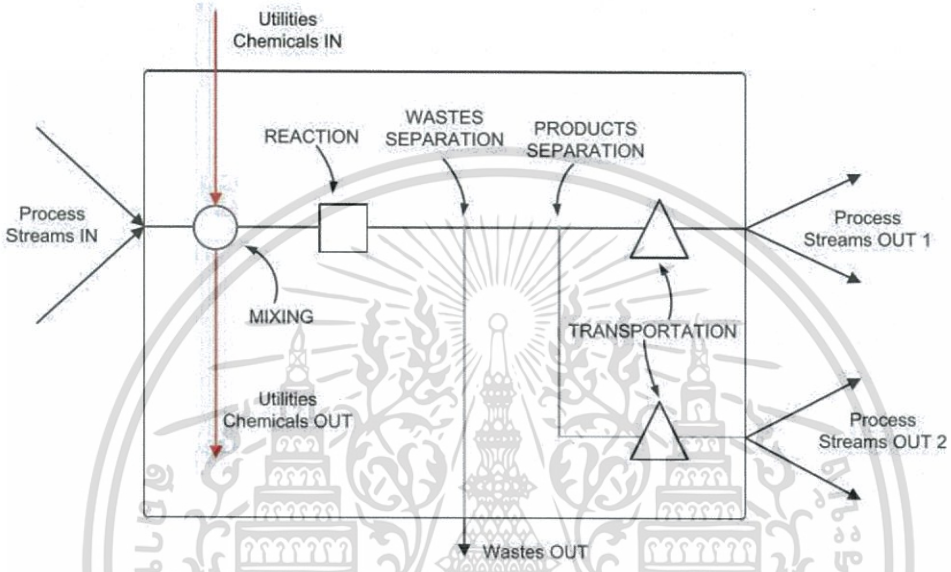
รูปที่ 2.1 โครงสร้างของซุปเปอร์สตรัคเจอร์สำหรับการสังเคราะห์และออกแบบกระบวนการ [2]

จากรูปที่ 2.1 จะเห็นว่าคอลัมน์แรกจะเป็นวัตถุดิบและคอลัมน์สุดท้ายจะเป็นผลิตภัณฑ์ ส่วนระหว่างคอลัมน์จะแสดงถึงตัวเลือกกระบวนการต่างๆหรือขั้นกระบวนการ ซึ่งในแต่ละคอลัมน์จะมีหนึ่งช่วงกระบวนการหรือมากกว่าก็ได้ (จะเห็นได้จากกล่องในซุปเปอร์สตรัคเจอร์) โดยช่วง

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

กระบวนการเปรียบเสมือนทางเลือกเทคโนโลยีของแต่ละขั้นกระบวนการ ตัวอย่างของช่วงกระบวนการในขั้นการแยก เช่น การแยกโดยใช้หอกลั่นและการแยกโดยใช้เมมเบรน

โครงสร้างของช่วงกระบวนการจะประกอบไปด้วยกระบวนการพื้นฐานต่างๆดังแสดงในรูปที่ 2.2 เช่น กระบวนการผสม กระบวนการแยกและกระบวนการเกิดปฏิกิริยาเคมี โดยกระบวนการพื้นฐานต่างๆเหล่านี้จะใช้แบบจำลองทางคณิตศาสตร์มาช่วยในการอธิบาย



รูปที่ 2.2 โครงสร้างของช่วงกระบวนการ [3]

2.1.1 แบบจำลองของช่วงกระบวนการ (Process Interval)

เพื่อที่จะเข้าใจแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ให้ง่ายขึ้น จึงได้มีการนำสัญลักษณ์ทางคณิตศาสตร์มาตรฐานมาใช้อธิบายสมการในรูปแบบมิติ เมื่อ *i* หมายถึง ชนิดของสารเคมีและสาธารณูปโภค *k* และ *kk* หมายถึง ช่วงของกระบวนการ *rr* หมายถึง ชนิดของปฏิกิริยาเคมีและ *react* คือ สารกำหนดปริมาณของปฏิกิริยาเคมี

1. **แบบจำลองกระบวนการผสม**

อัตราการไหลเชิงมวลที่ไหลเข้าช่วงกระบวนการสามารถคำนวณได้จาก

$$F_{i,kk}^{in} = \sum_{k} (F_{i,k,kk}) \tag{2.1}$$

เมื่อ F^{in} คือ อัตราการไหลเชิงมวลที่ไหลเข้าช่วงกระบวนการ $F_{i,k,kk}$ คือ อัตราการไหลเชิงมวลจากช่วงกระบวนการก่อนหน้า (*k*) มายังช่วงกระบวนการถัดไป (*kk*) และอัตราการไหลเชิงมวลของสาธารณูปโภคหรือสารเคมีที่เพิ่มเข้าไปคำนวณได้จาก

$$R_{i,kk} = \sum_{ii} (\mu_{i,ii,kk} \times F_{i,kk}^{in}) \tag{2.2}$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เมื่อ μ คือ อัตราส่วนของสาธารณูปโภคหรือสารเคมีที่เพิ่มเข้าไปเทียบกับอัตราการไหลเชิงมวลก่อนผสมและอัตราการไหลเชิงมวลหลังจากกระบวนการผสมสามารถคำนวณได้จาก

$$F_{i,kk}^{M} = F_{i,kk}^{in} + \alpha_{i,kk} \times R_{i,kk} \tag{2.3}$$

เมื่อ F^{M} คือ อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากการผสม α คือ ตัวแปรที่บ่งบอกถึงสาธารณูปโภคหรือสารเคมีที่เพิ่มเข้าไปว่าผสมกับสายการไหลหลักหรือไม่ ถ้าผสมจะมีค่าเป็น 1 ถ้าไม่ผสมจะมีค่าเป็น 0

2. แบบจำลองกระบวนการเกิดปฏิกิริยาเคมี

อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากเกิดปฏิกิริยาเคมีสามารถคำนวณได้จาก

$$F_{i,kk}^{R} = F_{i,kk}^{M} + \sum_{k,rr} \left(\frac{\gamma_{i,kk,rr} \times \theta_{react,kk,rr} \times F_{react,kk}^{M} \times Mw_{i}}{Mw_{react}} \right) \tag{2.4}$$

เมื่อ F^{R} คือ อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากการเกิดปฏิกิริยาเคมี γ คือ เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี θ คือ คอนเวอร์ชั่น (Conversion) และ Mw คือมวลโมเลกุล

3. แบบจำลองกระบวนการแยกของเสีย

อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากกระบวนการแยกของเสียสามารถคำนวณได้จาก

$$F_{i,kk}^{W} = F_{i,kk}^{R} \times (1 - SW_{i,kk}) \tag{2.5}$$

เมื่อ SW คือ อัตราส่วนของของเสีย F^{W} คือ อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากแยกของเสียออก และอัตราการไหลเชิงมวลของของเสียสามารถคำนวณได้จาก

$$Waste_{i,kk} = F_{i,kk}^{R} - F_{i,kk}^{W} \tag{2.6}$$

เมื่อ $Waste$ คือ อัตราการไหลเชิงมวลของของเสีย

4. แบบจำลองกระบวนการแยก

อัตราการไหลเชิงมวลหลังจากกระบวนการแยกสามารถคำนวณได้จาก

$$F_{i,kk}^{out1} = F_{i,kk}^{W} \times Split_{i,kk} \tag{2.7}$$

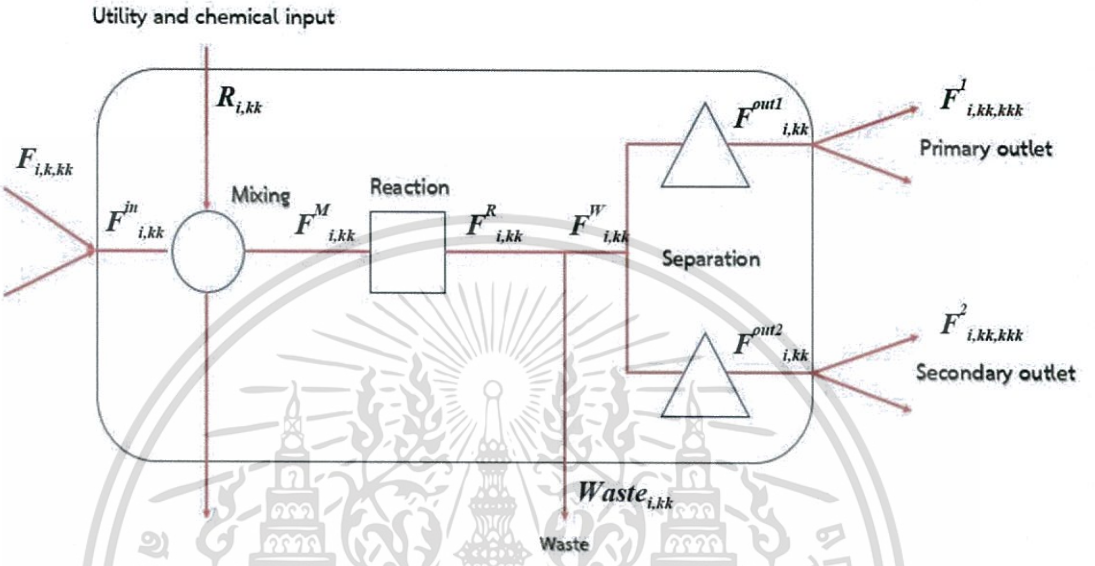
เมื่อ $Split$ คือ อัตราส่วนของการแยก F^{out1} คืออัตราการไหลเชิงมวลของสายขาออกที่ 1 และอัตราการไหลเชิงมวลของสายขาออกที่ 2 สามารถคำนวณได้จาก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$F_{i,kk}^{out2} = F_{i,kk}^{W} - F_{i,kk}^{out1} \tag{2.8}$$

เมื่อ F^{out2} คือ อัตราการไหลเชิงมวลของสายขาออกที่ 2

โครงสร้างของช่วงกระบวนการสามารถนำมาอธิบายได้โดยแบบจำลองจากสมการที่ (2.1) - (2.8) ดังแสดงในรูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างแบบจำลองกับช่วงกระบวนการ

5. แบบจำลองสำหรับการเชื่อมกันระหว่างช่วงกระบวนการ

ในการให้ช่วงกระบวนการเชื่อมกันนั้นจำเป็นต้องมีพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเชื่อมโยงดังนี้ $S_{k,kk}$ คือ การกำหนดสายขาออกที่ 1 และ 2 ของช่วงกระบวนการ k ให้เชื่อมกับสายขาเข้าของช่วงกระบวนการ kk และ $SP_{k,kk}$ คือการกำหนดสายขาออกที่ 1 หรือ 2 ที่เชื่อมกับสายขาเข้าช่วงกระบวนการ kk และมีสมการเงื่อนไขที่ใช้กำหนดดังนี้

$$F_{i,k,kk}^{1} \le F_{i,k}^{out1} \times SP_{k,kk} \tag{2.9}$$

$$F_{i,k,kk}^{2} \le F_{i,k}^{out2} \times (S_{k,kk} - SP_{k,kk}) \tag{2.10}$$

เมื่อ $SP_{k,kk}$ และ $S_{k,kk}$ มีค่าเป็นเพียง 0 กับ 1 จะอธิบายได้โดยถ้า $S_{k,kk}$ เป็น 1 หมายความว่าสายขาออกที่ 1 และ 2 จากช่วงกระบวนการ k เชื่อมกับช่วงกระบวนการ kk และถ้าเป็น 0 หมายความ ว่าไม่มีสายขาออกที่ 1 และ 2 จากช่วงกระบวนการ k ที่เชื่อมกับช่วงกระบวนการ kk ในส่วนของ $SP_{k,kk}$ ถ้าเป็น 1 จะหมายความว่าจะมีแต่สายขาออกที่ 1 ที่เชื่อมกับช่วงกระบวนการ kk และถ้าเป็น 0 จะหมายความว่าจะมีแต่สายขาออกที่ 2 ที่เชื่อมกับช่วงกระบวนการ kk

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.1.2 แบบจำลองทางเศรษฐศาสตร์

แบบจำลองนี้จะช่วยในการคำนวณทางด้านเศรษฐศาสตร์และช่วยในการตัดสินใจในการเลือกกระบวนการ

1. **ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน (OPEX)**

ค่าใช้จ่ายที่เกี่ยวกับกับการดำเนินการของช่วงกระบวนการคำนวณได้จากสมการ (2.12) – (2.15)

$$OPEX = R_{cost} + U_{cost} + T_{cost} + W_{cost} \tag{2.11}$$

เมื่อ R_{cost} คือ ราคาของวัตถุดิบ U_{cost} คือ ค่าใช้จ่ายของสาธารณูปโภคและสารเคมี T_{cost} คือค่าขนส่งและ W_{cost} คือ ค่าใช้จ่ายในการกำจัดของเสีย

$$R_{cost} = \sum_{i,kk} (P^1_{kk} \times F^W_{i,kk}) \tag{2.12}$$

เมื่อ P^1 คือ ราคาของวัตถุดิบต่อหน่วย

$$U_{cost} = \sum_{i,kk} (P^2_i \times \sum_{kk} (R_{i,kk})) \tag{2.13}$$

เมื่อ P^2 คือ ค่าใช้จ่ายของสาธารณูปโภคและสารเคมีต่อหน่วย

$$T_{cost} = \sum_{k,kk} (P^3_i \times Dist \times \sum_{i} (F_{i,k,kk})) \tag{2.14}$$

เมื่อ P^3 คือ ค่าขนส่งต่อหน่วย และ $Dist$ คือ ระยะทางในการขนส่ง

$$W_{cost} = P^4 \times \sum_{i,kk} (Waste_{i,kk}) \tag{2.15}$$

เมื่อ P^4 คือ ค่าใช้จ่ายในการกำจัดของเสียต่อหน่วย

2. **ค่าใช้จ่ายในการลงทุน (CAPEX)**

เงินลงทุนหรือค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างช่วงกระบวนการจะสามารถคำนวณได้จาก

$$CAPEX = \sum_{kk} (Invl_{kk}) \tag{2.16}$$

เมื่อ $Invl_{kk}$ คือ ค่าใช้จ่ายในการลงทุนของแต่ละช่วงกระบวนการ

2.1.3 ฟังก์ชั่นวัตถุประสงค์ (Objective function)

ในการลงทุนโครงการและเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการจะใช้ฟังก์ชั่นวัตถุประสงค์มาเป็นตัวบ่งชี้ทางด้านการเงิน เช่น กำไรขั้นต้นจากการดำเนินงาน (Gross Operating Margin : GOM) และกำไรก่อนหักดอกเบี้ยและภาษี (Earning Before Interests and Tax : EBIT) และสามารถคำนวณได้จาก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$GOM = Sales - OPEX \tag{2.17}$$

เมื่อ $Sales$ คือ ราคาขายผลิตภัณฑ์

$$Sales = \sum_{i,k} (P_k^5 \times F_{i,k}^W) \tag{2.18}$$

เมื่อ P^5 คือ ราคาขายผลิตภัณฑ์ต่อหน่วย

$$EBIT = Sales - OPEX - \frac{CAPEX}{T} \tag{2.19}$$

เมื่อ T คือ ช่วงเวลาในการลงทุน

จากสมการทั้งหมดที่กล่าวมาข้างต้นสามารถนำมาสรุปเป็นพารามิเตอร์ที่จำเป็นต้องใช้ในแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ได้ดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 สรุปพารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง

สมการ	พารามิเตอร์ที่ใช้ในการคำนวณ
2.1	$F_{i,kk}^{in}$
2.2	$\mu_{i,ii,kk}$
2.3	$\alpha_{i,kk}$
2.4	$\gamma_{i,kk,rr}$, $\theta_{react,kk,rr}$, Mw_i
2.5	$SW_{i,kk}$
2.7	$Split_{i,kk}$
2.9	$SP_{k,kk}$
2.10	$S_{k,kk}$
2.12	P_{kk}^1
2.13	P_i^2
2.14	P_i^3 , $Dist$
2.15	P^4
2.16	$Invl_{kk}$
2.18	P_k^5
2.19	T

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

2.1.4 ขั้นตอนการทำซุปเปอร์สตรัคเจอร์

จากแบบการสร้างจำลองข้างต้นสามารถนำมาสร้างเป็นซุปเปอร์สตรัคเจอร์ได้ตามขั้นตอนที่กล่าวไว้ในงานวิจัยของ A. Quaglia และคณะ [3] จะประกอบไปด้วยขั้นตอนหลักๆ 4 ขั้นตอนดังนี้

ขั้นตอนที่ 1 คือ การกำหนดปัญหา

ในขั้นตอนแรกปัญหาจะถูกกำหนดโดยการตั้งขอบเขตและวัตถุประสงค์ ซึ่งขั้นตอนนี้จะทำการเลือกฟังก์ชั่นวัตถุประสงค์ เช่น กำไรก่อนหักดอกเบี้ยและภาษี (Earning Before Interests and Tax : EBIT) หรือกำไรขั้นต้นจากการดำเนินงาน (Gross Operating Margin : GOM) ซึ่งได้กล่าวไปแล้วในหัวข้อก่อนหน้า และทำการตั้งสมมุติฐานที่ใช้สำหรับการแก้ปัญหา

ขั้นตอนที่ 2 คือ การรวบรวมข้อมูลและสร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์

ขั้นตอนนี้จะเป็นการเก็บรวบรวมข้อมูลทั้งหมดที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการผลิต โดยข้อมูลจะประกอบไปด้วยวัตถุดิบ ผลิตภัณฑ์และทางเลือกที่ใช้ในการดำเนินงานที่แตกต่างกัน จากนั้นนำข้อมูลที่รวบรวมมาจัดเรียงเป็นซุปเปอร์สตรัคเจอร์

ขั้นตอนที่ 3 คือ การสร้างแบบจำลอง

การสร้างแบบจำลองในขั้นตอนนี้จะทำโดยการนำข้อมูลและทางเลือกที่เกี่ยวข้องที่รวบรวมมาจากขั้นตอนก่อนหน้ามาเปลี่ยนให้อยู่ในรูปของสมการทางคณิตศาสตร์

ขั้นตอนที่ 4 คือ การแก้ปัญหาและวิเคราะห์ผล

การออกแบบปัญหาได้ถูกกำหนดเป็นการเขียนโปรแกรมแบบเป็นเชิงเส้นโดยการผสมจำนวนเต็ม (Mixed-Integer Linear Programming : MILP) โดยใช้โปรแกรม GAMs เพื่อปรับปรุงกระบวนการผลิตให้เกิดความคุ้มค่ามากที่สุด

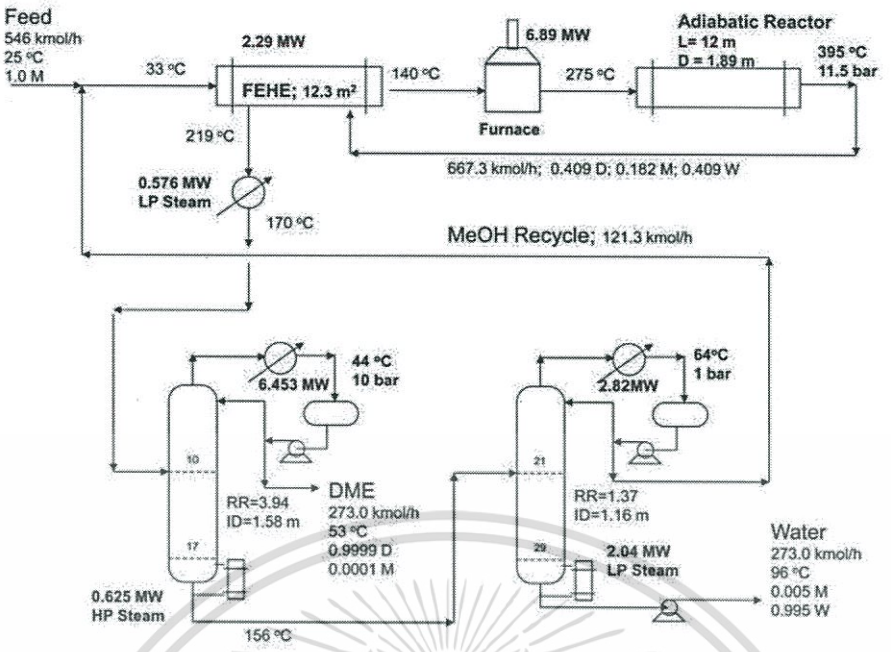
2.2 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์

จากงานวิจัยของ W. Luyben [4] ได้กล่าวว่าไดเมทิลอีเทอร์เป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากปฏิกิริยาการสลายตัวของเมทานอลซึ่งมีน้ำเป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียง ดังปฏิกิริยา

$$2CH_3OH \longleftrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$$

โดยทั่วไปแล้วหน่วยปฏิบัติการที่ใช้ในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ที่ใช้จะประกอบไปด้วย 3 หน่วย ได้แก่ ระบบให้ความร้อน เครื่องปฏิกรณ์และหอกลั่น และมีสภาวะในการดำเนินงานดังแสดงในรูปที่ 2.4

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.4 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ [4]

1. ระบบให้ความร้อน

สารตั้งต้นเมทานอลจะถูกป้อนที่อัตราการไหล 546 กิโลโมล/ชั่วโมง อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียสและความดัน 1 บาร์ ผสมกับเมทานอลที่นำกลับมาใช้ใหม่จากหอกลั่นที่ 2 (แยกระหว่างน้ำกับเมทานอล) โดยมีอัตราไหล 121.3 กิโลโมล/ชั่วโมง ทั้ง 2 สายมีสถานะเป็นของเหลว หลังผสมแล้วมีอุณหภูมิ 33 องศาเซลเซียส และถูกเพิ่มความดันจาก 1 บาร์ไปเป็น 12 บาร์ จากนั้นถูกป้อนเข้าสู่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างเมทานอลกับผลิตภัณฑ์ที่ได้จากเครื่องปฏิกรณ์ โดยเมทานอลจะมีอุณหภูมิ 140 องศาเซลเซียส และเข้าสู่เตาเผาเพื่อให้เมทานอลมีสถานะไอที่อุณหภูมิ 275 องศาเซลเซียส ก่อนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์ต่อไป

2. เครื่องปฏิกรณ์

เครื่องปฏิกรณ์ที่ใช้จะเป็นแบบท่อและไม่มีการถ่ายเทความร้อน มีเส้นผ่านศูนย์กลาง 1.89 เมตรและยาว 12 เมตร ซึ่งอุณหภูมิและความยาวจะมีผลต่อค่าคอนเวอร์ชั่น (Conversion) และคอนเวอร์ชั่นที่เหมาะสมของเครื่องปฏิกรณ์นี้จะมีอุณหภูมิขาเข้าเป็น 275 องศาเซลเซียส และเครื่องปฏิกรณ์ยาว 12 เมตร โดยสภาวะนี้จะมีค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานที่เหมาะสมที่สุดอีกด้วย ผลิตภัณฑ์ที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์จะมีอุณหภูมิ 395.4 องศาเซลเซียส และคอนเวอร์ชั่นคิดเป็น 81.8 % ของเมทานอล

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3. หอกลั่น

ผลิตภัณฑ์ที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์จะประกอบไปด้วยเมทานอลที่ไม่เกิดปฏิกิริยา ไดเมทิลอีเทอร์และน้ำจะถูกป้อนเข้าสู่หอกลั่น โดยหอกลั่นที่ใช้ในกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์จะประกอบไปด้วย 2 หอด้วยกัน หอแรกจะใช้แยกไดเมทิลอีเทอร์ออกด้านบนของหอ และน้ำกับเมทานอลจะออกด้านล่างของหอกลั่น ซึ่งจะดำเนินการที่ความดัน 10 บาร์และสามารถแยกไดเมทิลอีเทอร์ออกมาได้ความบริสุทธิ์ 99.99 % โดยโมล หอกลั่นจะมี 18 ชั้น ป้อนสารเข้าชั้นที่ 10 และมีค่ารีฟลักซ์เรโช (Reflux ratio) เป็น 3.94 สายการไหลของเมทานอลและน้ำที่ออกด้านล่างของหอกลั่นหอแรกจะเข้าสู่หอกลั่นหอที่ 2 เพื่อที่จะแยกเมทานอลกลับไปใช้ใหม่ โดยหอที่ 2 จะมีจำนวนชั้นทั้งหมด 30 ชั้น ป้อนสารเข้าชั้นที่ 21 และมีค่ารีฟลักซ์เรโชเป็น 1.37 ซึ่งจะดำเนินการที่ความดัน 1 บาร์และสามารถแยกเมทานอลได้บริสุทธิ์ถึง 99.99 % โดยโมล

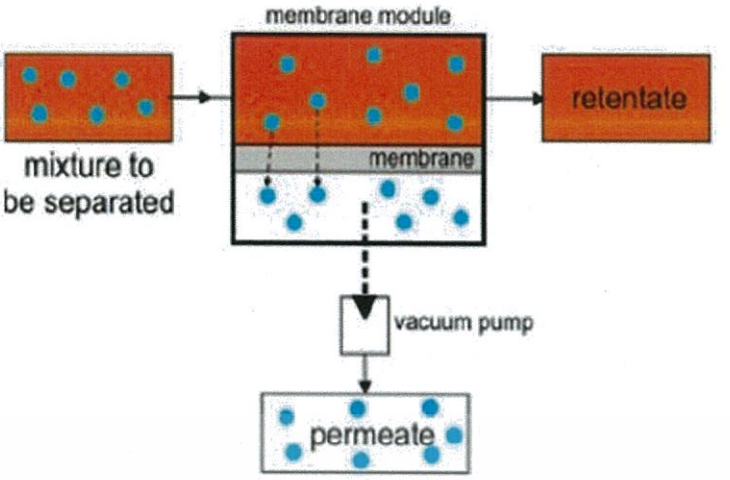
2.3 ทางเลือกในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์

นอกจากหน่วยปฏิบัติการที่กล่าวมาข้างต้นในหัวข้อ 2.2 ยังมีทางเลือกอื่นๆที่สามารถนำมาทดแทนในกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ได้ ซึ่งอาจจะให้ผลตอบแทนทางเศรษฐศาสตร์ที่คุ้มค่ามากกว่า ได้แก่

2.3.1 กระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่น (Pervaporation)

กระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่นนี้จะนำมาใช้ในการแยกน้ำออกจากเมททานอล กระบวนการนี้จะเป็นกระบวนการแยกโดยใช้เมมเบรน โดยสารที่ผ่านเยื่อเมมเบรนจะเรียกว่า เพอมิเอต (Permeate) สารที่ไม่ผ่านเยื่อเมมเบรนจะเรียกว่า รีเทนเทต (Retentate) และกระบวนการนี้ฝั่งรีเทนเทตจะถูกทำให้เป็นความดันสูญญากาศดังแสดงในรูปที่ 2.5 โดยจะสามารถนำมาทดแทนหอกลั่นหอที่ 2 ได้ โดยงานวิจัยของ Chapman, Peter D. และคณะ [5] ได้ศึกษาเกี่ยวกับการแยกน้ำจากตัวทำละลายโดยใช้เมมเบรนด้วยกระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่น ซึ่งเมมเบรนที่เหมาะสมในการแยกน้ำออกจากเมทานอลคือซีโอไลท์ (Zeolites) โดยใช้พื้นผิวในการแยกเป็นซีโอไลท์ โครงสร้างเมมเบรนเป็นแอลฟาอลูมิน่า (α-Alumina) มีค่าฟลักซ์ (Flux) เท่ากับ 0.57 กิโลกรัม/(ตารางเมตรxชั่วโมง) และอุณหภูมิที่ใช้ในการดำเนินงานเป็น 50 องศาเซลเซียส

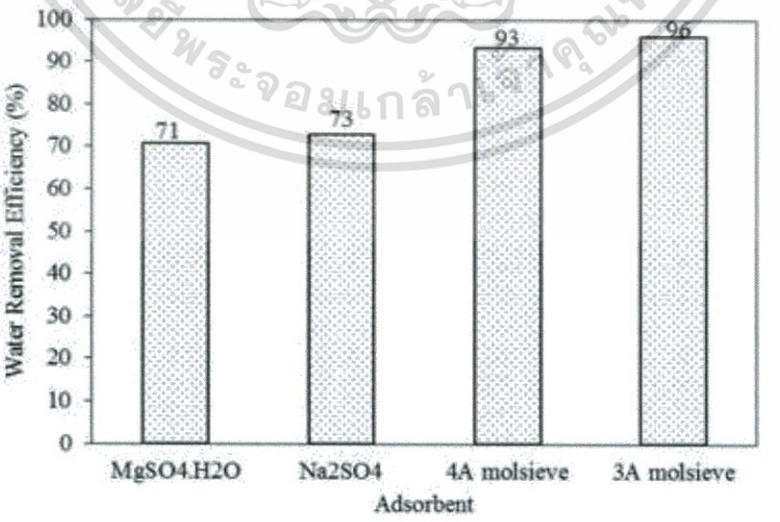
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.5 กระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่น [6]

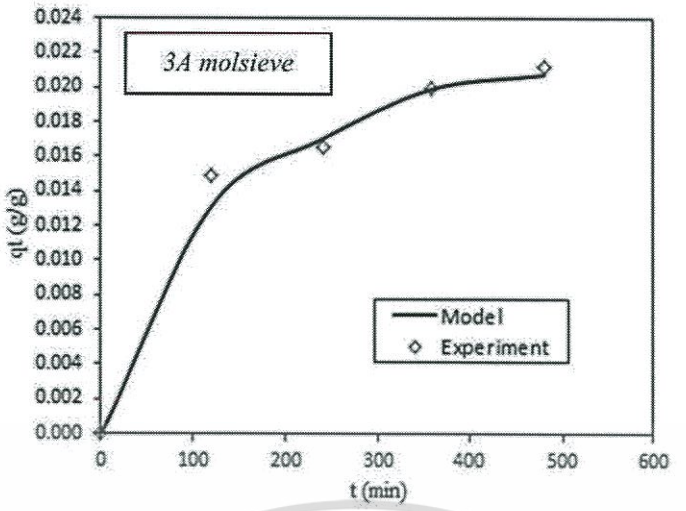
2.3.2 กระบวนการดูดซับ (Adsorption)

กระบวนการนี้จะนำมาใช้ในการแยกน้ำกับเมทานอลเช่นเดียวกับกระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่น โดยงานวิจัยของ Prabowo, Bambang Hari และคณะ [7] ได้ทดลองตัวดูดซับ (Absorbent) ที่ใช้ในการแยกน้ำออกจากเมทานอลทั้งหมด 4 ตัวด้วยกันคือ Na_2SO_4 $MgSO_4.7H_2O$ 3A molsieve และ 4A molsieve ผลที่ได้คือตัวดูดซับ 3A molsieve จะมีประสิทธิภาพในการแยกน้ำมากที่สุดดังแสดงในรูปที่ 2.6 และจากการทดลองตัวดูดซับ 3A molsieve จะได้กราฟระหว่างปริมาณน้ำที่ถูกดูดซับต่อปริมาณตัวดูดซับที่ใช้กับเวลาดังแสดงในรูปที่ 2.7



รูปที่ 2.6 ประสิทธิภาพของตัวดูดซับในการแยกน้ำออกจากเมทานอล [7]

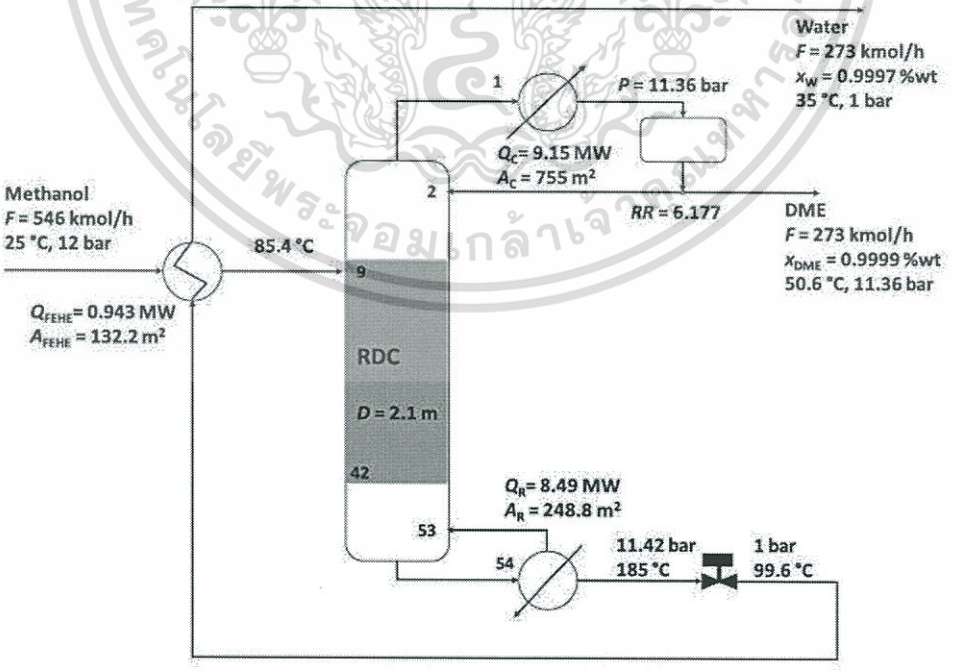
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.7 ปริมาณน้ำที่ถูกดูดซับต่อปริมาณตัวดูดซับที่ใช้ (q_t) กับเวลา (t) ของ 3A molsieve [7]

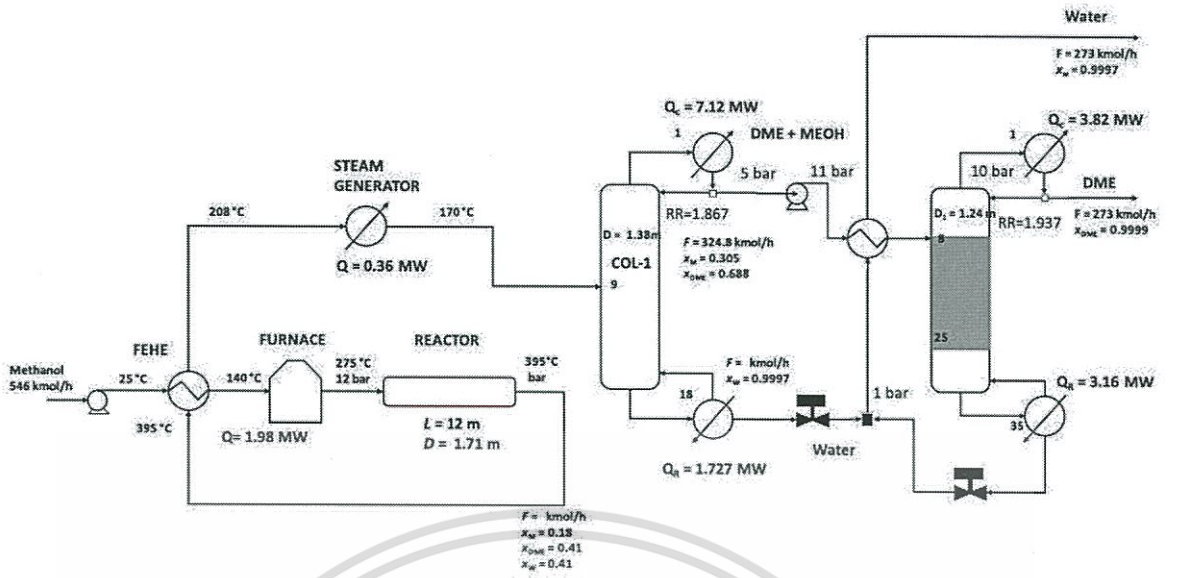
2.3.3 หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (Reactive distillation)

หอกลั่นนี้จะทำปฏิกิริยาและกลั่นในหอเดียวกัน ซึ่งจะช่วยลดพลังงานในการให้ความร้อนแก่หมอต้มซ้ำ (Reboiler) เนื่องจากเป็นปฏิกิริยาคายความร้อนและยังช่วยในการลดค่าก่อสร้างอุปกรณ์ จากงานวิจัยของ Bildea, Costin Sorin และคณะ [8] ได้ศึกษาและจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาดังแสดงในรูปที่ 2.8 และ รูปที่ 2.9



รูปที่ 2.8 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 คอลัมน์ [8]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.9 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ร่วมกับหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา [8]

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 3

วิธีการดำเนินงาน

ในงานวิจัยนี้จะเป็นการใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์มาช่วยในการวิเคราะห์และปรับปรุงกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ โดยนำมาประยุกต์ใช้กับกรณีศึกษาที่มีพื้นฐานมาจากงานวิจัยอื่นๆ และมีจุดมุ่งหมายที่จะให้เกิดความคุ้มค่าทางเศรษฐศาตร์มากที่สุด ซึ่งจะมีขั้นตอนการดำเนินงานที่ได้กล่าวไว้แล้วในบทก่อนหน้าเป็นดังนี้

3.1 การกำหนดปัญหา

เป้าหมายของการศึกษานี้คือการออกแบบกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ให้มีความคุ้มค่าทางเศรษศาสตร์มากที่สุด โดยมีจุดประสงค์เพื่อลดค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานประจำปี (OPEX) ของการผลิตและค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (CAPEX) ให้เหลือน้อยที่สุด ซึ่งฟังก์ชั่นวัตถุประสงค์ที่จะใช้ในการวัดความคุ้มค่าคือกำไรก่อนหักดอกเบี้ยและภาษี (Earning Before Interests and Tax : EBIT) โดยคำนวณจากสมการ (2.19) และมีสมมุติฐานคือกรณีศึกษาพื้นฐานจะไม่มีค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างหรือเท่ากับศูนย์ เพราะถือว่าเป็นกระบวนการผลิตที่มีอยู่เดิม

$$EBIT = Sales - OPEX - \frac{CAPEX}{T} \qquad (2.19)$$

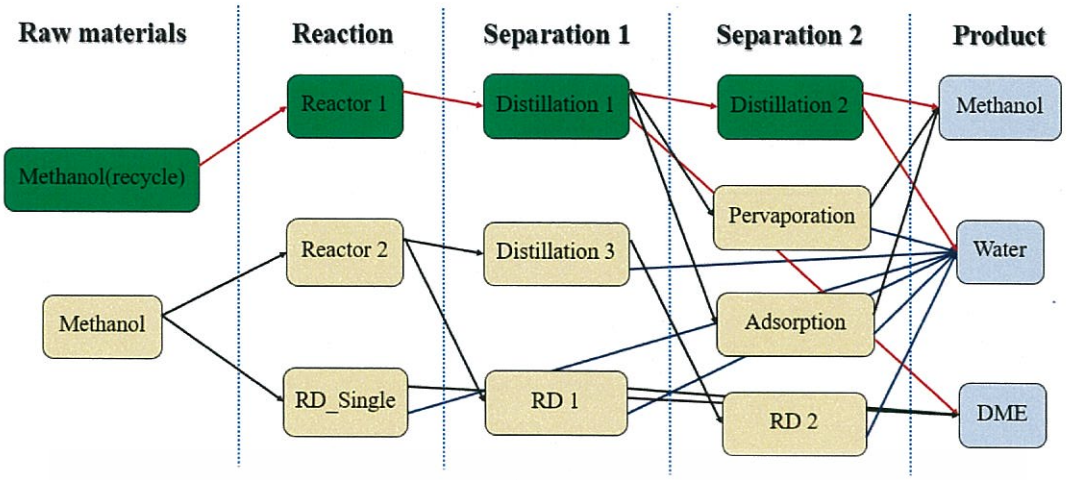
3.2 การรวบรวมข้อมูลสร้างซุปเปอร์สตรัคเจอร์และสร้างแบบจำลอง

ในขั้นตอนนี้จะเป็นการรวบรวมข้อมูลและความรู้ที่เกี่ยวข้องกับปัญหานำมาสร้างเป็นกรณีศึกษาต่างๆ จากนั้นนำกรณีศึกษาพื้นฐานและกรณีศึกษาอื่นอีก 5 กรณี มาสร้างเป็นซุปเปอร์สตรัคเจอร์และเปลี่ยนข้อมูลที่รวบรวมมาให้อยู่ในรูปของพารามิเตอร์ในแบบจำลองคณิตศาสตร์ดังตารางที่ 2.1 ที่กล่าวไว้แล้วในบทก่อนหน้า

3.2.1 กรณีศึกษาพื้นฐาน (Base case)

กรณีศึกษาพื้นฐานนี้จะเป็นกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ที่มีอยู่เดิมจะแสดงดังรูปที่ 3.1 โดยสภาวะการดำเนินงานและกระบวนการผลิตจะได้มาจากงานวิจัยของ W. Luyben [4] ซึ่งได้กล่าวไว้แล้วในบทก่อนหน้าและนำมาสร้างกระบวนการจำลองผ่านโปรแกรม Aspen plus เพื่อหาปริมาณสาธารณูปโภค (Utilities) ที่ใช้ในแต่หน่วยปฏิบัติการ โดยปริมาณสาธารณูปโภคที่ใช้ในกรณีศึกษาพื้นฐานจะแสดงในภาคผนวก ก และพารามิเตอร์ที่สำคัญของกรณีนี้จะแสดงดังตารางที่ 3.1-3.7

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 3.1 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (Base case)

ตารางที่ 3.1 อัตราการไหลของสารตั้งต้น (Base case)

$F^{in}_{i,kk}$	Interval (*kk*)	Unit
Component (*i*)	Methanol(Recycle)	
MeOH	187,432	tonne/year

ตารางที่ 3.2 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (Base case)

$\mu_{i,ii,kk}$		Interval (*kk*)			Unit
Utilities (*i*)	Component (*ii*)	Reactor 1	Distillation 1	Distillation 2	
Power	MeOH	7.92E-05			kW.year/tonne
Nat.gas	MeOH	1.084			MMBTU/tonne
HP steam	MeOH		62.73		kg/tonne
	Dimethyl Ether		62.73		kg/tonne
	Water_Demin		62.73		kg/tonne
LP steam	MeOH			416.23	kg/tonne
	Water_Demin			416.23	kg/tonne
Cooling Water	MeOH		42,873.35	58,927.94	kg/tonne
	Dimethyl Ether		42,873.35		kg/tonne
	Water_Demin		42,873.35	58,927.94	kg/tonne

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.3 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (Base case)

$\gamma_{i,kk,rr}$		Reaction (*rr*)
Component (*i*)	Interval (*kk*)	R-1
MeOH	Reactor 1	-2
Dimethyl Ether		1
Water_Demin		1

ตารางที่ 3.4 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (Base case)

$\theta_{react,kk,rr}$		Reaction (rr)
Reactant (react)	Interval (*kk*)	R-1
MeOH	Reactor 1	0.409

ตารางที่ 3.5 มวลโมเลกุลของสารเคมี (Base case)

Mw_i	
Component (*i*)	
MeOH	32
Dimethyl Ether	46
Water_Demin	18

ตารางที่ 3.6 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (Base case)

$Split_{i,kk}$	Interval (*kk*)		
Component (*i*)	Reactor 1	Distillation 1	Distillation 2
MeOH	1	1	1
Dimethyl Ether	1	0	0
Water_Demin	1	1	0

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

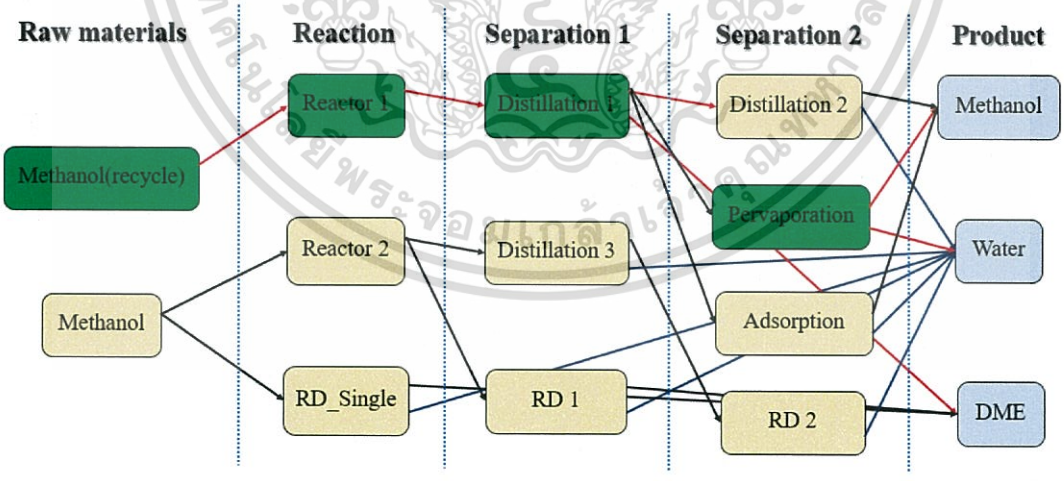
ตารางที่ 3.7 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (Base case)

$Invl_{kk}$		
Interval (*kk*)		Unit
Reactor 1	0	Bath
Distillation 1	0	Bath
Distillation 2	0	Bath

หมายเหตุ เนื่องจากเป็นโรงงานที่มีอยู่เดิม จึงมีค่าก่อสร้างอุปกรณ์เป็น 0

3.2.2 กรณีศึกษาที่ 1 (Pervaporation)

กรณีศึกษาที่ 1 นี้จะเป็นการนำกระบวนการเพอร์แวปเพอเรชั่นมาใช้ทดแทนหอกลั่นหอที่ 2 เพื่อแยกน้ำออกจากเมทานอลและกระบวนการผลิตจะแสดงดังรูปที่ 3.2 โดยจากการศึกษาจากงานวิจัยของ Chapman, Peter D. และคณะ [5] จะได้ค่าฟลักซ์ที่ใช้ในการแยกน้ำออกจากเมทานอล และสามารถประเมินขนาดของเมมเบรนที่ต้องในการแยกได้น้ำออกจากเมทานอล จากนั้นหาค่าสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ผ่านโปรแกรม Aspen plus โดยจะแสดงในภาคผนวก ก ซึ่งพารามิเตอร์ของกรณีนี้จะเหมือนกับกรณีพื้นฐาน แต่จะต่างกันในส่วนของสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการและจะมีค่าก่อสร้างเพิ่มขึ้นมาดังตารางที่ 3.8-3.9



รูปที่ 3.2 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (Pervaporation)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.8 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (Pervaporation)

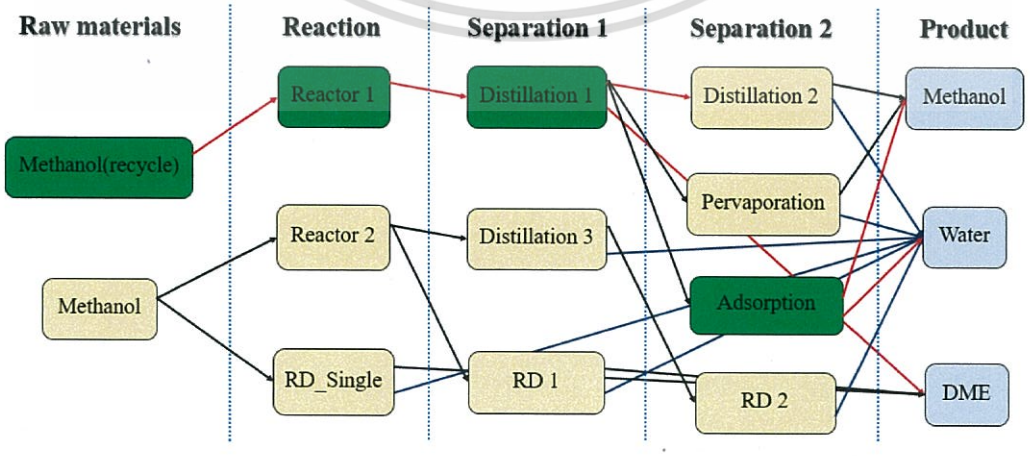
$\mu_{i,ii,kk}$		Interval (*kk*)	Unit
Utilities (*i*)	Component (*ii*)	Pervaporation	
Power	MeOH	5.18E-07	kW.year/tonne
	Water_Demin	5.18E-07	kW.year/tonne
Cooling Water	MeOH	63,978.28	kg/tonne
	Water_Demin	63,978.28	kg/tonne

ตารางที่ 3.9 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (Pervaporation)

$Invl_{kk}$		
Interval (*kk*)		Unit
Pervaporation	1,114,481,467	Bath

3.2.3 กรณีศึกษาที่ 2 (Adsorption)

กรณีนี้จะเป็นการนำกระบวนการดูดซับมาทดแทนหอกลั่นที่ 2 ที่ใช้ในการแยกเมทานอลกับน้ำและกระบวนการผลิตจะแสดงดังรูปที่ 3.3 ซึ่งจากงานวิจัยของ Prabowo, Bambang Hari และคณะ [7] ที่กล่าวไปแล้วในบทก่อนหน้าพบว่า 3A molsieve มีความประสิทธิภาพในการดูดซับมากที่สุด และจากรูปที่ 2.7 สามารถนำมาคำนวณหาปริมาณตัวดูดซับที่ต้องใช้ได้ โดยจะแสดงในภาคผนวก ก ซึ่งพารามิเตอร์ของกรณีนี้จะเหมือนกับกรณีพื้นฐาน แต่จะต่างกันในส่วนของสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการและจะมีค่าก่อสร้างเพิ่มขึ้นมาดังตารางที่ 3.10-3.11



รูปที่ 3.3 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (Adsorption)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.10 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (Adsorption)

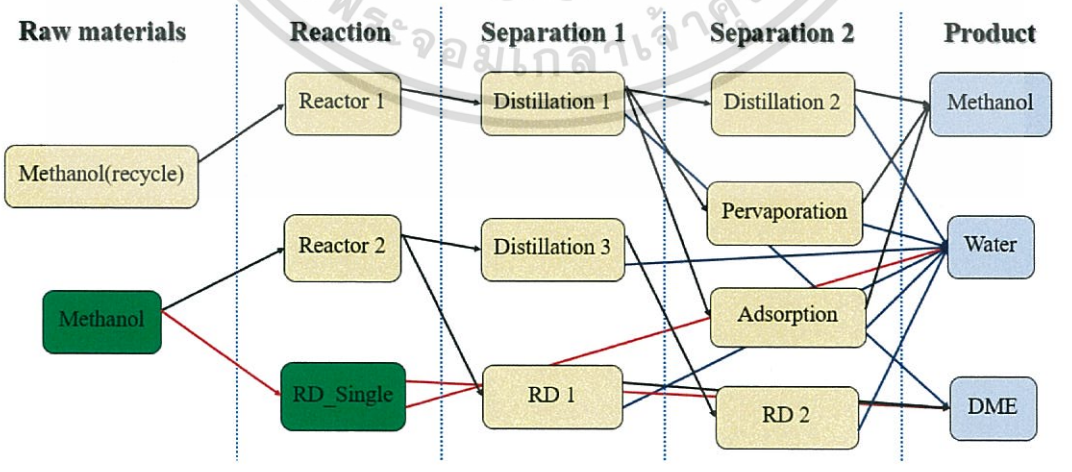
$\mu_{i,ii,kk}$		Interval (*kk*)	Unit
Utilities (*i*)	Component (*ii*)	Adsorption	
Nat.gas	MeOH	0.12	MMBTU/tonne
	Water_Demin	0.12	MMBTU/tonne

ตารางที่ 3.11 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (Adsorption)

$Invl_{kk}$		
Interval (*kk*)		Unit
Adsorption	123,904,116	Bath

3.2.4 กรณีศึกษาที่ 3 (RD_Single)

กรณีนี้จะเป็นการใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 หอในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ ซึ่งจะรวมเครื่องปฏิกรณ์กับหอกลั่นเข้าด้วยกันและเมทานอลจะถูกใช้ทำปฏิกิริยาจนหมดในหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา ซึ่งกระบวนการผลิตจะแสดงดังรูปที่ 3.4 โดยสภาวะการดำเนินงานจะได้จากงานวิจัยของ Bildea, Costin Sorin และคณะ [8] ที่กล่าวไว้แล้วในบทก่อนหน้า จากนั้นหาค่าสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ผ่านโปรแกรม Aspen plus โดยจะแสดงในภาคผนวก ก ซึ่งพารามิเตอร์ที่สำคัญของกรณีนี้จะแสดงดังตารางที่ 3.11-3.16



รูปที่ 3.4 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (RD_Single)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.12 อัตราการไหลของสารตั้งต้น (RD_Single)

$F^{in}_{i,kk}$	Interval (*kk*)	Unit
Component (*i*)	Methanol	
MeOH	153,361	tonne/year

ตารางที่ 3.13 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (RD_Single)

$\mu_{i,ii,kk}$		Interval (*kk*)	Unit
Utilities (*i*)	Component (*ii*)	RD_Single	
Power	MeOH	1.075	kW.year/tonne
HP steam	MeOH	175.73	kg/tonne
Cooling Water	MeOH	7,537.77	kg/tonne

ตารางที่ 3.14 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (RD_Single)

$\gamma_{i,kk,rr}$		Reaction (*rr*)
Component (*i*)	Interval (*kk*)	R-RD_Single
MeOH	RD_Single	-2
Dimethyl Ether		1
Water_Demin		1

ตารางที่ 3.15 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (RD_Single)

$\theta_{react,kk,rr}$		Reaction (*rr*)
Reactant (react)	Interval (*kk*)	R-RD_Single
MeOH	RD_Single	0.5

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.16 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (RD_Single)

$Split_{i,kk}$	Interval (*kk*)
Component (*i*)	RD_Single
MeOH	0
Dimethyl Ether	1
Water_Demin	0

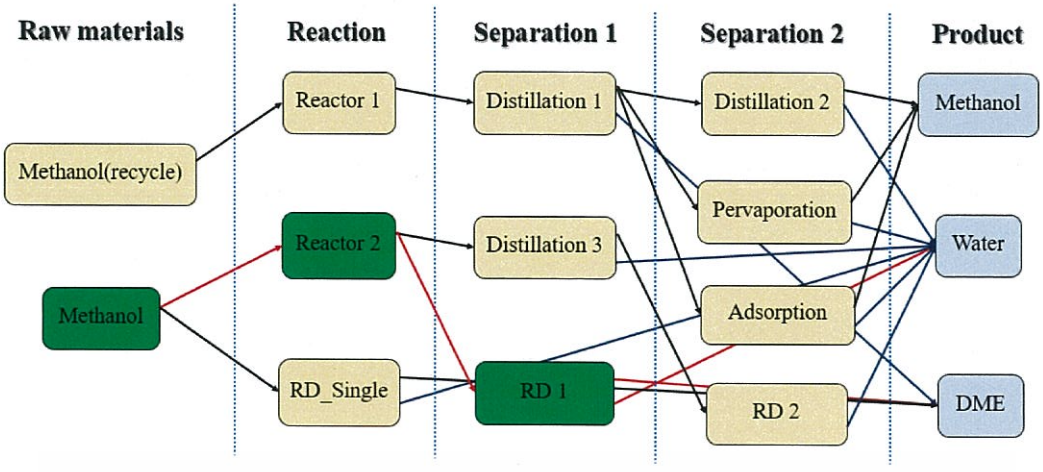
ตารางที่ 3.17 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (RD_Single)

$Invl_{kk}$		
Interval (*kk*)		Unit
RD_Single	76,636,800	Bath

3.2.5 กรณีศึกษาที่ 4 (RD 1)

กรณีนี้จะจะเป็นการใช้ทั้งเครื่องปฏิกรณ์ และหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โดยปกติแล้วจะนำเมทานอลที่ไม่ทำปฏิกิริยากลับไปใช้ใหม่ แต่กรณีนี้หลังจากที่เมทานอลทำปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์แล้ว จะมีเมทานอลบางส่วนที่ไม่เกิดปฏิกิริยา ซึ่งในกรณีพื้นฐานจะเอาเมทานอลไปแยกออกจากน้ำเพื่อนำกลับไปใช้ใหม่ แต่ในกรณีนี้จะนำไปเข้าสู่หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา และกระบวนการผลิตจะแสดงดังรูปที่ 3.5 โดยสภาวะการดำเนินงานจะได้มาจากงานวิจัยของ Bîldea, Costin Sorin และคณะ [8] ที่กล่าวไว้แล้วในบทก่อนหน้า จากนั้นจะลองกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen plus เพื่อหาปริมาณสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการโดยจะแสดงในภาคผนวก ก โดยกรณีนี้ปริมาณสารตั้งต้นที่ใช้จะเหมือนกับกรณีศึกษาที่ 3 เพราะว่า เมทานอลถูกใช้ในหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาจนหมดจึงไม่ได้ถูกนำกลับไปใช้ใหม่และพารามิเตอร์ที่สำคัญจะแสดงดังตารางที่ 3.17-3.21

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 3.5 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (RD 1)

ตารางที่ 3.18 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (RD 1)

$\mu_{i,ii,kk}$		Interval (*kk*)		Unit
Utilities (*i*)	Component (*ii*)	Reactor 2	RD 1	
Power	MeOH	8.27E-05		kW.year/tonne
HP steam	MeOH		80.77	kg/tonne
	Dimethyl Ether		80.77	kg/tonne
	Water_Demin		80.77	kg/tonne
Cooling Water	MeOH		43,736.75	kg/tonne
	Dimethyl Ether		43,736.75	kg/tonne
	Water_Demin		43,736.75	kg/tonne

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.19 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (RD 1)

$\gamma_{i,kk,rr}$		Reaction (*rr*)	
Component (*i*)	Interval (*kk*)	R-2	R-RD 1
MeOH	Reactor 2	-2	
Dimethyl Ether		1	
Water_Demin		1	
MeOH	RD 1		-2
Dimethyl Ether			1
Water_Demin			1

ตารางที่ 3.20 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (RD 1)

$\theta_{react,kk,rr}$		Reaction (*rr*)	
Reactant (react)	Interval (*kk*)	R-2	R-RD 1
MeOH	Reactor 2	0.41	
MeOH	RD 1		0.5

ตารางที่ 3.21 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (RD 1)

$Split_{i,kk}$	Interval (*kk*)	
Component (*i*)	Reactor 2	RD 1
MeOH	1	0
Dimethyl Ether	1	1
Water_Demin	1	0

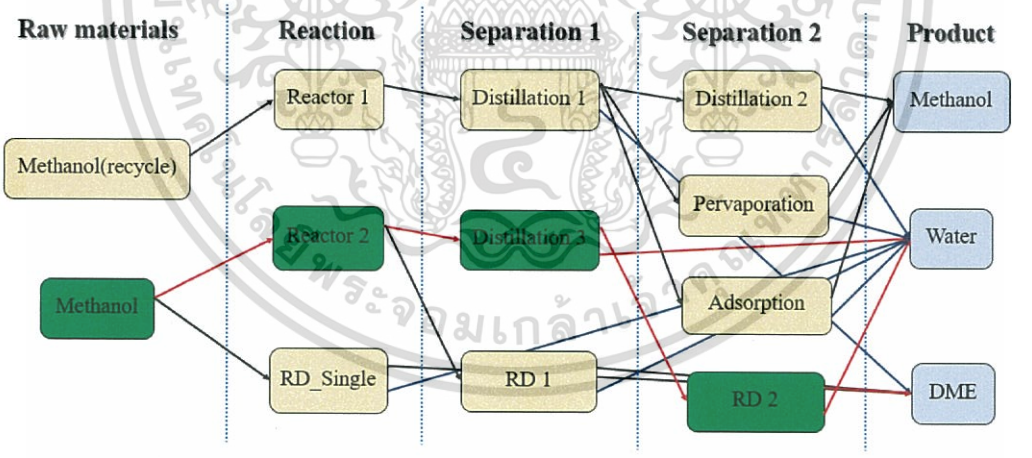
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.22 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (RD 1)

$Invl_{kk}$		
Interval (*kk*)		Unit
Reactor 2	34,819,840	Bath
RD 1	45,428,672	Bath

3.2.6 กรณีศึกษาที่ 5 (RD 2)

กรณีนี้จะจะเป็นการใช้ทั้งเครื่องปฏิกรณ์ หอกลั่นโดยทั่วไปและหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โดยกรณีนี้จะคล้ายคลึงกับกรณีที่ 4 แต่จะต่างกันตรงที่กรณีนี้จะแยกไดเมทิลอีเทอร์และเมทานอลที่ไม่ทำปฏิกิริยาออกจากน้ำก่อนเข้าสู่หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา และกระบวนการผลิตจะแสดงดังรูปที่ 3.6 ซึ่งสภาวะการดำเนินงานจะได้มาจากงานวิจัยของ Bîldea, Costin Sorin และคณะ [8] ที่กล่าวไว้แล้วในบทก่อนหน้า จากนั้นจะลองกระบวนการผลิตโดยใช้โปรแกรม Aspen plus เพื่อหาปริมาณสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการ ซึ่งจะแสดงในภาคผนวก ก โดยมีพารามิเตอร์ที่สำคัญดังตารางที่ 3.22-3.26



รูปที่ 3.6 กระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ (RD 2)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.23 สัดส่วนของสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ต่ออัตราการไหลของสาร (RD 2)

$\mu_{i,ii,kk}$		Interval (*kk*)			Unit
Utilities (*i*)	Component (*ii*)	Reactor 2	Distillation 3	RD 2	
Power	MeOH	8.27E-05			kW.year/tonne
HP steam	MeOH		191.54	538.11	kg/tonne
	Dimethyl Ether		191.54		kg/tonne
	Water_Demin		191.54	538.11	kg/tonne
Cooling Water	MeOH		68,984.90	32,383.35	kg/tonne
	Dimethyl Ether		68,984.90		kg/tonne
	Water_Demin		68,984.90	32,383.35	kg/tonne

ตารางที่ 3.24 เลขดุลโมลของปฏิกิริยาเคมี (RD 2)

$\gamma_{i,kk,rr}$		Reaction (*rr*)	
Component (*i*)	Interval (*kk*)	R-2	R-RD 2
MeOH	Reactor 2	-2	
Dimethyl Ether		1	
Water_Demin		1	
MeOH	RD 2		-2
Dimethyl Ether			1
Water_Demin			1

ตารางที่ 3.25 คอนเวอร์ชั่น (Conversion) ของปฏิกิริยาเคมี (RD 2)

$\theta_{react,kk,rr}$		Reaction (*rr*)	
Reactant (react)	Interval (*kk*)	R-2	R-RD 2
MeOH	Reactor 2	0.41	
MeOH	RD 2		0.5

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 3.26 สัดส่วนการแยกของสารเคมี (RD 2)

$Split_{i,kk}$	Interval (*kk*)		
Component (*i*)	Reactor 2	Distillation 3	RD 2
MeOH	1	1	0
Dimethyl Ether	1	1	1
Water_Demin	1	0	0

ตารางที่ 3.27 ค่าก่อสร้างอุปกรณ์ (RD 2)

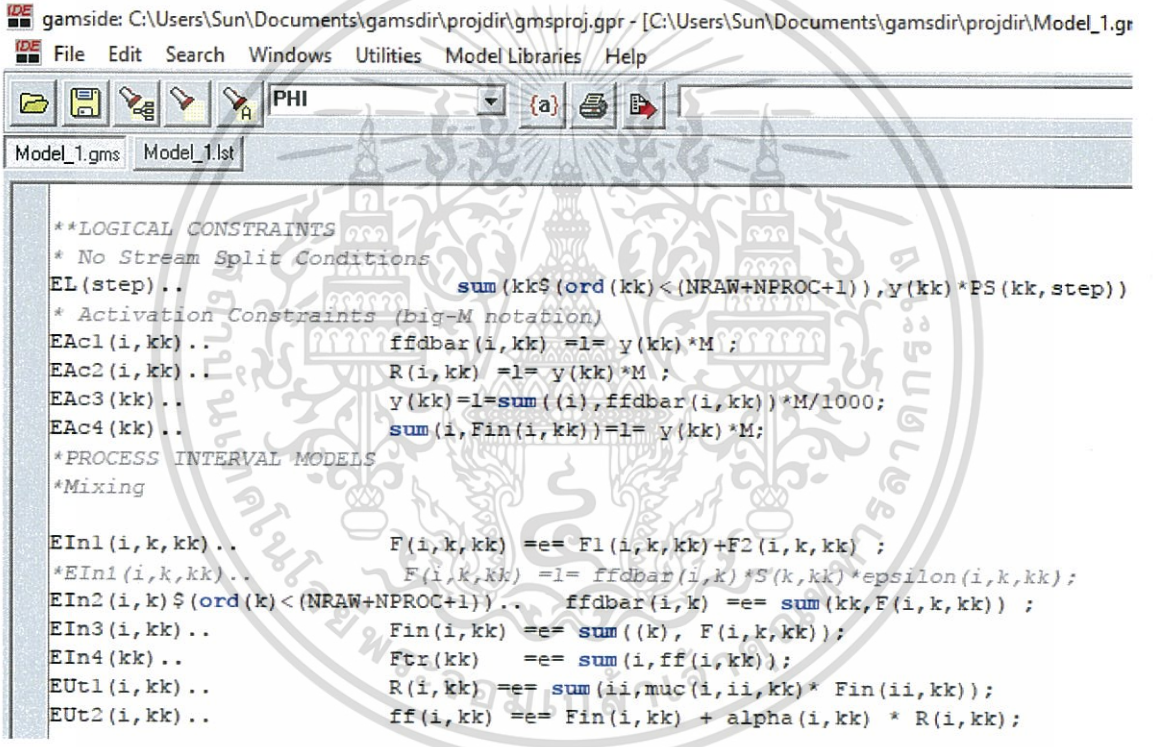
$Invl_{kk}$		
Interval (*kk*)		Unit
Reactor 2	34,819,840	Bath
Distillation 3	32,746,880	Bath
RD 2	42,419,200	Bath

นอกจากพารามิเตอร์ที่สำคัญเหล่านี้ ยังมีพารามิเตอร์บางส่วนที่ยังไม่ได้กล่าวถึงในบทนี้ถูกนำไปไว้ในภาคผนวก ข ได้แก่ $\alpha_{i,kk}$ $SW_{i,kk}$ $SP_{k,kk}$ $S_{k,kk}$ P_{kk}^{1} P_{i}^{2} P_{i}^{3} $Dist$ P^{4} P_{k}^{5} และ T และพารามิเตอร์ทั้งหมดจะถูกจัดเก็บอย่างเหมาะสม โดยใช้โปรแกรม Microsoft Excel

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

3.3 การแก้ปัญหาและวิเคราะห์ผล

ในขั้นตอนนี้จะเป็นการนำผลจากแบบจำลองกระบวนการจากขั้นตอน 3.2 มารวบรวมไว้พร้อมกับตัวแปรอื่นๆ ในโปรแกรม Microsoft Excel จากนั้นเขียนโค้ดลงในโปรแกรม GAMs ให้อ่านค่าพารามิเตอร์ในไฟล์ Excel จากนั้นโปรแกรมจะวิเคราะห์และหาทางเลือกที่เหมาะสมที่สุดสำหรับการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ โดยผลที่ได้จะแสดงในบทถัดไป ซึ่งตัวอย่างของโปรแกรมและโค้ดบางส่วนจะแสดงดังรูปที่ 3.7 โดยโค้ดทั้งหมดที่ใช้ในโปรแกรมจะถูกแสดงในภาคผนวก ค และข้อเสียของโปรแกรมนี้คือการคำนวณเรื่องสมดุลมวลได้เพียงอย่างเดียว ซึ่งไม่สามารถทำสมดุลพลังงานได้ ดังนั้นจึงจำเป็นต้องใช้โปรแกรม Aspen plus ช่วยในการหาปริมาณสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ของแต่ละกรณีศึกษา



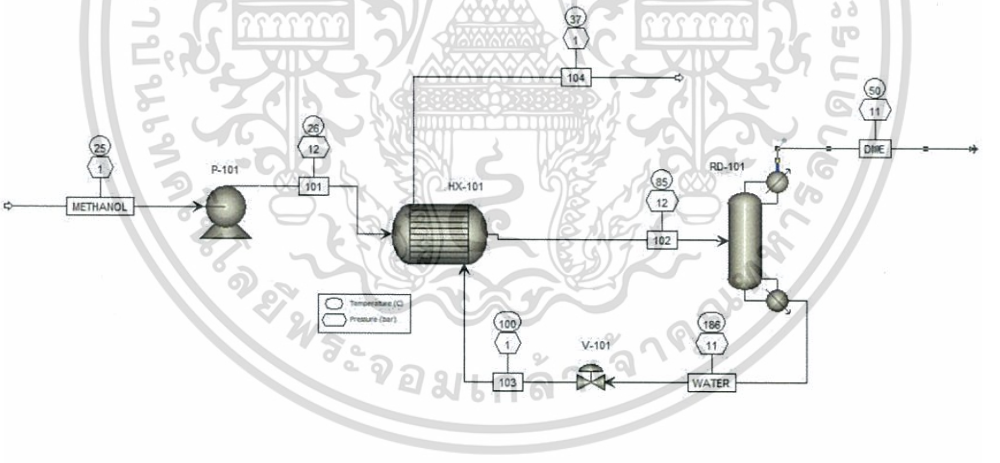
รูปที่ 3.7 ตัวอย่างของโปรแกรม GAMs

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

บทที่ 4

ผลการดำเนินงานและวิเคราะห์ผลการดำเนินงาน

ในบทนี้จะเป็นผลจากการแก้ปัญหาแบบจำลองในบทที่ 3 โดยกรณีศึกษาจะมีทั้งหมด 5 กรณี และจากการแก้ปัญหาโดยใช้โปรแกรม GAMs พบว่ามี 4 กรณีที่มีประสิทธิภาพ เนื่องจากค่ากำไรก่อนหักภาษีและดอกเบี้ยมีค่ามากกว่ากรณีศึกษาพื้นฐาน ซึ่งกรณีศึกษาที่ 3 เป็นทางเลือกในการปรับปรุงกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ที่คุ้มค่าทางเศรษฐศาตร์มากที่สุด ดังแสดงในรูปที่ 3.4 ในบทก่อนหน้า โดยรูปที่ 4.1 จะเป็นการจำลองกระบวนการผลิตผ่านโปรแกรม Aspen plus เพื่อให้แน่ใจว่ากรณีศึกษาที่ 3 (RD_Single) สามารถนำไปใช้งานได้ และตารางที่ 4.1 จะแสดงผลจากโปรแกรม GAMs ของแต่ละกรณีศึกษา ซึ่งโปรแกรมได้ใช้เวลาในการคำนวณเพียง 922 Ms หรือ 0.922 วินาที (CPU-i7)



รูปที่ 4.1 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์จากโปรแกรม Aspen plus โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 หอ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ 4.1 ตารางเปรียบเทียบผลที่ได้จากการแก้ปัญหาแบบจำลองในแต่ละกรณีศึกษาโดยใช้โปรแกรม GAMs

	Base case	Case study 1	Case study 2	Case study 3	Case study 4	Case study 5	Unit
Capital cost	-	1,115	123.94	76.64	80.25	109.98	MTHB
Raw material cost	2,759.00	2,759.00	2,759.00	2,257.47	2,257.47	2,257.47	MTHB/year
Utility cost	252.84	237.63	170.75	75.70	143.64	231.76	MTHB/year
Transportation cost	-	-	-	-	-	-	-
Waste disposal cost	-	-	-	-	-	-	-
Revenues	4,028.48	4,028.48	4,028.48	3,527.30	3,527.30	3,527.30	MTHB/year
EBIT	1,016.64	920.37	1,086.34	1,186.46	1,118.17	1,027.07	MTHB/year
EBIT (with respect to base case)	-	-9.47	6.86	16.70	9.99	1.03	%

จากตารางที่ 4.1 พบว่ากรณีศึกษาที่ 3 มีค่ากำไรก่อนหักภาษีและดอกเบี้ย (EBIT) มากที่สุด เนื่องจากมีค่าสาธารณูปโภคที่ใช้ในการดำเนินงานรายปีต่ำกว่ากรณีอื่นๆ รวมถึงมีค่าก่อสร้างอุปกรณ์ที่ต่ำกว่ากรณีอื่นเช่นกัน เพราะว่ากรณีศึกษาที่ 3 นี้ได้รวมหน่วยปฏิบัติการ 2 หน่วย เข้าด้วยกัน โดยกำไรก่อนหักดอกเบี้ยและภาษีคิดเป็นเงิน 1,186.46 ล้านบาทต่อปีและมีค่ามากกว่ากรณีพื้นฐานถึง 16.7 % อันดับที่ 2 จะเป็นกรณีศึกษาที่ 4 โดยมีค่ากำไรก่อนหักภาษีและดอกเบี้ยเป็นเงิน 1,118.17 ล้านบาท/ปีและเมื่อเทียบกับกรณีพื้นฐานมีค่ามากกว่า 9.99 % และอันดับที่ 3 คือกรณีศึกษาที่ 2 โดยมีค่ากำไรก่อนหักภาษีและดอกเบี้ยเท่ากับ 1,086.34 ล้านบาทต่อปีและมีค่ามากกว่ากรณีพื้นฐาน 6.86 %

บทที่ 5

สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการดำเนินงาน

จากการศึกษาและค้นคว้าเกี่ยวกับกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์พบว่าทางเลือกที่สามารถนำมาทดแทนหน่วยปฏิบัติการที่มีอยู่เดิมมีทั้งหมด 5 ทางเลือก จากนั้นนำข้อมูลที่ได้มาสร้างเป็นซุปเปอร์สตรัคเจอร์เพื่อหาทางเลือกที่มีความคุ้มค่าทางเศรษฐศาสตร์มากที่สุด โดยฟังชั่นก์วัตถุประสงค์ที่เลือกใช้คือกำไรก่อนหักภาษีและดอกเบี้ย จากนั้นจะใช้โปรแกรม GAMs ช่วยวิเคราะห์และแก้ปัญหาออกมาพบว่าทางเลือกที่มีความคุ้มค่ามากที่สุดก็คือการใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 หอในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ โดยมีกำไรก่อนหักภาษีและดอกเบี้ยมากถึง 1,186.46 ล้านบาทต่อปี และมากกว่ากรณีพื้นฐานถึง 16.7 % ซึ่งเป็นไปตามวัตถุประสงค์ของงานวิจัยนี้ แต่อย่างไรก็ตามทางเลือกในการผลิตนี้อาจไม่ใช่ทางเลือกที่ดีที่สุด เนื่องจากราคาของสารตั้งต้นและผลิตภัณฑ์มีการเปลี่ยนแปลงอยู่ตลอดเวลา และในอนาคตอาจมีเทคโนโลยีใหม่ๆในการผลิตไดเมทิลอีเทอร์ที่ดีกว่าในปัจจุบัน

5.2 ข้อเสนอแนะ

ในการทำแบบจำลองนี้เป็นการศึกษาข้อมูลจากงานวิจัยอื่น หากข้อมูลที่ศึกษามาไม่ถูกต้องอาจทำให้ผลที่ได้ออกมาจากแบบจำลองผิดพลาดไปบ้าง แต่ถ้าเป็นข้อมูลที่เป็นการใช้งานจริง เช่น การเก็บสถิติของโรงงานที่ดำเนินงานจริงจะทำให้แบบจำลองมีความแม่นยำเพิ่มมากขึ้น และซุปเปอร์สตรัคเจอร์มีข้อเสียคือสามารถทำได้เพียงสมดุลมวลเท่านั้น แต่อย่างไรก็ตามการใช้ซุปเปอร์สตรัคเจอร์จะช่วยลดเวลาในการวิเคราห์ทางเลือกที่เหมาะสมเป็นอย่างมาก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เอกสารอ้างอิง

[1] Enerdata, "Total energy consumption Slight recovery in energy consumption in 2016 (1% vs. 0.5% in 2015)." [Online]. Available: https://yearbook.enerdata.net/total-energy/world-consumption-statistics.html.

[2] A. Quaglia, "An Integrated Business and Engineering Framework for Synthesis and Design of Processing Networks," no. September, 2013.

[3] A. Quaglia, B. Sarup, G. Sin, and R. Gani, "Integrated business and engineering framework for synthesis and design of enterprise-wide processing networks," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 38, pp. 213–223, 2012.

[4] W. L. Luyben, "Improving the conventional reactor/separation/recycle DME process," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 106, pp. 17–22, 2017.

[5] P. D. Chapman, T. Oliveira, A. G. Livingston, and K. Li, "Membranes for the dehydration of solvents by pervaporation," *J. Memb. Sci.*, vol. 318, no. 1–2, pp. 5–37, 2008.

[6] S. Manshad, M. Ghazali, M. Nawawi, M. R. Sazegar, H. Bin Hassan, and A. M. Alamaria, "Membrane Science & Technology Membranes with Favorable Chemical Materials for Pervaporation Process : A Review," vol. 6, no. 4, 2016.

[7] B. H. Prabowo, L. Nurdini, and G. Trilaksono, "Adsorption of Water from Methanol Solution Using Various Adsorbent," vol. 20031, 2017.

[8] C. S. Bîldea, R. Győrgy, C. C. Brunchi, and A. A. Kiss, "Optimal design of intensified processes for DME synthesis," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 105, pp. 142–151, 2017.

[9] Anil K.Pabby, S. S. H. Rizvi, and A. M. Sastre, *Membeane Separations Chemical, Pharmaceutical, Food, and Biotechnologicak Applications*. .

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

[10] "Price of 3A molecular sieve." [Online]. Available: https://www.alibaba.com/product-detail/3A-molecular-sieve-Factory-Price_60743394718.html?spm=a2700.7724857.main07.33.acf86943muDPGs&sp.

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก

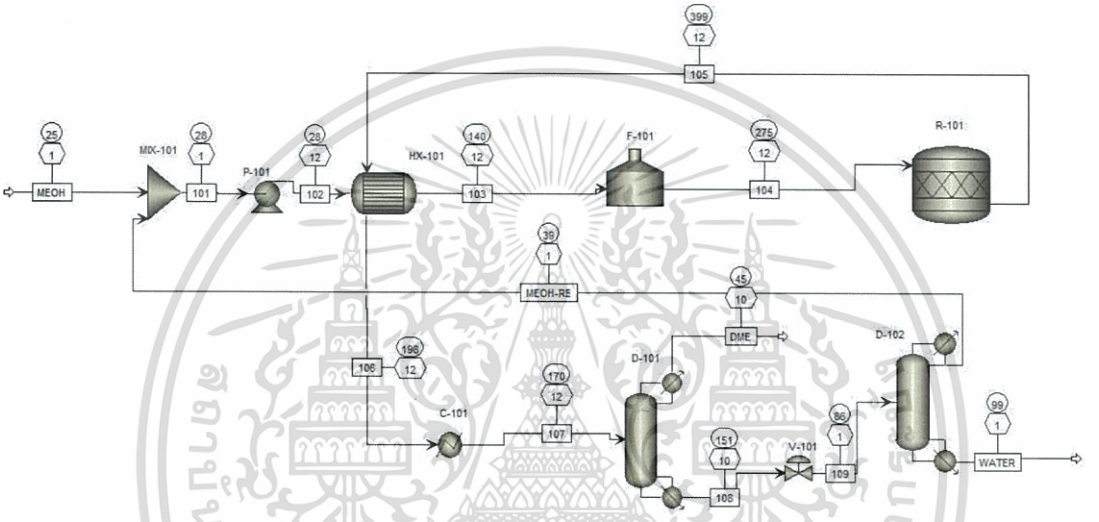
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ก

ข้อมูลที่ใช้ในการสร้างแบบจำลอง

ข้อมูลที่จะนำมาใช้ในการจำลองกระบวนการผ่านโปรแกรม Aspen plus นั้นได้มาจากงานวิจัยของหลายๆท่านที่ได้กล่าวไว้แล้วในบทที่ 2

1. กรณีศึกษาพื้นฐาน



รูปที่ ก.1 กระบวนการจำลองของกรณีศึกษาพื้นฐาน

ข้อมูลของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการที่ได้จากโปรแกรม Aspen plus จะแสดงดังตารางที่ ก.1

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.1 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาพื้นฐาน

สาธารณูปโภค	หน่วยปฏิบัติการ	พลังงาน	หน่วย	ปริมาณ	หน่วย
ไฟฟ้า	ปั๊ม (P-101)	14.84	kW	14.84	kW
ก๊าซธรรมชาติ	เตาเผา (F-101)	23.28	MMBTU/hr.	201,170.24	MMBTU/year
ไอน้ำความดันสูง (HP steam)	หอกลั่น (D-101)	0.64	Mw.	11,757,915.13	kg/year
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	หอกลั่น (D-101)	-5.32	Mw.	8,035,866,868.79	kg/year
ไอน้ำความดันต่ำ (LP steam)	หอกลั่น (D-102)	2.23	Mw.	32,138,421.31	kg/year
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	หอกลั่น (D-102)	-3.01	Mw.	4,550,044,238.55	kg/year
ไอน้ำที่ถูกสร้างขึ้น	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (C-101)	-0.32	Mw.	4,591,499.62	kg/year

2. กรณีศึกษาที่ 1 (Pervaporation)

กรณีนี้จะเป็นการนำกระบวนการเพอร์แวปโพเรชั่นมาแทนหอกลั่นที่ 2 ที่ใช้ในการแยกน้ำกับเมทานอล จากงานวัจัยของ Chapman, Peter D. และคณะ [5] พบว่าค่าฟลักซ์ที่ใช้เป็น 0.57 กิโลกรัม/(ตารางเมตรxชั่วโมง) และอัตราการไหลของน้ำที่ต้องการแยกเป็น 4,916.83 กิโลกรัม/ชั่วโมง ซึ่งเมมเบรนที่เหมาะสมในการแยกน้ำออกจากเมทานอลคือซีโอไลท์ (Zeolites) โดยใช้พื้นผิวในการแยกเป็นซีโอไลท์ โครงสร้างเมมเบรนเป็นแอลฟาอลูมิน่า (α-Alumina)

จากสูตร $Flux = \frac{Flow}{Area}$ สามารถคำนวณหาพื้นของเมมเบรนที่ต้องใช้ในการแยกได้ดังนี้

$Area = \frac{4,916.83}{0.57}$ = 8,626 ตารางเมตร

ดังนั้น พื้นที่ของเมมเบรนคือ 8,626 ตารางเมตร

จากหนังสือการแยกด้วยเมมเบรนของ Anil K.Pabby และคณะ [9] พบว่าราคาเมมเบรนแบบซีโอไลท์ขายอยู่ที่ราคา 3,400 ยูโร/ตารางเมตร ประมาณ 129,200 บาท/ตารางเมตร ดังนั้น ค่าสร้างเมมเบรนสำหรับกระบวนการเพอร์แวปโพเรชั่นจะเป็น 129,200 x 8,626 เท่ากับ 1,114,481,467 บาท

นอกจากนี้กระบวนการเพอร์แวปโพเรชั่นยังมีสาธารณูปโภคบางส่วนที่ต้องใช้ โดยจะหาปริมาณสาธารณูปโภคที่ใช้ได้จากโปรแกรม Aspen plus ดังตารางที่ ก.2

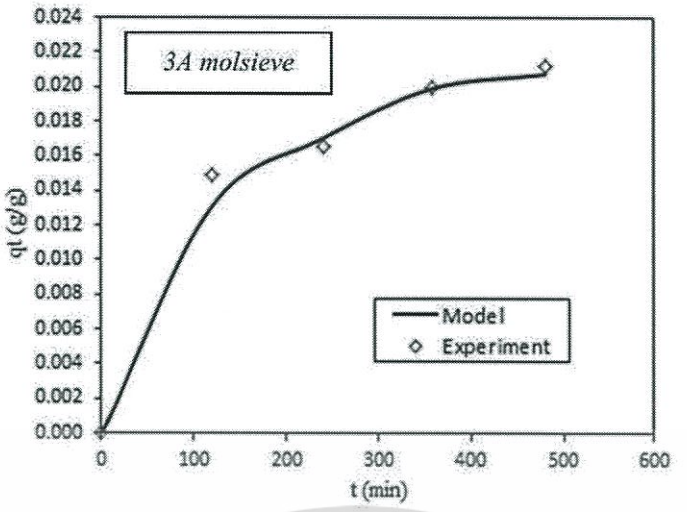
ตารางที่ ก.2 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการเพอร์แวปโพเรชั่น

สาธารณูปโภค	หน่วยปฏิบัติการ	พลังงาน	หน่วย	ปริมาณ	หน่วย
ไฟฟ้า	ปั๊ม (Vacuum pump)	0.04	kW	0.04	kW
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน	-5,935.39	kW	8,969,240,583.84	kg./year

3. กรณีศึกษาที่ 2 (Adsorption)

จากงานวิจัยของ Prabowo, Bambang Hari และคณะ [7] ได้ทดลองตัวดูดซับ (Absorbent) ที่ใช้ในการแยกน้ำออกจากเมทานอล พบว่า 3A molsieve จะมีประสิทธิภาพในการแยกน้ำมากที่สุด และจากการทดลองตัวดูดซับ 3A molsieve จะได้กราฟระหว่างปริมาณน้ำที่ถูกดูดซับต่อปริมาณตัวดูดซับที่ใช้กับเวลาดังแสดงในรูปที่ 2.7 และเวลาที่ใช้ในการดูดซับจะเลือกเป็น 3 ชั่วโมง เนื่องจากกราฟช่วงนี้มีอัตราการดูดซับมากที่สุด โดยปริมาณน้ำที่ต้องดูดซับทั้งหมดจะเป็น 4,916.83 กิโลกรัม/ชั่วโมง และเนื่องจากเวลาที่ใช้ในการดูดซับเป็น 3 ชั่วโมง ดังนั้น ปริมาณน้ำทั้งหมดจะเท่ากับ 4,916.83 x 3 เท่ากับ 14,750.49 กิโลกรัม

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 2.7 ปริมาณน้ำที่ถูกดูดซับต่อปริมาณตัวดูดซับที่ใช้ (q_t) กับเวลา (t) ของ 3A molsieve [7]

จากกราฟที่เวลา 3 ชั่วโมง q_t ประมาณ 0.016 ดังนั้นสามารถคำนวณปริมาณตัวดูดซับที่ต้องใช้ได้ดังนี้ $\frac{14,750.49}{0.016}$ = 921,906 กิโลกรัม แต่เนื่องจากตัวดูดซับจำเป็นต้องใช้เวลาในการคายน้ำเพื่อที่จะนำกลับมาใช้ใหม่ ดังนั้นจะต้องใช้ปริมาณตัวดูดซับเท่ากับ 921,906 x 2 เท่ากับ 1,846,811 กิโลกรัม และจากค้นคว้าราคาของ 3A molsieve พบว่าราคาเท่ากับ 67.2 บาท/กิโลกรัม [10] ดังนั้นค่าสร้างอุปกรณ์ของกระบวนการนี้จะเป็น 1,846,811 x 67.2 เท่ากับ 123,904,116 บาท

นอกจากนี้ยังมีค่าสาธารณูปโภคที่ต้องใช้ในกระบวนการเพื่อที่จะทำการคายน้ำของตัวดูดซับกลับมาใช้ใหม่ ในที่นี้จะสมมุติว่า ใช้อัตราการไหลของอากาศในการให้ความร้อนแก่ดูดซับเท่ากับปริมาณน้ำที่อยู่ในตัวดูดซับ จากนั้นนำไปใช้โปรแกรม Aspen plus เพื่อหาค่าสาธารณูปโภคในการให้ความร้อนแก่อากาศ ดังตารางที่ ก.3

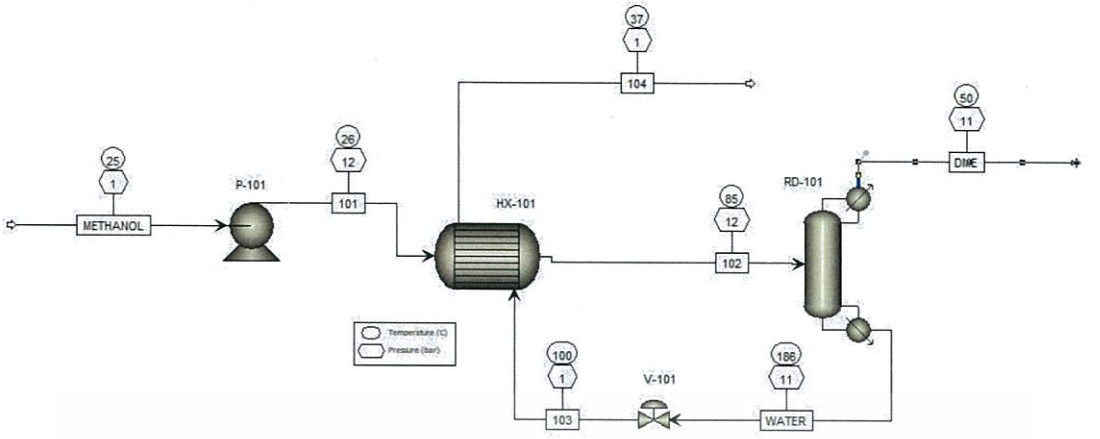
ตารางที่ ก.3 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการดูดซับ

สาธารณูปโภค	หน่วยปฏิบัติการ	พลังงาน	หน่วย	ปริมาณ	หน่วย
ก๊าซธรรมชาติ	เตาเผา	1.06	MMBTU/hr.	9,168.21	MMBTU/year

4. **กรณีศึกษาที่ 3 (RD_Single)**

จากงานวิจัยของ Bîldea, Costin Sorin และคณะ [8] ได้ศึกษาและจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โดยมีค่าสร้างอุปกรณ์ดังตารางที่ ก.4 และหาค่าสาธารณูปโภคจากการจำลองกระบวนการโดยโปรแกรม Aspen plus ดังแสดงในรูปที่ ก.2 และปริมาณสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการจะแสดงดังตารางที่ ก.5

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ ก.2 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยาเพียง 1 หอ

ตารางที่ ก.4 ค่าอุปกรณ์ของกรณีศึกษาที่ 3

Investment	CAPEX (kdollar)	CAPEX (THB)
Condenser	597.60	19,123,200.00
Reboiler	342.20	10,950,400.00
Column shell	578.40	18,508,800.00
Packing	586.50	18,768,000.00
Catalyst	65.70	2,102,400.00
Tray	31.90	1,020,800.00
Feed pre-heater	192.60	6,163,200.00
Total	**2,394.90**	**76,636,800.00**

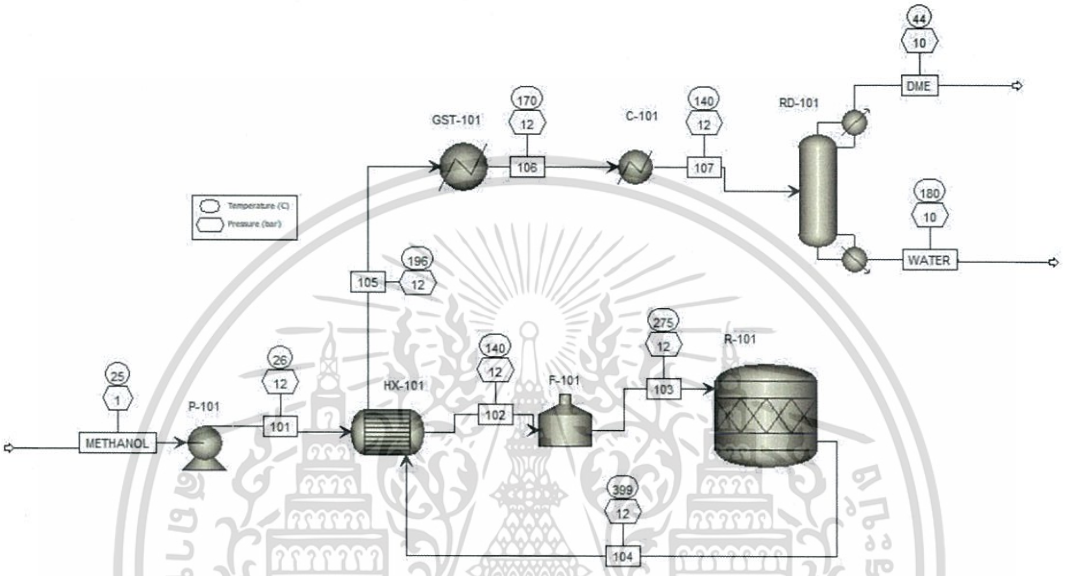
ตารางที่ ก.5 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาที่ 3

สาธารณูปโภค	หน่วยปฏิบัติการ	พลังงาน	หน่วย	ปริมาณ	หน่วย
ไฟฟ้า	ปั๊ม (P-101)	12.68	kW	12.68	kW
ไอน้ำความดันสูง (HP steam)	หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD-101)	1.47	Mw.	26,949,896.04	kg/year
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD-101)	-0.76	Mw.	1,155,999,436.81	kg/year

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

5. กรณีศึกษาที่ 4 (RD 1)

จากงานวิจัยของ Bîldea, Costin Sorin และคณะ [8] ได้ศึกษาและจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โดยมีค่าสร้างอุปกรณ์ดังตารางที่ ก.6 และหาค่าสาธารณูปโภคจากการจำลองกระบวนการโดยโปรแกรม Aspen plus ดังแสดงในรูปที่ ก.3 และปริมาณสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการจะแสดงดังตารางที่ ก.7



รูปที่ ก.3 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์และหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

ตารางที่ ก.6 ค่าอุปกรณ์ของกรณีศึกษาที่ 4

Investment	CAPEX (kdollar)	CAPEX (THB)
Reactor	231.80	7,417,600.00
FEHE	7.65	244,800.00
Furnace	848.67	27,157,440.00
HX 1	86.54	2,769,280.00
HX 2	7,506.00	240,192.00
RD column	1,325.60	42,419,200.00
Total	**10,006.26**	**80,248,512.00**

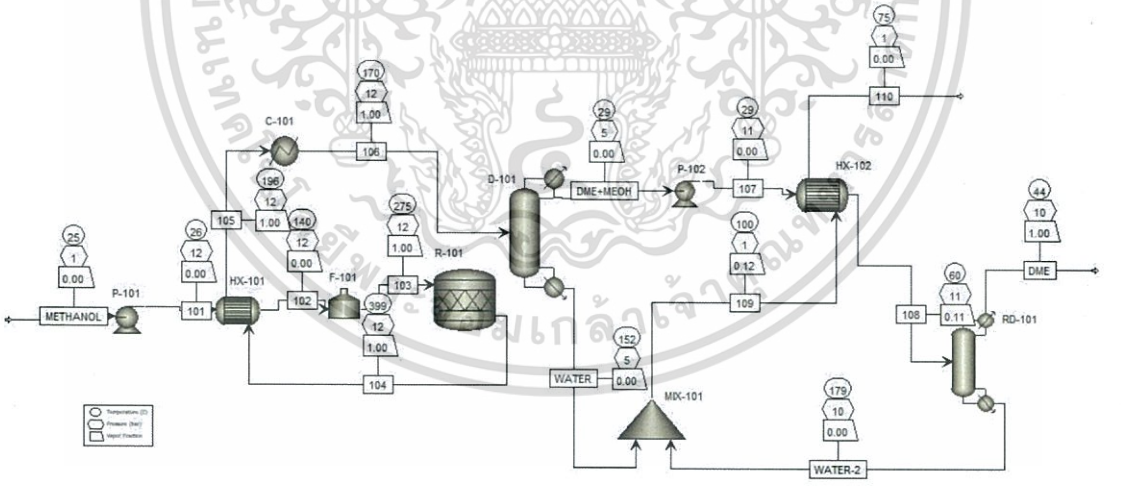
เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.7 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาที่ 4

สาธารณูปโภค	หน่วยปฏิบัติการ	พลังงาน	หน่วย	ปริมาณ	หน่วย
ไฟฟ้า	ปั๊ม (P-101)	12.68	kW	12.68	kW
ก๊าซธรรมชาติ	เตาเผา (F-101)	19.08	MMBTU/hr.	164,871.76	MMBTU/year
ไอน้ำความดันสูง (HP steam)	หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD-101)	0.67	Mw.	12,387,733.21	kg/year
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD-101)	-2.53	Mw.	3,822,986,088.65	kg/year
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (CL-101)	-1.91	Mw.	2,884,525,846.74	kg/year

6. กรณีศึกษาที่ 5 (RD 2)

จากงานวิจัยของ Bildea, Costin Sorin และคณะ [8] ได้ศึกษาและจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา โดยมีค่าสร้างอุปกรณ์ดังตารางที่ ก.8 และหาค่าสาธารณูปโภคจากการจำลองกระบวนการโดยโปรแกรม Aspen plus ดังแสดงในรูปที่ ก.4 และปริมาณสาธารณูปโภคที่ใช้ในกระบวนการจะแสดงดังตารางที่ ก.9



รูปที่ ก.4 การจำลองกระบวนการผลิตไดเมทิลอีเทอร์โดยใช้เครื่องปฏิกรณ์ หอกลั่นโดยทั่วไปและหอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ก.8 ค่าอุปกรณ์ของกรณีศึกษาที่ 5

Investment	CAPEX (kdollar)	CAPEX (THB)
Reactor	231.80	7,417,600.00
FEHE	7.65	244,800.00
Furnace	848.67	27,157,440.00
HX	86.54	2,769,280.00
Water column	936.80	29,977,600.00
RD column	1,325.60	42,419,200.00
Total	3,437.06	109,985,920.00

ตารางที่ ก.9 ปริมาณของสาธารณูปโภคที่ใช้ในแต่ละหน่วยปฏิบัติการของกรณีศึกษาที่ 5

สาธารณูปโภค	หน่วยปฏิบัติการ	พลังงาน	หน่วย	ปริมาณ	หน่วย
ไฟฟ้า	ปั๊ม (P-101)	12.68	kW	12.68	kW
ก๊าซธรรมชาติ	เตาเผา (F-101)	19.08	MMBTU/hr.	164,871.76	MMBTU/year
ไอน้ำความดันสูง (HP steam)	หอกลั่น (D-101)	1.60	Mw.	29,375,461.74	kg/year
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	หอกลั่น (D-101)	-7.00	Mw.	10,579,593,181.68	kg/year
ไอน้ำความดันสูง (HP steam)	หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD-101)	3.46	Mw.	63,501,571.00	kg/year
น้ำหล่อเย็น (Cooling water)	หอกลั่นแบบมีปฏิกิริยา (RD-101)	-2.53	Mw.	3,821,524,068.87	kg/year

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ข

พารามิเตอร์ที่ใช้ในการทำแบบจำลอง

ตารางที่ ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง

Parameter												
$F^{in}_{i,kk}$	Interval (kk)		Unit									
Component (i)	Methanol(Recycle)	Methanol										
MeOH	187,432	153,361	tonne/year									
$\mu_{i,ii,kk}$		Interval (kk)										Unit
Utilities (i)	Component (ii)	Reactor 1	Reactor 2	Distillation 1	Distillation 2	Distillation 3	RD_Single	RD 1	RD 2	Pervaporation	Adsorption	
Power	MeOH	7.92E-05	8.27E-05							5.18E-07		kW.year/tonne
	Water_Demin									5.18E-07		kW.year/tonne
Nat.gas	MeOH	1.084	1.075				1.075					MMBTU/tonne
HP steam	MeOH			62.73		191.54	175.73	80.77	538.11			kg/tonne
	Dimethyl Ether			62.73		191.54		80.77				kg/tonne
	Water_Demin			62.73		191.54		80.77	538.11			kg/tonne
LP steam	MeOH				416.23							kg/tonne
	Water_Demin				416.23							kg/tonne
Cooling Water	MeOH			42,873.35	58,927.94	68,984.90	7,537.77	43,736.75	32,383.35	63,978.28		kg/tonne
	Dimethyl Ether			42,873.35		68,984.90		43,736.75				kg/tonne
	Water_Demin			42,873.35	58,927.94	68,984.90		43,736.75	32,383.35	63,978.28		kg/tonne
Steam generated	MeOH			24.50								kg/tonne
	Dimethyl Ether			24.50								kg/tonne
	Water_Demin			24.50								kg/tonne
$\alpha_{i,kk}$	**มีค่าเท่ากับ 0 ทั้งหมดเนื่องจากไม่มีสารธารณูปโภคที่ผสมลงไปในสายการไหล**											

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง (ต่อ)

Parameter						
$\gamma_{i,kk,rr}$		**Reaction (*rr*)**				
Component (*i*)	**Interval (*kk*)**	R-1	R-2	R-RD_Single	R-RD 1	R-RD 2
MeOH	Reactor 1	-2				
Dimethyl Ether		1				
Water_Demin		1				
MeOH	Reactor 2		-2			
Dimethyl Ether			1			
Water_Demin			1			
MeOH	RD_Single			-2		
Dimethyl Ether				1		
Water_Demin				1		
MeOH	RD 1				-2	
Dimethyl Ether					1	
Water_Demin					1	
MeOH	RD 2					-2
Dimethyl Ether						1
Water_Demin						1
$\theta_{react,kk,rr}$		**Reaction (rr)**				
Reactant (react)	**Interval (*kk*)**	R-1	R-2	R-RD_Single	R-RD 1	R-RD 2
MeOH	Reactor 1	0.409				
	Reactor 2		0.41			
	RD_Single			0.5		
	RD 1				0.5	
	RD 2					0.5
Mw_i						
Component (*i*)						
MeOH	32					
Dimethyl Ether	18					
Water_Demin	46					
$SW_{i,kk}$	**มีค่าเท่ากับ 0 เนื่องจากไม่มีของเสียในกระบวนการ**					

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ตารางที่ ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง (ต่อ)

Parameter															
$Split_{i,kk}$	Interval (kk)														
Component (i)	Methanol(Recycle)	Methanol	Reactor 1	Reactor 2	Distillation 1	Distillation 2	Distillation 3	RD_Single	RD 1	RD 2	Pervaporation	Adsorption	Methanol	Water	DME
MeOH	1	1	1	1	1	1	1	0	0	0	1	1	1	0	0
Dimethyl Ether	0	0	1	1	0	0	1	1	1	1	0	0	0	0	1
Water_Demin	0	0	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0
$SP_{k,kk}$	Interval (kk)														
Interval (k)	Methanol(Recycle)	Methanol	Reactor 1	Reactor 2	Distillation 1	Distillation 2	Distillation 3	RD_Single	RD 1	RD 2	Pervaporation	Adsorption	Methanol	Water	DME
Methanol(Recycle)	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Methanol	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Reactor 1	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Reactor 2	0	0	0	0	0	0	1	0	1	0	0	0	0	0	0
Distillation 1	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	0	0
Distillation 2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
Distillation 3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0
RD_Single	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
RD 1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
RD 2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
Pervaporation	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
Adsorption	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
Methanol	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Water	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DME	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง (ต่อ)

Parameter															
$S_{k,kk}$	Interval (kk)														
Interval (k)	Methanol(Recycle)	Methanol	Reactor 1	Reactor 2	Distillation 1	Distillation 2	Distillation 3	RD_Single	RD 1	RD 2	Pervaporation	Adsorption	Methanol	Water	DME
Methanol(Recycle)	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Methanol	0	0	0	1	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0
Reactor 1	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Reactor 2	0	0	0	0	0	0	1	0	1	0	0	0	0	0	0
Distillation 1	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1	1	0	0	1
Distillation 2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0
Distillation 3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	1	0
RD_Single	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1
RD 1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1
RD 2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1
Pervaporation	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0
Adsorption	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0
Methanol	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Water	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
DME	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

ตารางที่ ข.1 พารามิเตอร์ที่ใช้ในแบบจำลอง (ต่อ)

Parameter		
P^{1}_{kk}		
Interval (kk)		**Unit**
Methanol(Recycle)	14,720	Bath/tonne
Methanol	14,720	Bath/tonne
P^{2}_{i}		
Utilities (i)		**Unit**
Power	14,947.200	Bath/kW.year
Nat.gas	250.000	Bath/MMBTU
HP steam	0.672	Bath/kg.
LP steam	0.643	Bath/kg.
Cooling Water	0.014	Bath/kg.
Steam generated	-0.643	Bath/kg.
P^{3}_{i}, $Dist$	**มีค่าเท่ากับ 0 ทั้งหมดเนื่องจากไม่มีการขนส่ง**	
P^{4}	**มีค่าเท่ากับ 0 เนื่องจากไม่มีของเสียในกระบวนการ**	
$Invl_{kk}$		
Interval (kk)		**Unit**
Reactor 1	0	Bath
Reactor 2	34,819,840	Bath
Distillation 1	0	Bath
Distillation 2	0	Bath
Distillation 3	32,746,880	Bath
RD_Single	76,636,800	Bath
RD 1	45,428,672	Bath
RD 2	42,419,200	Bath
Pervaporation	1,114,481,467	Bath
Adsorption	123,904,116	Bath
P^{5}_{kk}		
Interval (kk)		**Unit**
DME	14,720	Bath/tonne
Methanol	32,000	Bath/tonne
T	10	year

Base case CAPEX = 0 Bath

Base case CAPEX = 0 Bath

Base case CAPEX = 0 Bath

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ค

Code โปรแกรม GAMs

```
$eolcom #
$ title Model2
*-------------------------------------------------------------------------
* This model has been developed by Alberto Quaglia at Technical university
* of Denmark (DTU).
* In this conceptual example, the methodology for the synthesis and design
* and processing networks presented in:
* A. Quaglia, B. Sarup, G. Sin and R. Gani, Computers and Chemical Engineering
* (2012), doi: 10.1016/j.compchemeng.2011.12.011,

* Data are read from the excel file "InputFile.xlsx" and save the results
* in "OutputFile.xlsx"

*
* 1) no stream split conditions
* 2) Piecewise linearized capital cost equation
* 4) mu defined for each component
*-------------------------------------------------------------------------
$offupper

* Generate Binary File and download the parameters
$onecho >input.txt
Set=i          rng=components!          rdim=1
Set=kk         rng=Intervals!A2:A201    rdim=1
Set=react      rng=theta!A1:A10         rdim=1
Set=rr         rng=reactions!           rdim=1
Set=j          rng=Fpoints!A1:A21       rdim=1
Set=step       rng=Intervals!B1:BB1     cdim=1
par=muc        rng=muc!                 rdim=2 cdim=1
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
par=MW          rng=MW!                  rdim=1
par=PHI         rng=phi!                 rdim=1 cdim=1
par=S           rng=S!                   rdim=1 cdim=1
par=SP          rng=SP!                  rdim=1 cdim=1
par=PS          rng=Intervals!           rdim=1 cdim=1
par=SW          rng=SW!                  rdim=1 cdim=1
par=alpha       rng=alpha!               rdim=1 cdim=1
par=Split       rng=Split!               rdim=1 cdim=1
par=gamma       rng=gamma!               rdim=2 cdim=1
par=theta       rng=theta!               rdim=2 cdim=1
par=P1          rng=P1!                  rdim=1
par=P2          rng=P2!                  rdim=1
par=P3          rng=P3!                  rdim=1
par=dist        rng=distance!            rdim=1 cdim=1
par=wasteCost   rng=scalars!B1:B1        rdim=0 cdim=0
par=NS          rng=scalars!B2:B2        rdim=0 cdim=0
par=NRAW        rng=scalars!B3:B3        rdim=0 cdim=0
par=NPROC       rng=scalars!B4:B4        rdim=0 cdim=0
par=Fpoint      rng=Fpoints!             rdim=1
par=AlphaLin    rng=AlphaLin!            rdim=1 cdim=1
par=BetaLin     rng=BetaLin!             rdim=1 cdim=1

$offecho

$CALL GDXXRW.EXE Production_DME.xlsx @input.txt
$GDXIN Production_DME.gdx     # Open the Binary File

*       SETS Definition
SETS    i(*) component list
        kk(*) intervals
        react(i) reactants
        rr(*) reactions
        p  power     / Ac,Nc /
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
        j(*) flow points
        step(*) process step

        alias(k,kk)
        alias(i,ii)    ;
$LOAD i kk react j rr step

*       Define the parameters
Scalar          M /10000000000000000000/;       # Large number (used for big-M
notation)
Parameters
        NS              Number of Monte Carlo Samples
        MW(i)           Molecular weight of component i
        PHI(i,kk)       Composition of the feed
        dist(k,kk)      transportation distance
        TrPrice         Transportation Price (THB km MT) /0.1/
        S(k,kk)         superstructure
        SP(k,kk)        Superstructure of primary outlet
        PS(kk,step) Allocation of process interval to the different steps
        epsilon(i,k,kk) split
        SW(i,kk)        waste fraction
        alpha(i,kk)     ratio of chemical consume in the reaction
        muc(i,ii,kk)        ratio of chemical added
        Split(i,kk)     Split factor
        P1(kk)      THB price per feedstock per ton
        P2(i)       THB price of chemical per (mass)
        P3(kk)      THB price of Products per ton
        P4(p,kk)        parameters for capital investment
        gamma(i,kk,rr)  stoichiometric coefficient of products in reaction
        theta(react,kk,rr) fraction conversion of the reactant
        NRAW            number of Raw Materials
        NPROC           number of Processing Units
        WasteCost       Generic cost of wastes (THB MT)
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
        Fpoint(j)      Flow points for piecewise linearization
        AlphaLin(j,kk) Coefficients for Capital piecewise linearization      #
        BetaLin(j,kk)  Coefficients for Capital piecewise linearization
        Steamgen(kk)
;

*       Reads the parameter value from the binary file
$LOAD muc MW PHI P1 S SW alpha P2 P3 dist Split SP gamma theta NRAW NPROC
WasteCost Fpoint AlphaLin BetaLin PS
$GDXIN    # Close the binary file
display i, j, k, rr, react, step, PS;
*       Variable declaration
Binary variable
y(k)            1 if the selected process k is selected or 0 otherwise
Piece(j,kk)     ;
positive VARIABLES
F(i,k,kk)       Inflow of component i to process kk coming from k
ff(i,k)         Mass flow after the mixing point
ffbar(i,k)      Mass flow after the reaction
ffdbar(i,k)     Mass flow outside
Fin(i,kk)       Component mass flow in a interval
Ftr(kk)         Mass flow in interval kk (used for capital calculation)
Fout1(i,kk)     Mass flow primary outlet
Fout2(i,kk)     Mass flow secondaty outlet
F1(i,k,kk)
F2(i,k,kk)
R(i,kk)         Chemical use in interval kk
waste           Amount of waste produced
sales           Total Revenues
CTr(k,kk)       Cost for transportation from interval k to kk
TransCost       Total Transportation costs
rawcost         Cost for Raw material   [THB]
utilcost        Cost for utilities      [THB]
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
heatcost        Cost for heating        [THB]
Inv(kk)         Capital cost for equipment
Capex           Capital cost
WastePenal      Penalty for waste production

Fpiece(j,kk)
Invl(kk)
;
VARIABLES
Z               Objective function
;

$include Theta.gms

*y.fx('MeOH_NRe')=1 ;          # CHECK EACH CASE
*y.fx('RD_2')=0 ;
*y.fx('RD_1')=0 ;
*y.fx('RD_Single')=0 ;
*y.fx('Adsorption')=0 ;
*y.fx('Pervaporation')=1 ;
*y.fx('MeOH_Re')=1 ;

*piece.fx('p11',kk)=0;
*execute_loadpoint 'ConceptualOut2.gdx';        # Load the solution from
Conceptual 1 to have a good variable initialization

EQUATIONS
* LOGICAL CONSTRAINTS
EL                                      # No Stream Split
EAc1(i,kk), EAc2(i,kk), EAc3(kk), EAc4(kk)      # Activation Constraints (big-M)
EFl1,EFl2,EFl3,EFl4

* PROCESS INTERVAL MODEL
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
Ein1(i,k,kk), EIn2(i,k), EIn3(i,kk),EIn4(kk)      # Mixing
EUt1(i,kk), EUt2(i,kk)                            # Mixing with utility
ERe(i,kk)                                         # Reaction
EOu(i,kk), EOu2                                   # Waste
Eout1, Eout2                                      # Separation

*RAW MATERIALS ASSIGNMENT
EFe(i,kk)                                         # Raw Materials
* OBJECTIVE
CostTrans(k,kk)
*,EobCap(kk),
EobCapTot
EObSales,EObRaw,EObUtil,EObTr, EObWaste
OBJ                                               # Objective Function

EobCapInv(kk)
EobCapLflow(kk)
EobCapLbin(kk)
EobCapLBounds(kk,j)
EopUp
;

**LOGICAL CONSTRAINTS
* No Stream Split Conditions
EL(step)..          sum(kk$(ord(kk)<(NRAW+NPROC+1)),y(kk)*PS(kk,step))  =l= 1;
* Activation Constraints (big-M notation)
EAc1(i,kk)..        ffdbar(i,kk) =l= y(kk)*M ;
EAc2(i,kk)..        R(i,kk) =l= y(kk)*M ;
EAc3(kk)..          y(kk)=l=sum((i),ffdbar(i,kk))*M/1000;
EAc4(kk)..          sum(i,Fin(i,kk))=l= y(kk)*M;
*PROCESS INTERVAL MODELS
*Mixing
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
EIn1(i,k,kk)..          F(i,k,kk) =e= F1(i,k,kk)+F2(i,k,kk) ;
*EIn1(i,k,kk)..         F(i,k,kk) =l= ffdbar(i,k)*S(k,kk)*epsilon(i,k,kk);
EIn2(i,k)$(ord(k)<(NRAW+NPROC+1))..  ffdbar(i,k) =e= sum(kk,F(i,k,kk)) ;
EIn3(i,kk)..            Fin(i,kk) =e= sum((k), F(i,k,kk));
EIn4(kk)..              Ftr(kk)   =e= sum(i,ff(i,kk));
EUt1(i,kk)..            R(i,kk) =e= sum(ii,muc(i,ii,kk)* Fin(ii,kk));
EUt2(i,kk)..            ff(i,kk) =e= Fin(i,kk) + alpha(i,kk) * R(i,kk);
*REACTION
ERe(i,kk)..             ffbar(i,kk) =e=
ff(i,kk)+(sum((rr,react),gamma(i,kk,rr)*theta(react,kk,rr)*(ff(react,kk)/MW(react))))*MW(i);
*WASTE
EOu(i,kk)$(ord(kk)>NRAW)..  ffdbar(i,kk) =e= ffbar(i,kk)*(1 - SW(i,kk));
EOu2(i,kk)$(ord(kk)>NRAW).. waste(i,kk) =e= ffbar(i,kk)-ffdbar(i,kk);
*Separation
Eout1(i,kk)..           Fout1(i,kk) =e= ffdbar(i,kk)*Split(i,kk);
Eout2(i,kk)..           Fout2(i,kk) =e= ffdbar(i,kk)-Fout1(i,kk);
EFl1(i,k,kk)..          F1(i,k,kk) =l= Fout1(i,k)*SP(k,kk);
EFl2(i,k,kk)..          F2(i,k,kk) =l= Fout2(i,k)*(S(k,kk)-SP(k,kk));
EFl3(i,k)$(ord(k)<(NRAW+NPROC+1))..        Fout1(i,k) =e= sum(kk,F1(i,k,kk));
EFl4(i,k)$(ord(k)<(NRAW+NPROC+1))..        Fout2(i,k) =e= sum(kk,F2(i,k,kk));

*RAW MATERIALS ASSIGNMENT
EFe(i,kk)$(ord(kk)<(NRAW+1))..  ffdbar(i,kk) =e= PHI(i,kk)*y(kk);
*OBJECTIVE FUNCTION
* Transportation Cost
CostTrans(k,kk)..       Ctr(k,kk) =e= dist(k,kk)*TrPrice*sum(i,F(i,k,kk));
*EobCap(kk)..           Inv(kk) =e= (0.0000001+P4('Ac',kk)*sum(i,Fin(i,kk)))**P4('Nc',kk);
EobCapTot..             Capex =e= sum(kk,Invl(kk));
EObSales..              sales =e= sum((i,k),(P3(k)*ffdbar(i,k)));
EObRaw..                rawcost =e= sum((i,kk),(P1(kk)*ffdbar(i,kk)));
EObUtil..               utilcost =e= sum(i,P2(i)*sum(kk,R(i,kk))) ;
EObTr..                 TransCost =e= sum((k,kk),Ctr(k,kk)) ;
EObWaste..              WastePenal =e= WasteCost*sum((i,kk),waste(i,kk));
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
OBJ..                Z =e=  sales-(rawcost + utilcost)- WastePenal- TransCost-
Capex/10;

EobCapInv(kk)..          Invl(kk) =e=
sum((j)$(ord(j)<11),(AlphaLin(j,kk)*Piece(j,kk)+BetaLin(j,kk)*Fpiece(j,kk)));    # new
EobCapLflow(kk)..        Ftr(kk) =e= sum((j)$(ord(j)<11),Fpiece(j,kk));
# new
EobCapLbin(kk)..         sum(j,Piece(j,kk))=e=1;
EobCapLBounds(kk,j)$(ord(j)<11)..      Fpoint(j)*Piece(j,kk) =l= Fpiece(j,kk);
EopUp(j,kk)$(ord(j)<11)..              Fpiece(j,kk) =l= Fpoint(j+1)*piece(j,kk);

*-------------
* OPTIONS
*-------------
option MINLP= dicopt ;          # Set the MINLP solver
option optcr=0.;           # Define the optimality gap
option NLP=conopt;              # Set the NLP subproblem solver
option reslim=1E6;          # Maximum execution time
option domlim=0;             # Number of function evaluation error
option iterlim = 100000;       # Iteration limit

*-----------------
*   SOLVE
*-----------------

MODEL Model2 /ALL/;
Solve Model2 using MIP maximizing Z;          # Then Solve the MINLP model
*-----------------------------------
*   POST-OPTIMALITY CALCULATIONS
*-----------------------------------

Parameters
UtMix(i,kk)
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```
MassDev(i)
MassBalError;

UtMix(i,kk) = alpha(i,kk)*R.l(i,kk);
MassDev(i) =    sum((kk)$(ord(kk)<(NRAW+1)),ffdbar.l(i,kk)) + sum((kk),R.l(i,kk)*alpha(i,kk))
- sum((kk),ffbar.l(i,kk)*SW(i,kk)) -sum((kk)$(ord(kk)>(NRAW+NPROC)),ffdbar.l(i,kk))   ;
MassBalError = sum(i,MassDev(i));

*-------------------
*DISPLAY SOLUTIONS
*-------------------
display y.l, Z.l, sales.l, rawcost.l, utilcost.l, capex.l, TransCost.l, wastePenal.l;    #
Results
display F.l,Fin.l,Ftr.l,ff.l,ffbar.l,ffdbar.l,R.l, waste.l;                    # Mass Flows
display NRAW, NPROC,Split,SP,gamma,theta,PHI,MW,P1,muc,alpha,P3,P2,P1,S,Sw;  #
Problem definition
display Fpoint, piece.l, Invl.l, alphalin, betalin;
display Fpiece.l;
display  Ctr.l;                                  # Other Output
display Utmix, MassDev,MassBalError;                                    #Post
Optimality

Calculation
*-------------------
*  EXPORT SOLUTION
*-------------------

execute_unload "OutputFile.gdx";
execute 'gdxxrw.exe OutputFile.gdx var=y.L rng=y! var=F rng=F! var=ff rng=ff! var=ffbar
rng=ffbar! var=ffdbar rng=ffdbar! var=Fin rng=Fin! var=Fout1 rng=Fout1! var=Fout2
rng=Fout2! var=R rng=R! par=UtMix rng=UtMix! var=sales rng=sales! var=CTr rng=CTr!
var=TransCost rng=TransCost! par=MassBalError rng=MassBalError! var=rawcost
rng=rawcost! var=utilcost rng=utilcost! var=inv rng=inv! var=Capex rng=Capex!'
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใดๆทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้