

การจำลองและขยายกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตฟีนอลจากควีน

นายณัฐวิชัย พงศ์สิริภควัต

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต  
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี  
คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
ปีการศึกษา 2554

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย  
บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)  
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository (CUIR)  
are the thesis authors' files submitted through the Graduate School.

SIMULATION AND INCREASE PRODUCTION CAPACITY OF PHENOL PRODUCT  
FROM CUMENE PROCESS

Mr. Nattawit Pongsiripakawat

A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements  
for the Degree of Master of Engineering Program in Chemical Engineering

Department of Chemical Engineering

Faculty of Engineering

Chulalongkorn University

Academic Year 2011

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์

การจำลองและขยายกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตที่  
นอลจากควมึน.

โดย

นายณัฐวิชัย พงศ์สิริภควัต

สาขาวิชา

วิศวกรรมเคมี

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม

---

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วน  
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์  
(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศหิรัญวงศ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม)

..... กรรมการ  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.กษิติศ หนูทอง)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประกร รามกุล)

ณัฐวิรัช พงศ์สิริภควัต: การจำลองและขยายกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตฟีนอลจากคิวมีน. (SIMULATION AND INCREASE PRODUCTION CAPACITY OF PHENOL PRODUCT FROM CUMENE PROCESS.) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก : ผศ. ดร.สุรเทพ เขียวหอม, 136 หน้า.

บทความนี้นำเสนอการศึกษาการขยายกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตฟีนอลจากคิวมีน โดยเริ่มจากการสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตฟีนอลจากสารคิวมีน และสอบทานแบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยใช้ข้อมูลของการผลิตจริงที่กำลังการผลิตร้อยละ 100, 110 และ 115 ของกำลังการผลิตปกติ จากนั้นจำลองกระบวนการผลิตที่กำลังการผลิตร้อยละ 120 และ 125 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการดำเนินการผลิตที่กำลังการผลิตดังกล่าว โดยศึกษาอัตราการผลิตที่ได้ การควบคุม และพลังงานที่ใช้ในแต่ละหน่วย รวมทั้งข้อกำหนดเชิงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ จากนั้นได้ศึกษากรณีศึกษาที่กำลังการผลิตร้อยละ 125 ของกำลังการผลิตปกติ โดยพิจารณากรณีที่สมมติให้มีไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ในปริมาณ 1.5 และ 2 เท่าของสภาวะการดำเนินงานปกติ พบว่าการดำเนินการที่กำลังการผลิตร้อยละ 125 ของกำลังการผลิตปกติมีความเป็นไปได้ และ พบว่าข้อจำกัดสำคัญของกระบวนการผลิตคือปริมาณ ไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล ที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ต้องไม่เกินร้อยละ 1.45 โดยมวล ซึ่งอาจส่งผลต่อการกลั่นแยก และส่งผลกระทบต่อข้อจำกัดเชิงคุณภาพของผลิตภัณฑ์

ภาควิชา.....วิศวกรรมเคมี.....ลายมือชื่อ.....  
 สาขาวิชา.....วิศวกรรมเคมี.....ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก.....  
 ปีการศึกษา.....2554.....

# # 5271551721 : MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS : PHENOL / CUMENE / CAPACITY EXPANSION / DIMETHYLPHENYL  
CABINOL

NATTAWIT PONGSIRIPAKAWAT : SIMULATION AND INCREASE PRODUCTION  
CAPACITY OF PHENOL PRODUCT FROM CUMENE PROCESS. ADVISOR :  
ASST. PROF. SOORATHEP KHEAWHOM , 136 pp.

This paper, study on the capacity expansion of the cumene process for phenol-acetone production. The model for the cumene process is developed and then validated by real industrial data at 100%, 110% and 115% of nominal production rate. The model developed is used to simulate the operation at 120% and 125% of nominal production rate in order to evaluate the possibility of operation at these production rates. We investigate the production rate, controllability and energy consumption in each unit. In addition, product quality specification is also studied. We then further investigate the production rate at 125% of nominal design production rate capacity in two case studies where amount of dimethylphenyl cabinol generated in a reactor 1.5 and 2 times increase. The results showed that the operation at 125% of nominal design production rate capacity has high potential. The important limitation of the production rate is the amount of dimethylphenyl cabinol generated in the reactor. It must be less than 1.45 times of the amount generated in nominal design production rate. It affects a distillation and hence product specification.

Department : \_\_\_\_\_ Chemical Engineering \_\_\_\_\_ Student's Signature \_\_\_\_\_

Field of Study : \_\_\_\_\_ Chemical Engineering \_\_\_\_\_ Advisor's Signature \_\_\_\_\_

Academic Year : \_\_\_\_\_ 2011 \_\_\_\_\_

## กิตติกรรมประกาศ

ผู้เขียนมีความประสงค์แสดงความขอบคุณอย่างจริงใจต่ออาจารย์ที่ปรึกษาของผู้เขียน คือ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม ที่ให้คำแนะนำและช่วยเหลือในด้านต่างๆ ของงานวิจัยนี้ และผู้เขียนขอแสดงความขอบคุณอย่างสูง ต่อ ประธานกรรมการ คือ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.มนตรี วงศ์ศรี และ กรรมการ คือ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.กษิติศ หนูทอง และ ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ประกร รามกุล ในการสอบวิทยานิพนธ์ฉบับนี้

ผู้เขียนขอขอบคุณต่อเพื่อนๆ ที่ช่วยเหลือและสนับสนุน ทั้งการเรียนและการทำวิจัยนี้จนสำเร็จลุล่วงด้วยดี

สุดท้ายนี้ ผู้เขียนแสดงความขอบคุณต่อครอบครัวของผู้เขียนที่ให้กำลังใจและสนับสนุนระหว่างศึกษาในหลักสูตรนี้

## สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย .....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ .....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ .....	ช
สารบัญตาราง.....	ญ
สารบัญภาพ .....	ฉ
คำอธิบายสัญลักษณ์.....	ด

### บทที่

1. บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา .....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย .....	2
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	2
1.4 ระเบียบวิธีวิจัย .....	3
1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ .....	3
2. ทบทวนบทวิจัย.....	4
2.1 กระบวนการผลิตฟินอล .....	4
2.2 กระบวนการผลิตฟินอลโดยใช้สารตัวเร่งปฏิกิริยา .....	5
2.2.1 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ Solid acid catalysis .....	5
2.2.2 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ Lewis acid และ Bronsted acid .....	6
2.2.3 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ Cs <sub>2.5</sub> H <sub>0.5</sub> PW <sub>12</sub> O <sub>40</sub> supported on K-10 clay .....	7

บทที่	หน้า
2.3 กลไกการเกิดปฏิกิริยาการแตกตัว CHP เป็น ฟีนอล .....	8
2.4 แบบจำลองโดยใช้โปรแกรม Aspen plus การผลิต คิวมีน .....	9
<b>3. กระบวนการผลิต .....</b>	<b>10</b>
3.1 กระบวนการผลิตทั่วไป.....	10
3.2 กระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมในปัจจุบัน .....	10
3.2.1 รายละเอียดของกระบวนการผลิต.....	11
3.2.1.1 หน่วยทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน (OXIDATION SECTION) .....	12
3.2.1.2 หน่วยเพิ่มความเข้มข้น คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ หรือ CHP .....	13
3.2.1.3 หน่วยทำปฏิกิริยาการแตกตัว,D1304,E1305 .....	14
3.2.1.3.1 ปฏิกิริยาขั้นพื้นฐานในการแตกตัว (Decomposition Chemistry) .....	14
3.2.1.3.2 หน่วยปรับสภาพหลังการทำปฏิกิริยา (NEUTRALIZATION SECTION) ..	16
3.2.1.4 ส่วนทำบริสุทธิ์ฟีนอล (FRACTIONATION SECTION).....	17
3.2.2 กลไกในการเกิดปฏิกิริยา .....	19
3.3 คุณสมบัติของฟีนอล.....	20
<b>4. ผลการจำลองกระบวนการ .....</b>	<b>21</b>
4.1 ผลการวิเคราะห์ที่กำลังการผลิต 100 % .....	23
4.1.1 ผลการวิเคราะห์ ที่ OX1201 และ OX1202 .....	23
4.1.2 ผลการวิเคราะห์ที่ V1301 .....	23
4.1.3 ผลการวิเคราะห์ที่ V1302.....	25
4.1.4 ผลการวิเคราะห์ที่ D1304 .....	27
4.1.5 ผลการวิเคราะห์ที่ E1305.....	28
4.1.6 ผลการวิเคราะห์ที่ V1401 .....	31
4.1.7 ผลการวิเคราะห์ที่ V1402.....	34
4.1.8 ผลการวิเคราะห์ที่ V1403.....	38
4.1.9 ผลการวิเคราะห์ที่ V1404.....	43



บทที่	หน้า
4.1.10 ผลการวิเคราะห์ที่ V1405.....	47
4.1.11 ผลการวิเคราะห์ที่ V1406.....	50
4.2 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่อุปกรณ์ต่างๆ.....	54
4.2.1 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ OX1201 .....	54
4.2.2 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ OX1202 .....	57
4.2.3 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1301 .....	59
4.2.4 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1302 .....	65
4.2.5 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ D1304 .....	69
4.2.6 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ E1305 .....	72
4.2.7 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1401 .....	74
4.2.8 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1402 .....	82
4.2.9 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1403 .....	88
4.2.10 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1404 .....	94
4.2.11 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1405 .....	100
4.2.12 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1406 .....	104
4.3 ผลการวิเคราะห์สภาวะการทำงานของความดันต่างๆที่กำลังผลิต 125% .....	111
4.4 ผลการวิเคราะห์ปัจจัย .....	113
<b>5. สรุปผลการวิจัย .....</b>	<b>118</b>
5.1 สรุปผลการวิจัย .....	118
5.2 อภิปรายผลการวิจัย .....	119
<b>รายการอ้างอิง.....</b>	<b>120</b>
<b>ภาคผนวก .....</b>	<b>122</b>
ภาคผนวก ก : ข้อมูลการผลิตเทียบแบบจำลอง .....	123
ภาคผนวก ข : การเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายในการเพิ่มกำลังการผลิต.....	129
<b>ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....</b>	<b>136</b>

## สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
4.1.4.1 ปริมาณสารที่ได้จากการทำปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304.....	28
4.1.5.1 ปริมาณสารที่ได้จากการทำปฏิกิริยาที่ E1305.....	29
4.2.1.1 ปริมาณควมื่นที่เข้าสู่กระบวนการผลิต.....	55
4.2.1.2 ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นใน OX1201 .....	56
4.2.2.1 ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นใน OX1202 .....	58
4.2.3.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1301 .....	60
4.2.3.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1301 .....	61
4.2.3.3 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1301 .....	63
4.2.4.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1302 .....	65
4.2.4.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1302 .....	66
4.2.4.3 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1302 .....	68
4.2.5.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304 (ton/hr).....	70
4.2.5.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304.....	70
4.2.6.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ E1305.....	72
4.2.6.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ E1305.....	73
4.2.7.1 ปริมาณผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ฟีนอลแต่ละกำลังการผลิต.....	75
4.2.7.2 เปรียบเทียบอัตราส่วนผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ฟีนอลแต่ละกำลังการผลิต.....	75
4.2.7.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1401 .....	77
4.2.7.4 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1401 .....	78
4.2.7.5 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1401 .....	80
4.2.8.1 การกลั่นแยก อะซิโตน ที่ V1402 .....	83
4.2.8.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1402 .....	84

ตารางที่	หน้า
4.2.8.3 ค่า flooding ที่ tray ของ V1402 .....	86
4.2.8.4 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1402 .....	87
4.2.9.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1403 .....	89
4.2.9.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1403 .....	90
4.2.9.3 ค่า flooding ที่ tray ของ V1403 .....	92
4.2.9.4 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1403 .....	93
4.2.10.1 สารต่างๆที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1404.....	94
4.2.10.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1404 .....	96
4.2.10.3 ค่า flooding ที่ tray ของ V1404 .....	97
4.2.10.4 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1404 .....	98
4.2.11.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1405 .....	100
4.2.11.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1405 .....	101
4.2.11.3 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1405 .....	103
4.2.12.1 ผลิตภัณฑ์พีนอลที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1406.....	105
4.2.12.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1406 .....	106
4.2.12.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1406 .....	108
4.2.12.4 ค่า flooding ที่ tray ของ V1406 .....	108
4.2.12.5 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1406 .....	109
4.3.1 สภาวะของความดันที่แตกต่างในแต่ละอุปกรณ์ที่ V1401,V1402 และ V1403.....	111
4.3.2 สภาวะของความดันที่แตกต่างในแต่ละอุปกรณ์ที่ V1404,V1405 และ V1406.....	112
ก-1 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก OX1201 .....	123
ก-2 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก OX1202.....	123
ก-3 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1301 .....	123
ก-4 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1301 .....	124

ตารางที่	หน้า
ก-5 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1302 .....	124
ก-6 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1302 .....	124
ก-7 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก D1304 .....	124
ก-8 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก E1305.....	125
ก-9 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1401 .....	125
ก-10 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1401 .....	125
ก-11 แสดงข้อมูลอะซิโตนที่ได้จาก V1402.....	126
ก-12 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1402 .....	126
ก-13 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1403 .....	126
ก-14 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1403 .....	126
ก-15 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านข้างของ V1404 .....	127
ก-16 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1404 .....	127
ก-17 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1405 .....	127
ก-18 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1405 .....	127
ก-19 แสดงข้อมูลฟีนอลที่ได้จาก V1406.....	128
ก-20 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1406 .....	128
ข-1 ปริมาณการใช้ ใอน้ำ ความดัน 18 กก./ซม. <sup>2</sup> .....	130
ข-2 ปริมาณค่าใช้จ่าย การใช้ ใอน้ำ ความดัน 18 กก./ซม. <sup>2</sup> .....	130
ข-3 ปริมาณการใช้ และค่าใช้จ่ายของน้ำหล่อเย็น .....	133
ข-4 ปริมาณค่าใช้จ่ายเปรียบเทียบทุกกำลังการผลิต.....	134

## สารบัญภาพ

ภาพที่	หน้า
1.1.1 แผนผังการผลิตฟีนอลจากควิมีน (Phenol process).....	2
2.1 กระบวนการผลิตควิมีนจากเบนซีนและโพรไพลีน .....	4
2.2 กระบวนการผลิตฟีนอลจากควิมีน.....	5
2.3 อุปกรณ์ทดลองในการแตกตัว CHP เป็น ฟีนอล .....	7
2.4 การเกิดปฏิกิริยาการแตกตัว CHP เป็น ฟีนอลและสารที่ไม่ต้องการ .....	8
3.2 แบบจำลองส่วนที่ทำปฏิกิริยาจากสารควิมีนเปลี่ยนเป็นสารฟีนอล .....	11
3.2.1.1.1 หน่วยทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน.....	12
3.2.1.1.2 ปฏิกิริยาหลัก.....	12
3.2.1.1.3 ปฏิกิริยาข้างเคียง .....	13
3.2.1.2.1 หน่วยเพิ่มความเข้มข้น ควิมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์.....	13
3.2.1.3 หน่วยทำปฏิกิริยาการแตกตัว.....	14
3.2.1.3.1.1 ปฏิกิริยาการแตกตัวเป็นฟีนอลและอะซิโตน.....	15
3.2.1.3.1.2 ปฏิกิริยาการรวมตัวเป็นสารมลทิน .....	15
3.2.1.3.1.3 ปฏิกิริยาการแตกตัวเป็นอัลฟาเมทิล สไตลีน (AMS).....	15
3.2.1.4.1 ปฏิกิริยาการรวมตัวเป็นเกลือ .....	16
3.2.1.5.1 ส่วนที่ทำการกลั่นแยกเพื่อให้ได้สารฟีนอลบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99.95 ต่อน้ำหนัก 18	
3.2.2.1 กลไกและกลศาสตร์ในการเกิดปฏิกิริยา.....	19
4.1 ปฏิกิริยาหลัก.....	21
4.2 ปฏิกิริยาข้างเคียง.....	21
4.3 แบบจำลองหน่วยทำปฏิกิริยาของการผลิตฟีนอล .....	22
4.1.4.1 กลไกในการเกิดปฏิกิริยา .....	27
4.4 แบบจำลองส่วนการกลั่นแยกเพื่อให้ได้สารฟีนอลบริสุทธิ์มากกว่า 99.95% โดยน้ำหนัก .....	30

ภาพที่	หน้า
4.2.1.1 ปริมาณสารที่ออกจาก OX1201 (ton/hr) .....	56
4.2.1.2 อัตราส่วนสารที่ออกจาก OX1201 .....	57
4.2.2.1 ปริมาณสารที่ออกจาก OX1202 (ton/hr) .....	58
4.2.2.2 อัตราส่วนสารที่ออกจาก OX1202 .....	59
4.2.3.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1301 (ton/hr).....	60
4.2.3.2 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1301.....	61
4.2.3.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1301 (ton/hr) .....	62
4.2.3.4 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1301.....	62
4.2.3.5 สภาวะการทำงานของ packing, reboiler, condenser ที่ V1301 .....	64
4.2.3.6 สภาวะการทำงานของ temperature, reflux ที่ V1301.....	64
4.2.4.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1302 (ton/hr).....	65
4.2.4.2 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1302.....	66
4.2.4.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1302 (ton/hr).....	67
4.2.4.4 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1302.....	67
4.2.4.5 สภาวะการทำงานของ packing, reboiler, condenser ที่ V1302 .....	68
4.2.4.6 สภาวะการทำงานของ temperature, reflux ที่ V1302.....	69
4.2.5.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกริยาการแตกตัวที่ D1304 (ton/hr).....	71
4.2.5.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิกริยาการแตกตัวที่ D1304 .....	71
4.2.6.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกริยาการแตกตัวที่ E1305 (ton/hr) .....	73
4.2.6.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิกริยาการแตกตัวที่ E1305 .....	74
4.2.7.1 ปริมาณผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ที่ฟินอลแต่ละกำลังการผลิต.....	76
4.2.7.2 อัตราส่วนผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ที่ฟินอลแต่ละกำลังการผลิต.....	76
4.2.7.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1401 (tons/hr).....	77
4.2.7.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1401.....	78
4.2.7.5 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1401 (tons/hr).....	79

ภาพที่	หน้า
4.2.7.6 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1401 .....	79
4.2.7.7 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1401 .....	80
4.2.7.8 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ V1401 .....	81
4.2.7.9 ปริมาณสารที่ออกจาก V1401.....	81
4.2.7.10 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1401.....	82
4.2.8.1 ปริมาณการผลิต อะซิโตน (tons/hr) .....	83
4.2.8.2 อัตราส่วนการผลิต อะซิโตน .....	84
4.2.8.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1402 (tons/hr).....	85
4.2.8.4 อัตราส่วนต่างๆในสายออกด้านล่าง V1402 .....	85
4.2.8.5 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1402 .....	86
4.2.8.6 การแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1402.....	87
4.2.8.7 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1402.....	88
4.2.9.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1403 (tons/hr).....	89
4.2.9.2 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1403.....	90
4.2.9.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1403 (tons/hr).....	91
4.2.9.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1403 .....	91
4.2.9.5 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1403 .....	92
4.2.9.6 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1403 .....	93
4.2.9.7 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1403.....	94
4.2.10.1 สารต่างๆที่ออก ด้านข้าง (side draw) ของ V1404.....	95
4.2.10.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ออก ด้านข้าง (side draw) ของ V1404 .....	95
4.2.10.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1404 (tons/hr).....	96
4.2.10.4 อัตราส่วนสารที่ออกด้านล่างของ V1404 .....	97
4.2.10.5 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1404 .....	98
4.2.10.6 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1404 .....	99

ภาพที่	หน้า
4.2.10.7 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1404.....	99
4.2.11.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1405 .....	100
4.2.11.2 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1405.....	101
4.2.11.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1405 (tons/hr).....	102
4.2.11.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1405 .....	102
4.2.11.5 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1405 .....	103
4.2.11.6 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1405.....	104
4.2.12.1 ผลิตภณที่ฟินอลที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1406 (tons/hr) .....	105
4.2.12.2 อัตราส่วนผลิตภณที่ฟินอลที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1406 .....	106
4.2.12.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1406 (tons/hr).....	107
4.2.12.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1406 .....	107
4.2.12.5 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1406 .....	109
4.2.12.6 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1406 .....	110
4.2.12.7 สภาวะการทำงาน temperature , reflux ที่ V1406.....	110
4.4.1 ค่า conversion ของการเกิด CHP ที่ปฏิกริยาออกซิเดชัน.....	113
4.4.2 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1303 .....	114
4.4.3 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1301 .....	114
4.4.4 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1304 .....	115
4.4.5 เปรียบเทียบ max flooding tray ที่ V401 .....	115
4.4.6 เปรียบเทียบ max flooding tray ที่ V404 .....	116
4.4.7 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1412 .....	116
4.4.8 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1409 .....	118
ข-1 เปรียบเทียบค่าใช้จ่ายแต่ละกำลังการผลิต.....	134
ข-2 ค่าใช้จ่ายในการผลิตต่อตันฟินอลที่กำลังการผลิตต่างๆ .....	135



## คำอธิบายสัญลักษณ์

A <sub>1</sub>	ค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาของไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล	(m <sup>3</sup> /gmol/s)
A <sub>2</sub>	ค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาของอะซิโตนฟีนอล	(m <sup>3</sup> /gmol/s)
A <sub>A</sub>	ค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาของฟีนอล	(m <sup>3</sup> /gmol/s)
ACETONE	อะซิโตน	(-)
AMS	เมทิล สไตรีน	(-)
AP	อะซิโตนฟีนอล	(-)
BTM	Bottom, ด้านล่าง	(-)
CHP	คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์	(-)
CUMENE	คิวมีน	(-)
DMPC	ไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล	(-)
E <sub>1</sub>	พลังงานกระตุ้นของไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล	(cal/gmol)
E <sub>2</sub>	พลังงานกระตุ้นของอะซิโตนฟีนอล	(cal/gmol)
E <sub>A</sub>	พลังงานกระตุ้นของฟีนอล	(cal/gmol)
m	ค่าคงที่วานเดอวาล์	(m <sup>3</sup> /kmol)
METHANAL	เมทานอล	(-)
O <sub>2</sub>	ออกซิเจน	(-)
OVHD	Overhead, ด้านบน	(-)
R	ค่าคงที่ของแก๊ส 1.987	(cal/g mol K)
r <sub>1</sub>	อัตราการเกิดปฏิกิริยาของไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล	(kmol/m <sup>3</sup> )
r <sub>2</sub>	อัตราการเกิดปฏิกิริยาของอะซิโตนฟีนอล	(kmol/m <sup>3</sup> )
r <sub>A</sub>	อัตราการเกิดปฏิกิริยาของฟีนอล	(kmol/m <sup>3</sup> )
RESIDUE	สารมลทิน	(-)
PHENOL	ฟีนอล	(-)

## บทที่ 1

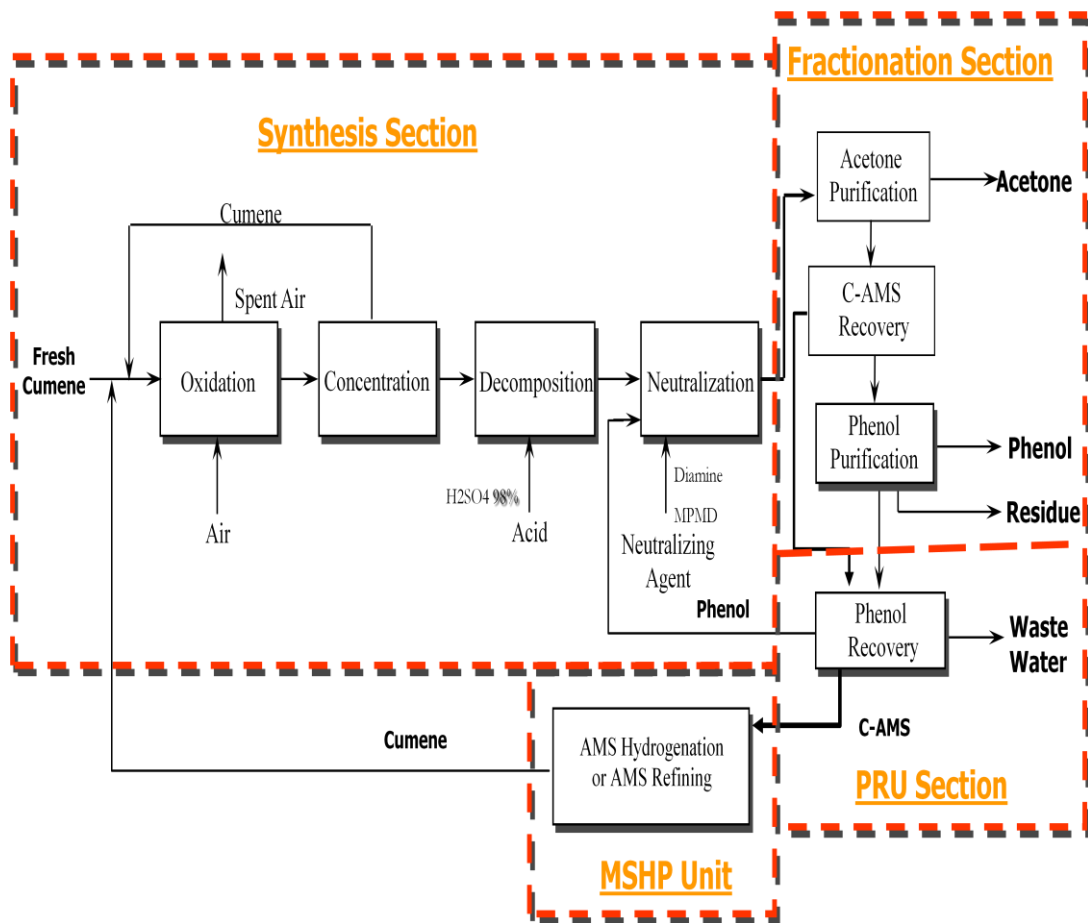
### บทนำ

#### 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

ในปัจจุบันความต้องการใช้ฟินอลในอุตสาหกรรมมีแนวโน้มสูงขึ้นทุกปี จะเห็นได้จากเมื่อปี ค.ศ. 2010 มีการใช้ฟินอลจำนวน 8.7 ล้านตันทั่วโลก ส่วนปี ค.ศ. 2011 มีการใช้ฟินอลประมาณจำนวน 9 ล้านตันทั่วโลกและคาดการณ์ว่าในปี ค.ศ. 2012 จะมีความต้องการฟินอลประมาณ 9.2 ล้านตันทั่วโลก ซึ่งฟินอลนั้นถูกใช้เป็นส่วนตั้งต้นเพื่อนำไปผลิตเม็ดพลาสติกวิศวกรรมคุณภาพสูง ได้แก่ โพลีคาร์บอเนต ซึ่งเป็นพลาสติกที่ได้รับความนิยมมาก เนื่องจากมีความใส โปร่งแสง แข็งแรง และมีความเหนียว

กระบวนการผลิตฟินอลที่ศึกษาในงานวิจัยนี้ กำลังการผลิตปกติตามที่ออกแบบไว้อยู่ที่ 200,000 ตันต่อปี โดยในปี ค.ศ. 2010 และปี ค.ศ. 2011 ได้เริ่มศึกษาการขยายกำลังการผลิตและทำการขยายกำลังการผลิตออกไปที่ร้อยละ 115 ของกำลังการผลิตปกติตามที่ออกแบบไว้ ซึ่งมีกำลังการผลิตเท่ากับ 230,000 ตันต่อปีและในอนาคตอันใกล้มีแผนที่จะขยายกำลังการผลิตออกไปที่ร้อยละ 125 ของกำลังการผลิตปกติตามที่ออกแบบไว้ ซึ่งมีกำลังการผลิตเท่ากับ 250,000 ตันต่อปี ทั้งนี้ก็เพื่อรองรับกับการขยายตัวของอุตสาหกรรมทั้งในและต่างประเทศต่อไป

ดังนั้นการศึกษาถึงความสามารถหรือศักยภาพในการขยายกำลังการผลิตของกระบวนการปัจจุบันจึงเป็นสิ่งจำเป็น โดยในงานวิจัยนี้จะเริ่มจากการสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตฟินอลจากสารควีนโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป Aspen plus จากนั้นจะสอบทานแบบจำลองที่สร้างขึ้นโดยใช้ข้อมูลของการผลิตจริงที่กำลังการผลิตร้อยละ 100, 110 และ 115 ของกำลังการผลิตปกติตามที่ออกแบบไว้ จากนั้นจะทำการจำลองกระบวนการผลิตที่กำลังการผลิตร้อยละ 120 และ 125 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการดำเนินการผลิตที่กำลังการผลิตดังกล่าว โดยศึกษาอัตราการผลิตที่ได้ การควบคุม และพลังงานที่ใช้ในแต่ละหน่วย รวมทั้งข้อกำหนดเชิงคุณภาพของผลิตภัณฑ์ จากนั้นได้ศึกษากรณีศึกษาที่กำลังการผลิตร้อยละ 125 ของกำลังการผลิตปกติ โดยพิจารณากรณีที่สมมติให้มีไดเมทิลฟีนอล คาร์บิโนล ซึ่งเป็นสารที่ไม่ต้องการให้เกิดในปฏิกิริยาออกซิเดชันเนื่องจากการทำให้การกลั่นแยกไม่เหมาะสมและเกิดสารมลทินในปฏิกิริยาแตกตัว เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ในปริมาณ 1.5 และ 2 เท่าของสภาวะการดำเนินงานปกติ



ภาพที่ 1.1.1 แผนผังการผลิตฟีนอลจากคิวมีน (Phenol process)

## 1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

เพื่อจำลองกระบวนการผลิตฟีนอลจากคิวมีนและศึกษาความเป็นไปได้ในการขยายกำลังการผลิต

## 1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1. สร้างรูปแบบจำลอง กระบวนการผลิตฟีนอลจากคิวมีน โดยใช้ โปรแกรม ASPEN PLUS ที่กำลัง ผลิตฟีนอลปัจจุบันที่ 100% อยู่ที่ 200,000 ตันต่อปี (23.4 ตันต่อชม.)
2. ศึกษาความเป็นไปได้ในการขยายกำลังการผลิต ที่ 115% หรือ 230,000 ตัน ต่อปี (26.9 ตัน ต่อชม.) และ 125 % หรือ 250,000 ตัน ต่อปี(29.3 ตันต่อชม.) โดยการเพิ่มคิวมีน และ กรณีศึกษาที่ 125 %เมื่อมี ไดมethylพีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มากกว่าปกติ

#### 1.4 ระเบียบวิธีวิจัย

1. ศึกษาทฤษฎี กระบวนการผลิตและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
2. จำลองกระบวนการผลิตพีนอลจากควิเมนโดยใช้ โปรแกรม ASPEN PLUS.
3. รวบรวมและวิเคราะห์ข้อมูลที่ได้หลังจากการทำแบบจำลอง
4. หาแนวทางในการปรับปรุงหรือประยุกต์ใช้สภาวะการดำเนินการในกระบวนการผลิตจริง
5. สรุปผลและจัดทำเป็นรูปเล่มวิทยานิพนธ์

#### 1.5 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. สามารถเพิ่มประสิทธิภาพในการผลิตพีนอลและสภาวะที่ดีที่สุดในการบวนการผลิตพีนอล
2. ข้อมูลประกอบการตัดสินใจในการขยายกำลังการผลิต

## บทที่ 2

### ทบทวนบทวิจัย

#### 2.1 กระบวนการผลิตฟินอล

การผลิตฟินอลในเชิงพาณิชย์มีความตื่นตัวมากกว่า 10-20 ปีแล้ว ซึ่งวัตถุดิบหลัก มากกว่า 90 % ในโลกจะใช้ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ ดังนั้น เทคโนโลยีล่าสุด ที่ถูกพัฒนาขึ้น ในช่วง 10 ปีที่ผ่านมา จะศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการผลิต คิวมีน และ ฟินอล ซึ่งเทคโนโลยีเหล่านี้ ได้พัฒนามาจากบริษัทชั้นนำ ได้แก่ UOP/Sunoco , Badger Licensing (formerly Exxon-Mobil & the Washington Group ) , CD tech , GE/Lummus & KBR (Kel-logg-Brown & Root formerly BP-Hercules technology).

กระบวนการผลิตฟินอล ของ UOP/Sunoco. แบ่ง เทคโนโลยีเป็น 2 ส่วน คือ

1. กระบวนการ Q-max เพื่อทำการผลิต คิวมีน จาก เบนซีน และ โพรไพลีน เป็น คิวมีน

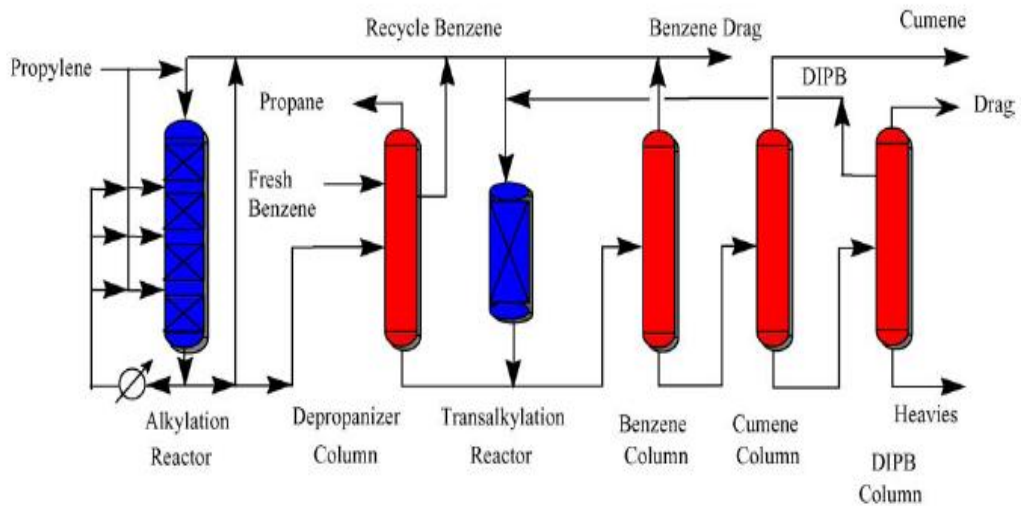


Fig. 1. Q-Max™ process flow diagram.

#### ภาพที่ 2.1 กระบวนการผลิตคิวมีนจากเบนซีนและโพรไพลีน

2. กระบวนการผลิต ฟินอล คือการนำ คิวมีน ทำปฏิกิริยากับ ออกซิเจน เกิดเป็น คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ และทำการแตกตัวออก ได้เป็น ฟินอล และ อะซิโตน

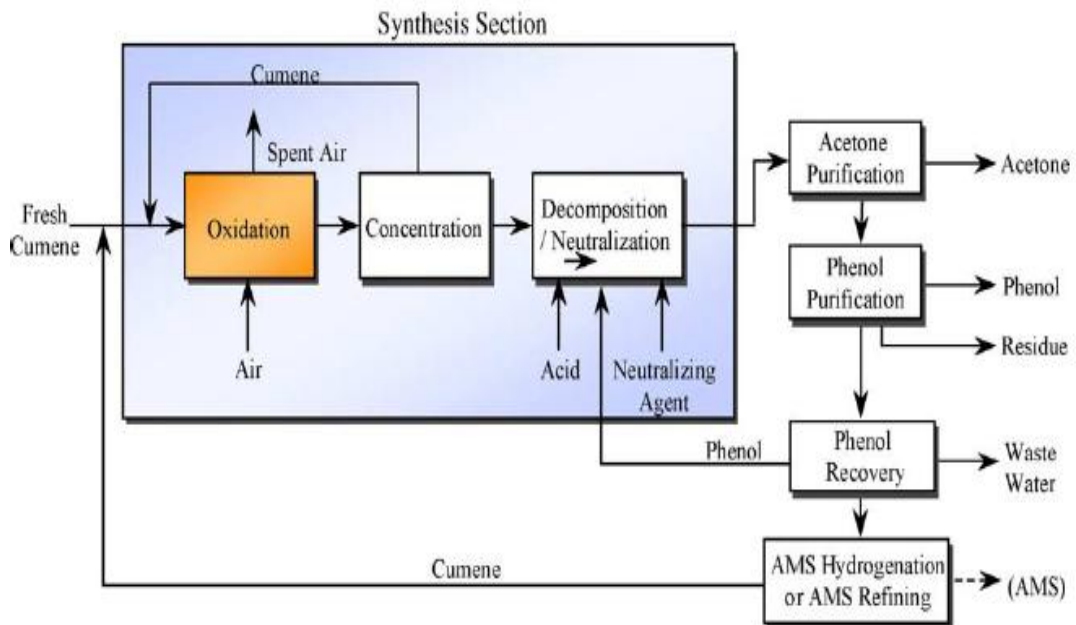


Fig. 6. Sunoco/UOP Phenol process.

## ภาพที่ 2.2 กระบวนการผลิตฟีนอลจากคิวมีน

และในปัจจุบัน ในเมืองไทยได้มีโรงงานผลิต ฟีนอล โดยใช้เทคโนโลยี ของ UOP/Sunoco โดยมีกำลังการผลิต ฟีนอล อยู่ที่ 200,000 ตัน ต่อ ปี. ( Robert J. Schmidt ,2004 )

## 2.2 กระบวนการผลิตฟีนอลโดยใช้สารตัวเร่งปฏิกิริยา

### 2.2.1 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ Solid acid catalysis.

ปฏิกิริยาการแตกตัวของ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ เพื่อให้ได้ ฟีนอล นั้น สามารถใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาได้หลายชนิด ได้แก่ various classes of novel solid acid, Mineral acid-treated montmorillonite silica-alumina clays, heteropoly acids impregnated into Group IV oxide supports, fluorophosphoric acid & HF-treated oxides.

ตัวเร่งปฏิกิริยา 4 ตัว ได้แก่

1. Mineral acid-treated montmorillonite clays.
2. Montmorillonite clays modified with heteropoly acids or certain Lewis acids.
3. Group IV oxide supports impregnated with heteropoly acids.
4. Fluorophosphoric acid-and HF-treated oxides.

ซึ่งการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยา แบบ 2 หรือ Montmorillonite clays modified with heteropoly acids or certain Lewis acids ได้ ฟีนอล ( yields) สูงสุด และปริมาณ (selectivity) ดีที่สุด และเกิดสารที่ไม่ต้องการน้อยมาก แต่ปัญหาก็คือ การเกิดขี้เถ้าของตัวเร่งปฏิกิริยา มีค่าที่สูงมากทั้ง 4 ตัว และยังเกิดสีที่ ฟีนอล อีก ทำให้ต้องทำการปรับปรุง ตัวเร่งปฏิกิริยา ต่ไปอีก เพราะยังไม่สามารถนำไปใช้ในเชิงพาณิชย์ ได้ (John F. Knifton , John R. Sanderson ,1997)

## 2.2.2 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ Lewis acid และ Bronsted acid.

การเกิดปฏิกิริยาการแตกตัวของ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ เป็น ฟีนอล โดยใช้ support ของตัวเร่งปฏิกิริยา 2 ตัว คือ acid-activated montmorillonite K10 และ metal-ion-exchanged (Mont. K10) โดยทำปฏิกิริยา แบบ batch reactor.

ซึ่งเมื่อเติม  $ZnCl_2$  ลงไปทำให้ปฏิกิริยาเกิดดีที่สุด ในรูปของ K10 ส่วนในรูปของ Mont. K10 ได้  $Ce^{3+}$  ที่ทำให้เกิดปฏิกิริยาดีที่สุด

เพื่อทำการเปรียบเทียบว่า Lewis acid และ Bronsted acid ตัวไหนทำให้เกิดปฏิกิริยาการแตกตัวเพื่อให้ได้ ฟีนอล ดีที่สุด เพราะตัวเร่งปฏิกิริยา แบบ solid acid มีแนวโน้มในอนาคตที่จะไปแทน sulfuric acid ที่ใช้งานอยู่ในปัจจุบัน ในเชิงพาณิชย์ได้ เมื่อคุณภาพ และปริมาณ สารฟีนอล มีค่าสูงขึ้น และคุ้มทุน เมื่อใช้ ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบของแข็ง (solid) . (Rosilda Selvin, G.R. Rajarajeswari, L. Selva Roselin, V. Sadasivam, B. Sivasankar, K. Rengaraj ,2001 )

มีการพัฒนาตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อทำปฏิกิริยาการแตกตัวของ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ เป็น ฟีนอลใหม่ โดยใช้ ซัลฟูริก เรซิน (sulfonic resin) ซึ่งทำการทดสอบ เพื่อศึกษาการเกิด (selectivity) ของ ฟีนอลที่ได้ เมื่อเปรียบเทียบกับ sulfuric acid ที่ใช้ในวงการอุตสาหกรรม ในปัจจุบัน.

โดยใช้ TPCFB reactor (three-phase circulating fluidized bed)

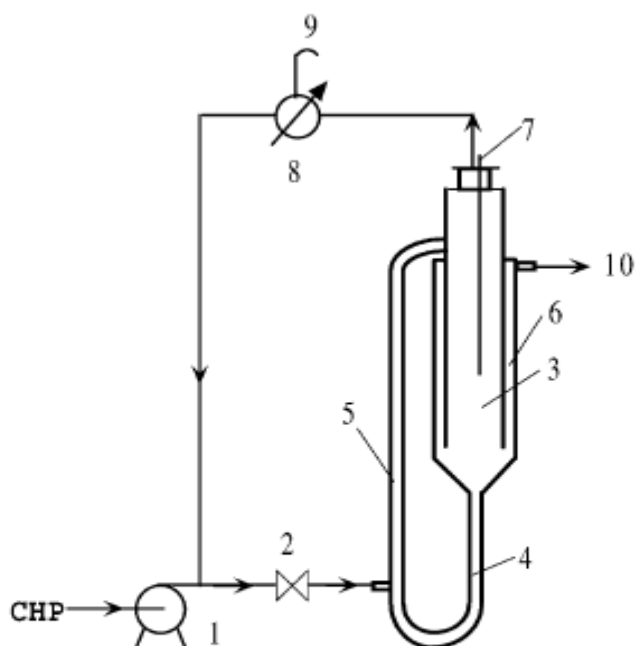


Fig. 1. Experimental apparatus for CHP decomposition: 1—metering pump; 2—valve; 3—main reactor; 4—loop; 5—riser; 6—liquid-solid separator; 7—thermocouple; 8—condenser; 9—gas vent; 10—product exit.

ภาพที่ 2.3 อุปกรณ์ทดลองในการแตกตัว CHP เป็น ฟีนอล

ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นแบบปฏิกิริยาอันดับ 1. และผลที่ทำให้ selectivity และ conversion ดีที่สุดอยู่ที่อุณหภูมิ  $80^{\circ}\text{C}$ , WHSV  $30 - 40\text{ h}^{-1}$ , solid hold  $1.0 - 1.5\text{ wt.}\%$ . ซึ่งได้ฟีนอลสูงกว่าการใช้ sulfuric acid แต่ปัญหาที่ไม่สามารถขยายจาก pilot scale ไปยังอุตสาหกรรมได้ เนื่องจากปัญหาการแตกตัวของ resins และการกระจายตัวของ phase ต่างๆ ทำได้ยาก ซึ่งต้องมีการพัฒนาในส่วนของ reactors และ resins ต่อไปเพื่อให้สามารถนำไปใช้งานในเชิงพาณิชย์ได้.

(Dagang Huang, Minghan Han, Jinfu Wang\*, Yong Jin, 2002)

### 2.2.3 ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบ $\text{Cs}_2.5\text{H}_0.5\text{PW}_{12}\text{O}_{40}$ supported on K-10 clay.

แนวคิดนี้มาจาก Hock process ซึ่งมองว่าการใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเดิมคือใช้ sulfuric acid นั้นทำให้เกิดสารที่ไม่ต้องการมาจำนวนหนึ่ง ซึ่งทาง Hock process ต้องการ conversion และ selectivity ใกล้เคียง 100% ดังนั้นจึงทำการทดลองโดยการสังเคราะห์  $\text{Cs}_2.5\text{H}_0.5\text{PW}_{12}\text{O}_{40}$  supported on K-10 clay เพื่อทำการวิจัย.



ในการทำวิจัยระดับห้องปฏิบัติการ ผลที่ได้รับอยู่ในเกณฑ์ดีมากคือ ปฏิริยาการแตกตัวของ คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ เป็นสารฟินอล ได้สูงเป็นพิเศษ รวมถึง ตัวเร่งปฏิริยา สามารถ ทำให้เกิด conversion ได้ 100% และตัวเร่งปฏิริยาที่นำมาใช้ใหม่ ทั้งหมด 5 รอบ สามารถ ยังทำ conversion ได้ 100% อยู่ ดังนั้น ตัวเร่งปฏิริยามีความเสถียรสูงมาก ดังนั้นการทดลองนี้ สามารถนำเป็นพื้นฐานในการพัฒนาที่สามารถนำไปใช้จริงได้ต่อไปในอนาคต (Ganapati D. Yadav, Navinchandra S. Asthana ,2002)

### 2.3 กลไกการเกิดปฏิริยาการแตกตัว CHP เป็น ฟินอล

บทความนี้เกี่ยวข้องกับการทำวิทยานิพนธ์ในเล่มนี้อย่างสูง เนื่องจากมีการทดลองที่ใช้ตัวเร่งปฏิริยา เหมือนกันคือ ใช้ sulfuric acid และ การเกิดปฏิริยาที่เหมือนกับการปฏิบัติจริงที่ ฟิฟตี ฟินอล ดังปฏิริยานี้

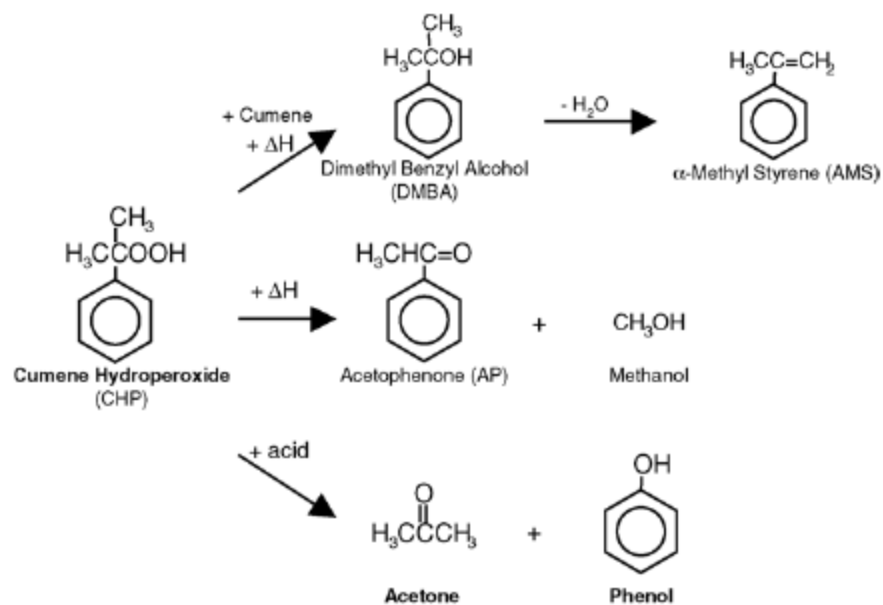
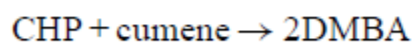


Fig. 1. Selected reaction pathways of cumene hydroperoxide.

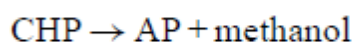
ภาพที่ 2.4 การเกิดปฏิริยาการแตกตัว CHP เป็น ฟินอลและสารที่ไม่ต้องการ

ซึ่งปฏิริยาที่ได้สามารถอ้างอิงจากบทความนี้ เมื่อใช้ปริมาณกรดน้อย ได้ดังนี้



$$r_1 = A_1 \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right) [\text{CHP}][\text{Cumene}]$$

เมื่อ  $A_1 = 1.75 \times 10^9 \text{ m}^3 \text{ g mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$  และ  $E_1 = 27,500 \text{ cal/(g mol)}$ .



$$r_2 = A_2 \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right) [\text{CHP}]$$

เมื่อ  $A_2 = 1.45 \times 10^{11} \text{ m}^3 \text{ g mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$  และ  $E_2 = 30,000 \text{ cal/(g mol)}$ .



$$r_A = A_A e^{-(E_A/RT)} e^{m[\text{Acid}]} [\text{Acid}][\text{CHP}]^2$$

เมื่อ  $A_A = 8.0 \times 10^{17} (\text{m}^3/\text{kmol})^2/\text{s}$ ,  $E_A = 36000 \text{ cal/(g mol)}$ ,  $R = 1.987 \text{ cal/(g mol K)}$ ,  $m = 126.7 \text{ m}^3/\text{kmol}$ ,  $T$  เป็น K,  $[\text{Acid}]$  เป็น  $\text{kmol/m}^3$  และ  $\text{CHP}$  เป็น  $\text{kmol/m}^3$ .

ซึ่งข้อมูลที่ได้สามารถนำไปใช้เพื่อทำแบบจำลองของปฏิกิริยาการแตกตัวของ คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ เป็น ฟีนอล ได้. (M.E. Levin a., N.O. Gonzales a, L.W. Zimmermana, J. Yangb ,2005 )

## 2.4 แบบจำลองโดยใช้โปรแกรม Aspen plus การผลิต คิวมิน

การศึกษาแบบจำลอง โดยใช้ ASPEN PLUS จำลองโรงงาน ที่มีการนำ เบนซีน กับ โพรไฟลีน มาทำปฏิกิริยากัน เพื่อเกิดเป็น คิวมิน ซึ่งเป็นสารตั้งต้น ในการผลิต ฟีนอล ทางหนึ่ง โดยมีการจำลอง โรงงานขึ้นในโปรแกรม ASPEN PLUS และศึกษาสารตั้งต้นที่ใส่เข้าไปในระบบ ออกมาเป็น ผลิตภัณฑ์ เพื่อหาจุดที่เหมาะสมที่สุดในสภาวะสมดุล ซึ่งเป็นแนวทางในการทำแบบจำลอง โดยใช้ โปรแกรม ASPEN PLUS . ( Nirlipt Mahapatra ,2010 )

## บทที่ 3

### กระบวนการผลิต

#### 3.1 กระบวนการผลิตทั่วไป

กระบวนการผลิตฟีนอลโดยใช้ คิวมีน เป็นกระบวนการที่ใช้กันอย่างแพร่หลายในปัจจุบัน แต่ก็ยังมีการพัฒนารูปแบบอื่นๆ เพื่อให้ได้ผลผลิตฟีนอลที่สูงขึ้นและมีสารที่ไม่ต้องการน้อยที่สุด ซึ่งมีการทดลองเพื่อพัฒนากระบวนการอย่างต่อเนื่อง

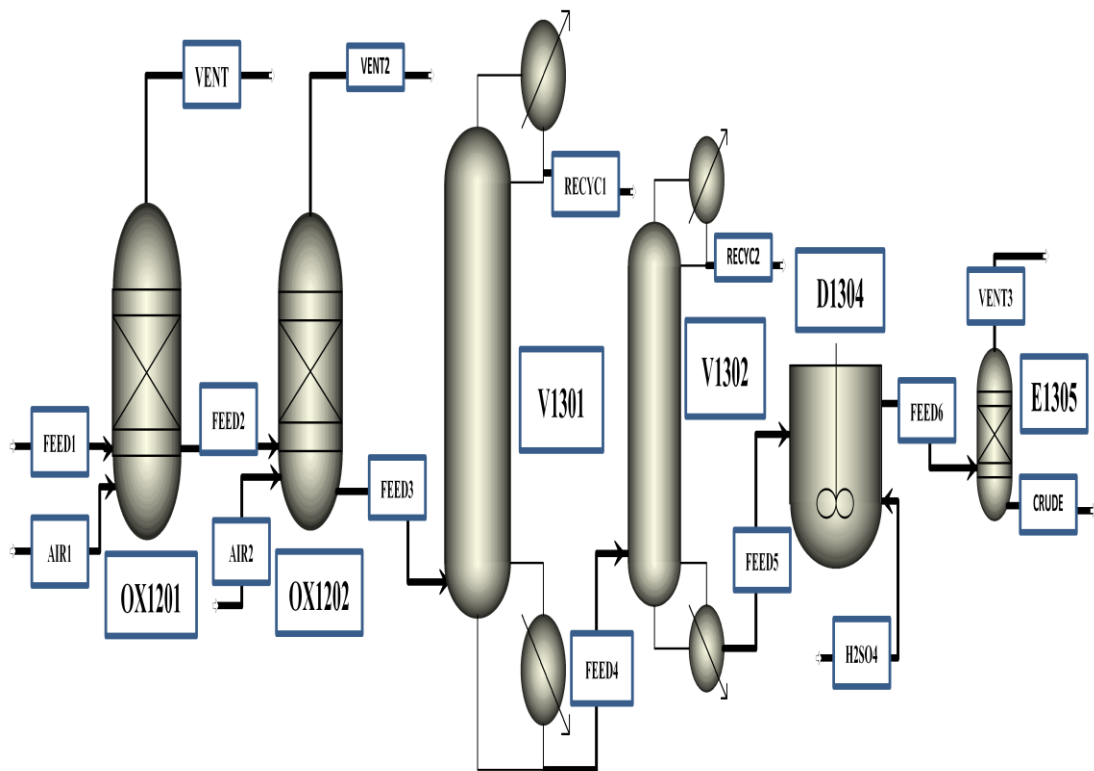
#### 3.2 กระบวนการผลิตในอุตสาหกรรมในปัจจุบัน

ในปัจจุบันความต้องการใช้ฟีนอลในอุตสาหกรรมมีแนวโน้มสูงขึ้น ดังนั้นจึงมีงานวิจัยเกิดขึ้นอย่างมาก ที่ต้องการพัฒนาให้การผลิตฟีนอลมีผลผลิตที่สูงขึ้นและปลอดภัย ดังนั้นการศึกษาถึงความสามารถหรือศักยภาพในการขยายกำลังการผลิตของกระบวนการปัจจุบันจึงเป็นสิ่งจำเป็น โดยในงานวิจัยนี้จะเริ่มจากการสร้างแบบจำลองของกระบวนการผลิตฟีนอลจากสารคิวมีนโดยใช้โปรแกรมสำเร็จรูป Aspen plus เพื่อศึกษาแบบจำลองและการควบคุมที่เหมาะสม รวมถึงการจำลองเพิ่มกำลังการผลิตมากขึ้น ซึ่งเป็นที่สนใจในงานวิจัยนี้ เพื่อจำลองหา ผลผลิตที่สูง, คุณภาพที่ดีที่สุด, สภาวะการทำงานที่ดีที่สุด ,ลดค่าใช้จ่ายในการลงทุน รวมถึง มีความปลอดภัย และไม่ เป็นพิษต่อสิ่งแวดล้อม

### 3.2.1 รายละเอียดของกระบวนการผลิต

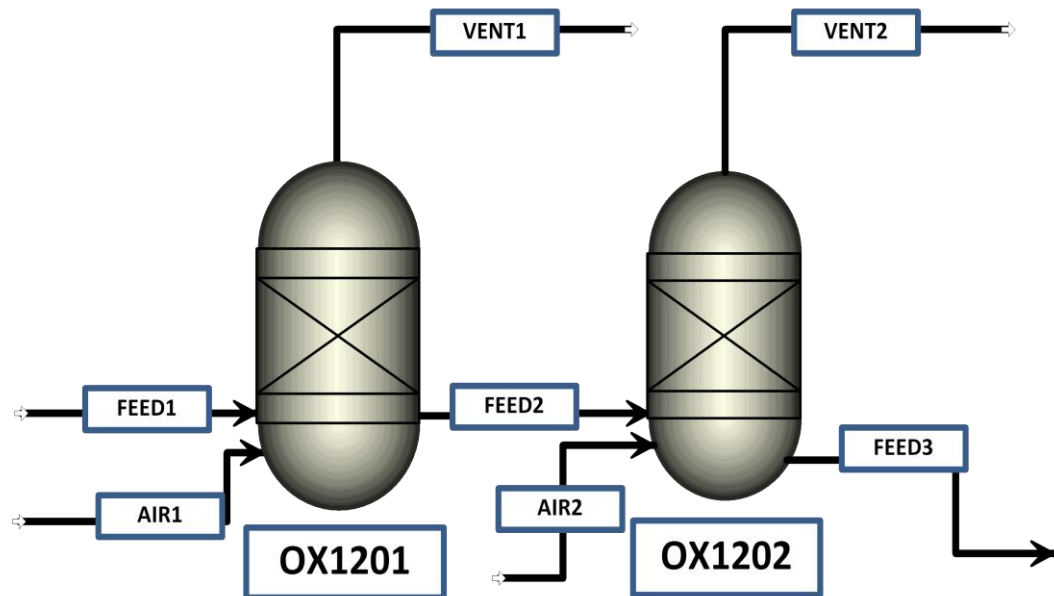
กระบวนการผลิตแบ่งออกเป็น 2 ส่วนด้วยกัน คือ

ส่วนทำปฏิกิริยา รูปที่ 1 แสดงแผนผังการไหลในส่วนทำปฏิกิริยาของกระบวนการผลิตฟีนอลจากควิมีน ส่วนทำปฏิกิริยานี้สามารถแบ่งย่อยออกได้เป็น 3 ส่วนคือ



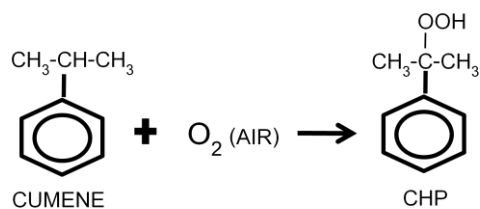
ภาพที่ 3.2 แบบจำลองส่วนที่ทำปฏิกิริยาจากสารควิมีนเปลี่ยนเป็นสารฟีนอล

### 3.2.1.1 หน่วยทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน,OX1201,OX1202 (OXIDATION SECTION)

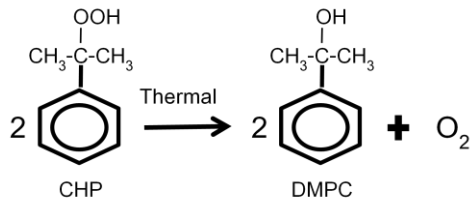


ภาพที่ 3.2.1.1.1 หน่วยทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน

ผลิตภัณฑ์หลักของ ของหน่วยทำปฏิกิริยาออกซิเดชันก็คือ การนำคิวมิน ทำปฏิกิริยากับ ออกซิเจน ได้เป็น คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) เพื่อที่จะนำไปผลิตเป็น ฟีนอล ซึ่งเป็น ผลิตภัณฑ์หลัก และ อะซิโตน ซึ่งเป็นผลิตภัณฑ์ร่วม โดยเกิดสารที่ไม่ต้องการน้อยที่สุด ( ใช้คิวมิน ให้มีประสิทธิภาพสูงสุด ) และปลอดภัยสูงสุด โดยมี ออกซิไดเซอร์ 2 ตัวคือ OX1201, OX1202 ทำการผลิต คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ส่งไปยังหน่วยต่อไป ที่ร้อยละ 25 – 27 ของ คิวมิน ไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP)

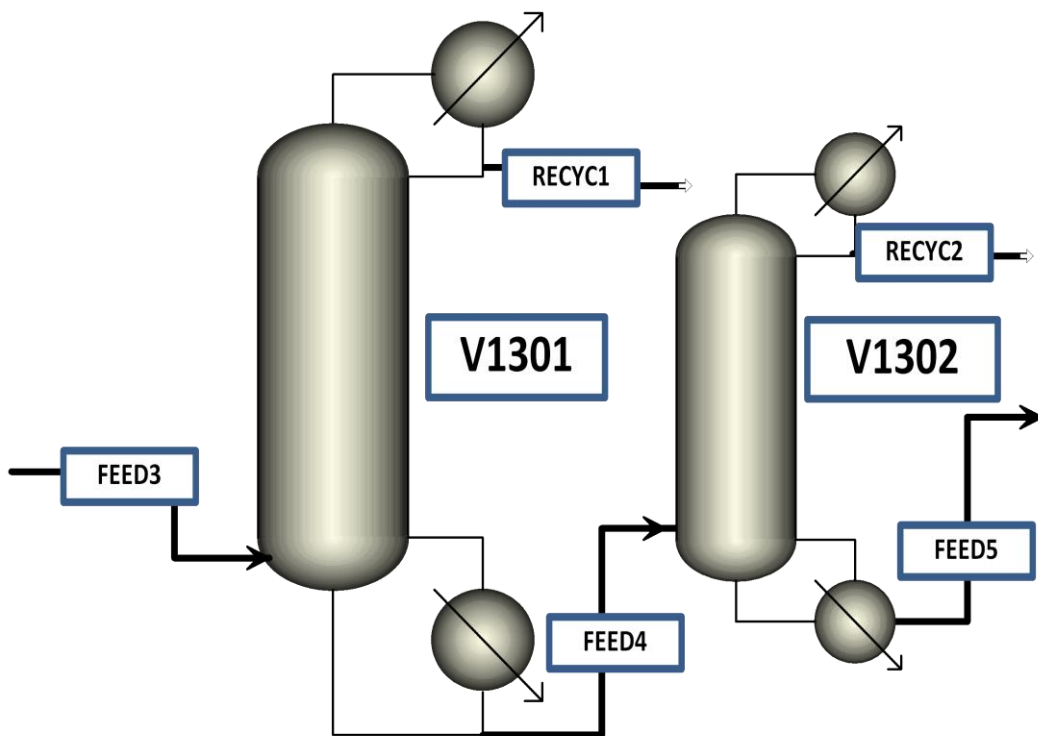


ภาพที่ 3.2.1.1.2 ปฏิกิริยาหลัก



ภาพที่ 3.2.1.1.3 ปฏิกริยาข้างเคียง

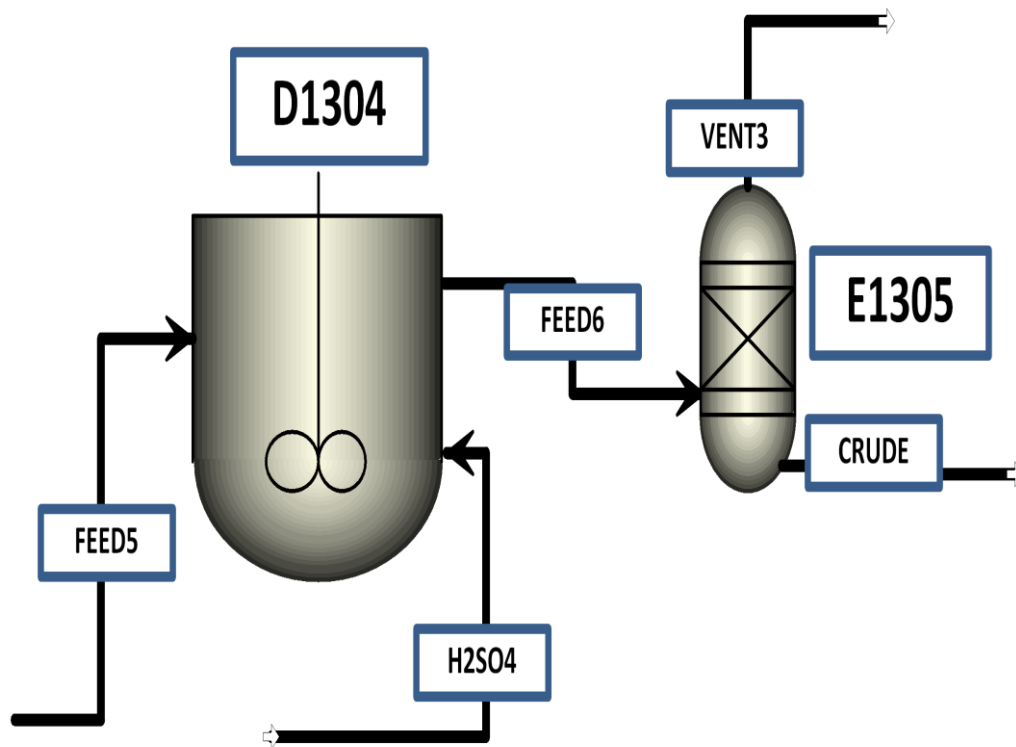
### 3.2.1.2 หน่วยเพิ่มความเข้มข้น คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP),V1301,V1302 (CONCENTRATION SECTION)



ภาพที่ 3.2.1.2.1 หน่วยเพิ่มความเข้มข้น คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP)

หน่วยเพิ่มความเข้มข้น (V1301,V1302) คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ออกแบบไว้สำหรับเพิ่มความเข้มข้นของ คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ที่ออกจาก ออกซิไดเซอร์ ที่ร้อยละ 25-27 เป็นร้อยละ 80 -85 อย่างรวดเร็ว ปลอดภัยและมีประสิทธิภาพ ภายใต้หอกลั่นสูญญากาศ 2 หอ คือ หอกลั่นแยกตัวที่ 1 (Preflash Column) และ หอกลั่นแยกตัวที่ 2 (Flash Column)

### 3.2.1.3 หน่วยทำปฏิกิริยาการแตกตัว, D1304, E1305 (DECOMPOSITION SECTION)



ภาพที่ 3.2.1.3 หน่วยทำปฏิกิริยาการแตกตัว

หน่วยทำปฏิกิริยาการแตกตัว (D1304) ทำหน้าที่เปลี่ยน คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ไปเป็น ฟีนอล และ อะซิโตน โดยใช้ กรดซัลฟูริก ( $H_2SO_4$ ) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา .

หน่วยดึ่งน้ำออก (E1305 Dehydrator) ทำหน้าที่หลักในการเปลี่ยนไดเมทิลฟีนิล คาร์ บินอล(DMPC)เป็นอัลฟาเมทิล สไตลีน (AMS).ซึ่งจะเกิดปฏิกิริยาข้างเคียงได้สารโมเลกุลหนัก (residue) บางส่วน ซึ่ง อัลฟาเมทิล สไตลีน (AMS). สามารถนำกลับไปทำปฏิกิริยา เพื่อ เปลี่ยนเป็นคิวมีน และนำกลับมาทำปฏิกิริยาใหม่

#### 3.2.1.3.1 ปฏิกิริยาขั้นพื้นฐานในการแตกตัว (Decomposition Chemistry)

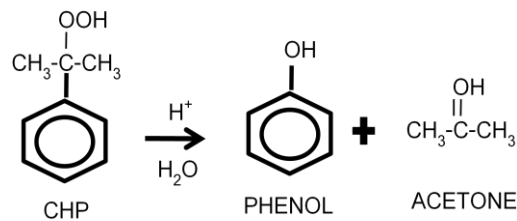
ปฏิกิริยาขั้นพื้นฐานในการแตกตัว คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) เป็นดังนี้

คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ส่วนใหญ่จะแตกตัวเป็นฟีนอลและอะซิโตน แต่จะมีบางส่วน จะกลายเป็นสารมนทิน

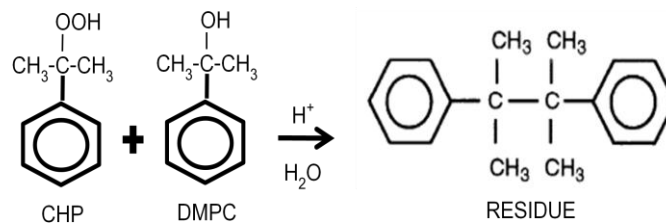
ปฏิกิริยาการแตกตัว ของคิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) จะเกิดอย่างรวดเร็วและคายความร้อนอย่างรุนแรงมาก ( -60.4 Kcal/mol ) ซึ่งสามารถแสดงตามสมการ Arrhenius

$$r_{\text{CHP}} = k_4 \cdot C_{\text{CHP}} \cdot C_{\text{H}^+}$$

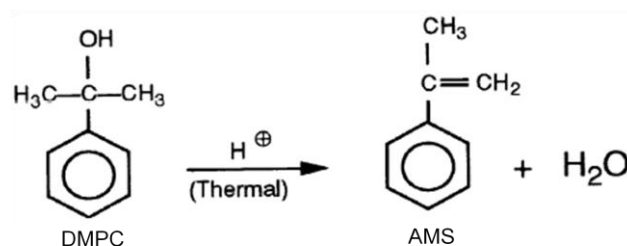
ขั้นตอนการเกิดปฏิกิริยาการแตกตัว ของคิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) เป็นดังนี้



ภาพที่ 3.2.1.3.1.1 ปฏิกิริยาการแตกตัวเป็นฟีนอลและอะซิโตน



ภาพที่ 3.2.1.3.1.2 ปฏิกิริยาการรวมตัวเป็นสารมลทิน



ภาพที่ 3.2.1.3.1.3 ปฏิกิริยาการแตกตัวเป็นอัลฟาเมทิล สไตลีน (AMS).

สภาวะในระบบปฏิกิริยาการแตกตัว ต้องทำการควบคุมไม่ให้เกิดปฏิกิริยาระดับสองซึ่งจะทำให้เกิดสารโมเลกุลหนัก (residue) และสิ่งปลอมปนอื่นๆ ( ทำให้ได้ฟีนอลลดลง ) ซึ่งปฏิกิริยาระดับสองจะสัมพันธ์กับปริมาณ ไดเมทิลฟีนิล คาร์บิโนล (DMPC) ที่มากับ ผลิตภัณฑ์จากหน่วย

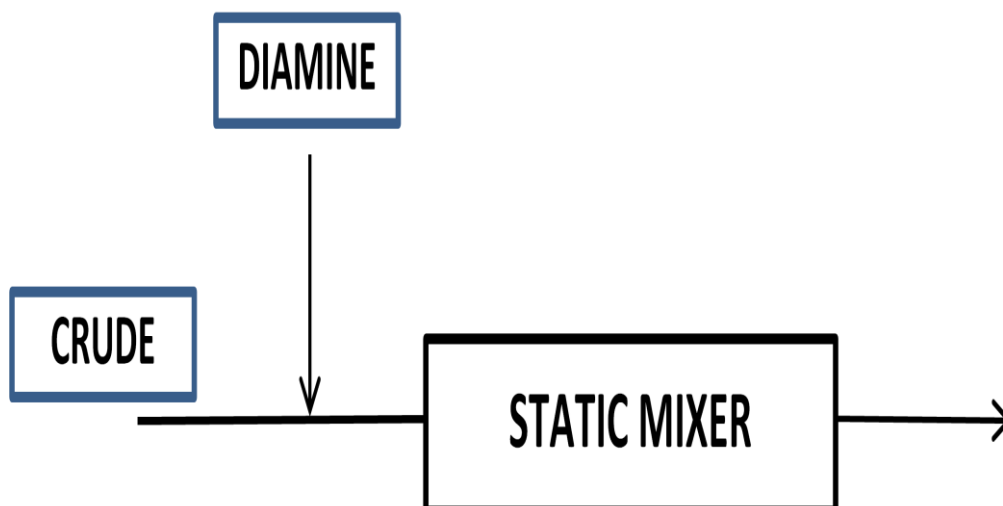


ทำปฏิกิริยาออกซิเดชัน โดยไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) สามารถแตกตัวไปเป็น อัลฟา เมทิล สไตลีน (AMS) ได้ทั้งแบบใช้กรดและแบบใช้ความร้อน แต่การใช้กรดจะได้ปริมาณ เมทิล สไตลีน (AMS) น้อยเพราะ เมทิล สไตลีน (AMS) ที่ได้จากปฏิกิริยาสามารถทำปฏิกิริยากับสาร อื่นๆต่อได้

ไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) สามารถเกิดปฏิกิริยาได้ร้อยละ 80 ของโมล เมทิล สไตลีน (AMS) ขึ้นไป ขึ้นกับความเข้มข้นของ คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ที่เหลือใน ระบบ ปฏิกิริยาการแตกตัว

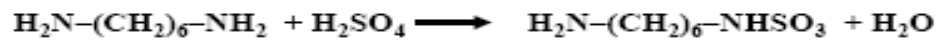
### 3.2.1.3.2 การปรับสภาพหลังการทำปฏิกิริยา (NEUTRALIZATION SECTION)

การปรับสภาพหลังการทำปฏิกิริยาออกแบบมาสำหรับกำจัดกรด ที่เหลือจากระบบการแตกตัว เพื่อป้องกันการสูญเสีย ฟีนอล (เนื่องจากในสถานะที่เป็นกรด ฟีนอล สามารถทำปฏิกิริยากับ สารอื่นได้) และป้องกันการกัดกร่อนที่ระบบส่วนทำบริสุทธิ์ฟีนอล กรดซัลฟูริกที่เหลือจากระบบ ปฏิกิริยาการแตกตัว จะถูกกำจัดด้วย ไดเอมีน (Diamine ) ไปเป็นเกลือ (Organic Sulfate) สำหรับการฉีด ไดเอมีน จะควบคุมด้วย การควบคุมแบบอัตราส่วน โดย อัตราส่วนที่ใช้จะปรับได้ โดยดูจาก PH ที่วัดได้จาก ห้องปฏิบัติการทางเคมี และ ตัวตรวจจับ PH ที่ห้องควบคุม



ภาพที่ 3.2.1.4.1 ปฏิกิริยารวมตัวเป็นเกลือ

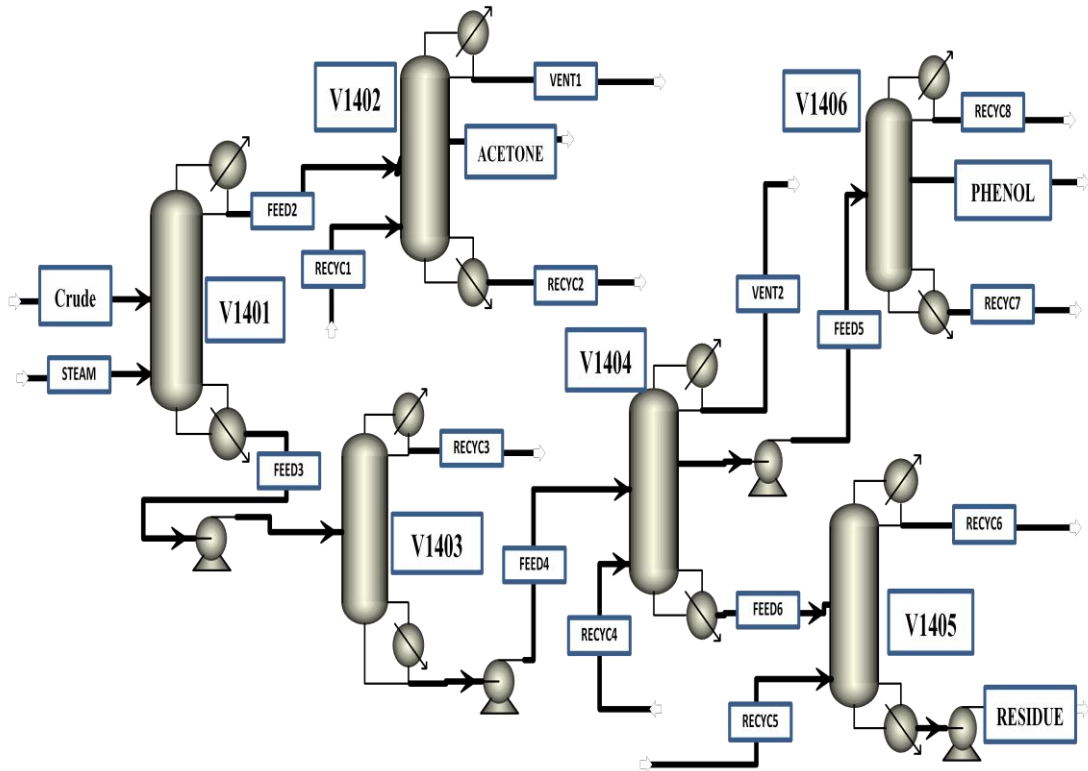
ปฏิกิริยาระหว่าง ไดเอมีน (Diamine) กับกรดซัลฟูริกสามารถแสดงได้ดังปฏิกิริยาต่อไปนี้



เกลือ (Organic Salt) ที่ได้จะระเหยยากดังนั้นจึงสามารถเอาออกได้ที่ระบบ ส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอลโดยเอาออกไปกับ สารมลทิน และสามารถนำสารมลทินเหล่านี้ไปใช้งานต่อได้ที่เตาเผา

### 3.2.1.5 ส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอล (FRACTIONATION SECTION)

ส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอล มีหน้าที่หลักคือการแยก และทำให้ ฟินอล และ อะซีโตน ที่ร่วมกันอยู่ มีความบริสุทธิ์สูงมากขึ้น โดยมีหอกลั่น ที่ทำหน้าที่แยก คิวมีน และ เมทิล สไตลีน (AMS) ส่งกลับไปยังหน่วยทำปฏิกิริยาออกซิไดเซชัน และแยกสารมลทินปริมาณน้อยที่เกิดจาก หน่วยแตกตัว คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ฟินอลถูกทำให้บริสุทธิ์ด้วยการกลั่นแยกออกไปตามความหนาแน่นของสารนั้น



รูปที่ 3.2.1.5.1 ส่วนที่ทำการกลั่นแยกเพื่อให้ได้สารฟีนอลบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99.95 ต่อ น้ำหนัก

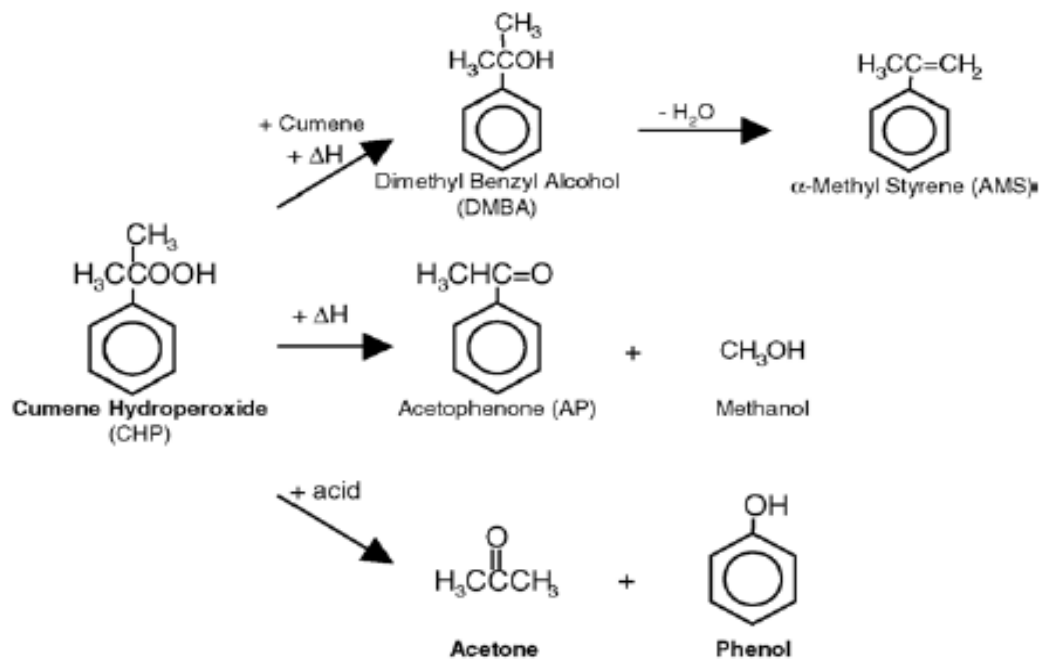
รูปที่ 3.2.1.5.1 แสดงแผนผังการไหลในส่วนทำบริสุทธิ์ของกระบวนการผลิตฟีนอลจากควิน เมื่อผ่านกระบวนการทำปฏิกิริยาและได้สารฟีนอลแล้ว ฟีนอลที่ได้ยังมีสารอื่นๆปนอยู่ ซึ่งเรียกว่าผลิตภัณฑ์ดิบ และจะต้องนำผลิตภัณฑ์ดิบนี้ไปทำการกลั่นแยกที่ V1401, V1402, V1403, V1404, V1405 และ V1406 ก่อนเพื่อให้ได้ฟีนอลที่มีความบริสุทธิ์สูงกว่าร้อยละ 99.95 โดย น้ำหนักเป็นผลิตภัณฑ์ รวมทั้งได้อะซิโตนที่มีความบริสุทธิ์สูงกว่า 99.90 โดยน้ำหนัก ส่วนสารมลทินที่มีโมเลกุลหนักอื่นๆ จะถูกส่งไปขายเป็นน้ำมันเตา

เมื่อผลิตภัณฑ์ดิบส่งมาที่ V1401 จะทำการกลั่นแยกโดยที่สายออกด้านบนประกอบด้วย อะซิโตน ควินบางส่วนและน้ำ จะถูกส่งต่อไปยัง V1402 เพื่อแยก อะซิโตน ที่มีความบริสุทธิ์ มากกว่าร้อยละ 99.90 โดยน้ำหนัก ส่วนสารควินจะถูกส่งกลับไปทำปฏิกิริยาใหม่ในส่วนทำ ปฏิกิริยา ในสายออกด้านล่างของ V1401 ประกอบด้วยฟีนอล ควินบางส่วนและอื่นๆ จะถูกส่ง

ต่อไปยัง V1403 เพื่อทำการกลั่นแยก โดยที่สายออกด้านบนของ V1403 ประกอบด้วย AMS, ฟีนอลประมาณร้อยละ 5-7 โดยน้ำหนัก และคิวมิน ซึ่งฟีนอลจะถูกแยกออกมาเพื่อนำกลับมากลั่นซ้ำ ส่วน AMS และคิวมิน จะถูกส่งไปทำปฏิกิริยาอีกครั้ง ส่วนสายออกด้านล่างของ V1403 ประกอบด้วยฟีนอลและอื่นๆ จะถูกส่งต่อไปยัง V1404 เพื่อทำการกลั่นแยก สายออกด้านล่างของ V1404 ประกอบด้วยสารมลทินและฟีนอลบางส่วนจะถูกส่งต่อไปยัง V1405 เพื่อแยกฟีนอล ออกทางสายออกด้านบนของ V1405 ในขณะที่สายออกด้านล่างของ V1405 จะเป็นสารมลทินและมีฟีนอลติดไปเล็กน้อยจะส่งไปเป็นน้ำมันเตา ส่วนที่สายดึงออกด้านข้างของ V1404 จะประกอบด้วยฟีนอลเป็นส่วนใหญ่จะถูกส่งต่อไปที่ V1406 เพื่อกลั่นแยกเป็นฟีนอลที่ความบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99.95 โดยน้ำหนัก โดยผลิตภัณฑ์ฟีนอลที่ได้จะออกทางสายดึงออกด้านข้างของ V1406 ส่วนสายด้านล่างและด้านบนของ V1406 จะถูกส่งกลับไปกลั่นซ้ำที่ V1404

### 3.2.2 กลไกในการเกิดปฏิกิริยา

กลไกในการเกิดปฏิกิริยาการแตกตัว ที่หน่วยแตกตัวคิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) โดยใช้กรดซัลฟูริก



ภาพที่ 3.2.2.1 กลไกในการเกิดปฏิกิริยา

ซึ่งปฏิกิริยาที่ได้สามารถอ้างอิงจากบทความนี้ เมื่อใช้ปริมาณกรดน้อย ได้ดังนี้



$$r_1 = A_1 \exp^{(-E_1/RT)} [\text{CHP}] [\text{Cumene}]$$

เมื่อ  $A_1 = 1.75 \times 10^9 \text{ m}^3/\text{gmol/s}$  และ  $E_1 = 27,500 \text{ cal}/(\text{g mol})$ .



$$r_2 = A_2 \exp^{(-E_2/RT)} [\text{CHP}]$$

เมื่อ  $A_2 = 1.45 \times 10^{11} \text{ m}^3/\text{gmol/s}$  และ  $E_2 = 30,000 \text{ cal}/(\text{g mol})$ .



$$r_A = A_A e^{-(E_A/RT)} e^{m[\text{Acid}]} [\text{Acid}] [\text{CHP}]^2$$

เมื่อ  $A_A = 8.0 \times 10^{17} (\text{m}^3/\text{kmol})^2/\text{s}$ ,  $E_A = 36000 \text{ cal}/(\text{g mol})$ ,  $R = 1.987 \text{ cal}/(\text{g mol K})$ ,  $m = 126.7 \text{ m}^3/\text{kmol}$ ,  $T$  เป็น K,  $[\text{Acid}]$  เป็น  $\text{kmol}/\text{m}^3$  และ  $\text{CHP}$  เป็น  $\text{kmol}/\text{m}^3$ .

ซึ่งข้อมูลที่ได้สามารถนำไปใช้เพื่อทำแบบจำลองของปฏิกิริยาการแตกตัวของ คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ เป็น ฟีนอล

### 3.3 คุณสมบัติของฟีนอล

\*เป็นของเหลวไม่มีสี, มีกลิ่นฉุน, เป็นสารประกอบอะโรมาติก

\*จุดเดือด  $182 \text{ }^\circ\text{C}$

\*จุดหลอมเหลว  $41 \text{ }^\circ\text{C}$

\*จุดวาบไฟ  $79 \text{ }^\circ\text{C}$

\*ความหนาแน่น  $1.05 \text{ กรัม/ตารางซม.}$

\*การละลาย ละลายในน้ำมันได้ดี, ละลายในน้ำได้เล็กน้อย

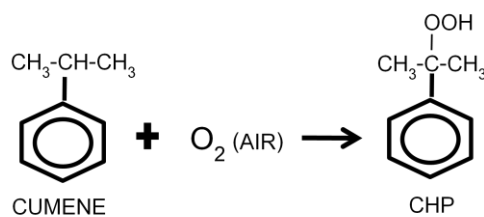
\*การติดไฟ ติดไฟได้ดี

## บทที่ 4

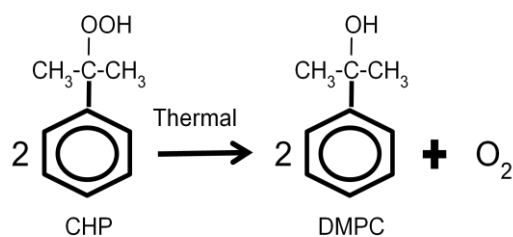
### ผลการจำลองกระบวนการ

ในการพัฒนาแบบจำลองได้พิจารณาประเด็นหลักได้แก่ การเกิดปฏิกิริยาของสาร ระบบแลกเปลี่ยนความร้อน ชั้นและแพ็คกิ้งภายในหอกลั่น ตัวแปรดำเนินการของหอกลั่นได้แก่ อุณหภูมิ ความดันและอัตราการไหลของสาร เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน และปั๊ม ซึ่งจะใช้ข้อมูลจริงจากผู้ออกแบบอุปกรณ์ โดยจะใช้ข้อมูลการผลิตที่ร้อยละ 100 110 115 ของการผลิตปกติเพื่อสอบเทียบแบบจำลอง จากนั้นได้ศึกษากรณีศึกษาที่กำลังผลิตร้อยละ 120 125 ของกำลังการผลิตปกติ และพิจารณากรณีที่ดำเนินการผลิตที่ร้อยละ 125 ของสภาวะการดำเนินงานปกติ โดยสมมติให้มี ไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ในปริมาณ 1.5 และ 2 เท่า

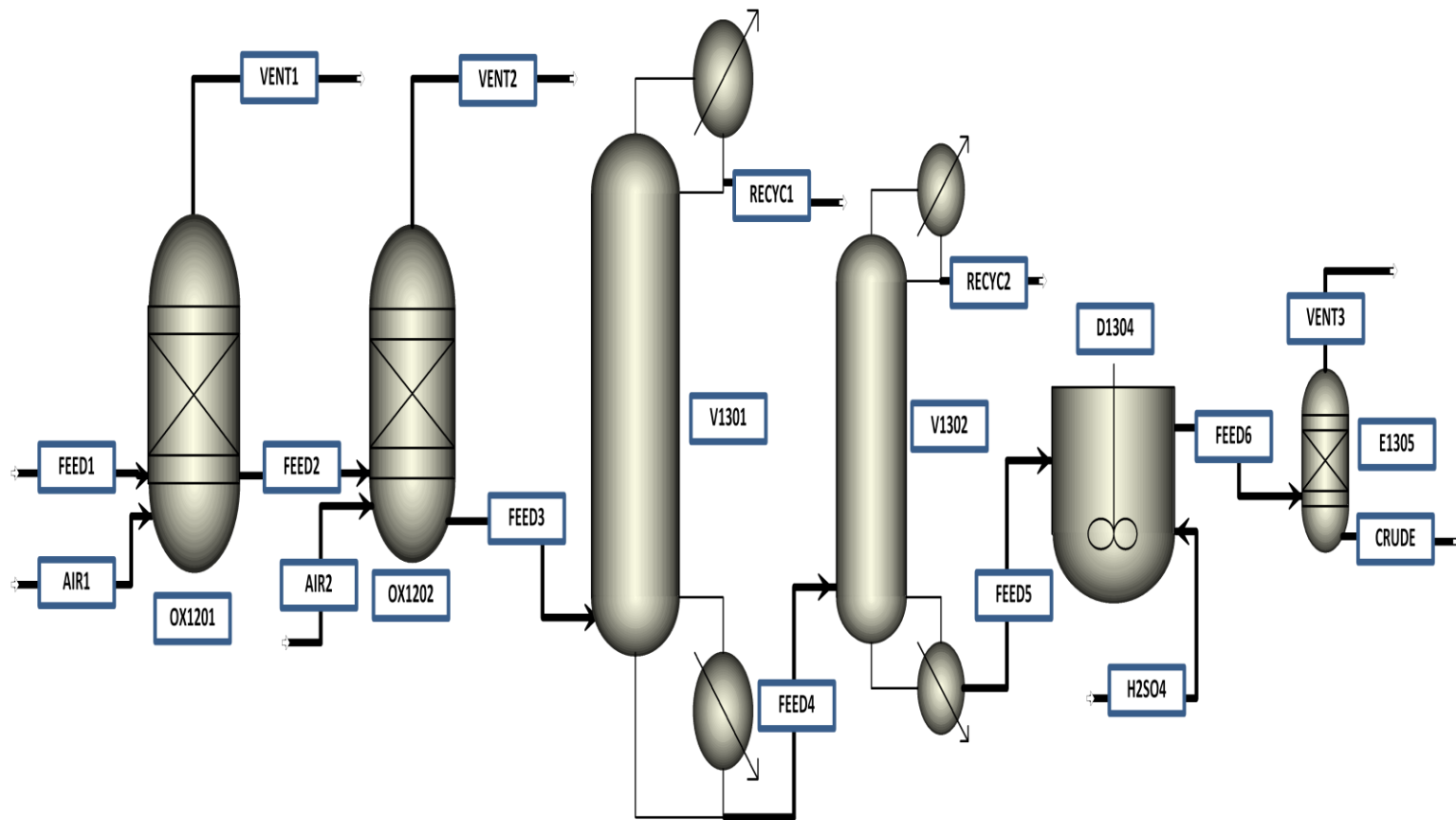
งานวิจัยนี้ใช้โปรแกรมสำเร็จรูป Aspen plus โดยใช้คุณสมบัติ (property) ของโปรแกรม ดังนี้ process type : "PETCHEM" , base method & property method : NRTL ซึ่งเป็นหนึ่งในคุณสมบัติของ โปรแกรมสำเร็จรูป Aspen plus ที่แนะนำให้ใช้กับการจำลองกระบวนการผลิตฟีนอล เริ่มทำการศึกษาเพื่อเก็บข้อมูลจากการออกแบบจำลองที่ 100 % โดยเปรียบเทียบกับข้อมูลจริงที่ 100 % ซึ่งเริ่มที่ การทำปฏิกิริยาของคิวมินกับออกซิเจน (O<sub>2</sub>) เพื่อเปลี่ยนเป็น คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) และมี ปฏิกิริยาข้างเคียงเป็น ไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) ดังนี้



ภาพที่ 4.1 ปฏิกิริยาหลัก



ภาพที่ 4.2 ปฏิกิริยาข้างเคียง



ภาพที่ 4.3 แบบจำลองส่วนที่ทำปฏิกิริยาจากสารคิวมินเปลี่ยนเป็นสารฟีนอล

#### 4.1 ผลการวิเคราะห์ที่กำลังการผลิต 100 %

##### 4.1.1 ผลการวิเคราะห์ ที่ OX1201 และ OX1202

กระบวนการผลิต คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ประกอบด้วยออกซิไดเซอร์ 2 ตัว (OX1201, OX1202) ที่ OX1201 เกิดคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ร้อยละ 13-14 และ ไดเมทิลฟีนิลคาร์บีนอล (DMPC) ร้อยละ 0.5-0.6 ส่วน OX1202 เกิดคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ร้อยละ 26-27 และ ไดเมทิลฟีนิลคาร์บีนอล (DMPC) ร้อยละ 0.85-0.95 และจากแบบจำลองที่จัดทำขึ้นที่ ออกซิไดเซอร์ตัวแรก ได้ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ร้อยละ 13.9 และ ไดเมทิลฟีนิลคาร์บีนอล (DMPC) ร้อยละ 0.5 แบบจำลองที่ออกซิไดเซอร์ ตัวที่ 2 ได้ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ร้อยละ 26.8 และ ไดเมทิลฟีนิลคาร์บีนอล (DMPC) ร้อยละ 0.97 โดยที่มีปริมาณคิวมีนที่เข้าใหม่ที่ 33.06 ตันต่อชม.และปริมาณคิวมีนที่หมุนวนที่ 106.94 ตันต่อชม.ที่เข้าไปยัง ออกซิไดเซอร์ ตัวแรก

##### 4.1.2 ผลการวิเคราะห์ที่ V1301

หลังจากทำปฏิกิริยาเพื่อให้ได้ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ร้อยละ 26 -27 นำไปเข้าระบบเพื่อปรับความเข้มข้นของ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ให้ได้ร้อยละ 80-85 โดยที่มีหอกลั่น 2 หอ โดยที่ หอกลั่นแรกคือ V1301 ทำความเข้มข้นของ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ให้ได้ร้อยละ 50 – 60 ซึ่งเปรียบเทียบผลจากการจำลอง V1301 ได้ความเข้มข้นของ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) อยู่ที่ร้อยละ 54.35 โดยที่ แบบจำลอง V1301 ใช้ข้อมูลค่าสภาวะการทำงานดังนี้ในการทำแบบจำลอง

ความดันที่ควบคุมหอ 16 มม.ปรอท

อุณหภูมิของสารขาเข้า 86 °C

อุณหภูมิของสารขาออกด้านล่าง 59 °C

อุปกรณ์ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนภายใน เป็นแบบ แพ็คกิง (Packing) โดยที่การออกแบบเป็นดังนี้

ผู้ผลิต Sulzer

แบบ Mellapak

Material Standard



Dimension 250X  
 Section diameter 6600 mm  
 Sheet thickness 2.6 mm  
 Section packed height 700 mm.

ซึ่งได้ผลการจำลองดังนี้

Section starting stage:	START_STG 1	2	
Section ending stage:	STOP_STG 1	2	
Column diameter:	DIAM 1	6.6	meter
Maximum fractional capacity:	FLOOD_FAC2 1	0.43971038	
Maximum capacity factor:	CAPAC_FAC 1	0.06549	m/sec
Section pressure drop:	DP_SECTION 1	0.000806	kg/sqcm
Average pressure drop /			
Height:	AVGDP_HT2 1	112.9584	N/cum
Maximum stage liquid holdup:	HOLDUP2 1	0.073714	cum
Surface area:	SPAREA 1	256	sqm/cum
Void fraction:	VOIDFR 1	0.987	
1st Stichlmair constant:	STICH1 1	1	
2nd Stichlmair constant:	STICH2 1	1	
3rd Stichlmair constant:	STICH3 1	0.32	

การจำลอง Maximum fractional capacity ไม่เกิน 0.85 จึงสามารถใช้ในการออกแบบได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ ด้านล่างของ V1301 พบว่า Duty จากแบบจำลองใช้พลังงานทั้งหมด  $4.95 \times 10^6$  kcal/hr. จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ 3 ชุด ประกอบด้วย E1302 A/B มี Duty ตัวละ  $7.79 \times 10^5$  kcal/hr และ E1303 มี duty  $6.35 \times 10^6$  kcal/hr ดังนั้นจึงมี duty รวม  $7.908 \times 10^6$  kcal/hr จึงพอเพียงพอการให้พลังงานที่ด้านล่างของ V1301

พิจารณาระบบควบแน่นด้านบนของหอกลั่นตัวแรก พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องดึงพลังงานออกทั้งหมด  $10.46 \times 10^6$  kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1301 ให้สามารถดึงพลังงาน ได้  $10.03 \times 10^6$

kcal/hr โดยที่ ปริมาณน้ำหล่อเย็นไหลเข้า 2,007,292 kg/hr และอุณหภูมิขาเข้า 33 °C อุณหภูมิขาออกที่ 38 °C ซึ่งสามารถคำนวณ duty ได้ดังนี้

$$\begin{aligned} Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\ &= 2,007,292 \times 1 \times (38 - 33) \\ &= 10.03 \times 10^6 \text{ kcal/hr.} \end{aligned}$$

แต่ในการใช้งานจริง จะควบคุมน้ำหล่อเย็นขาเข้าอยู่ที่ 30 °C (สามารถทำได้ต่ำถึง 27 °C เนื่องจากมีพัดลมระบายความร้อนขนาดใหญ่ที่ Cooling Tower สำรองไว้อยู่) ดังนั้นจึงคำนวณ duty ที่มีอยู่จริงคือ

$$\begin{aligned} Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\ &= 2,007,292 \times 1 \times (38 - 30) \\ &= 16.06 \times 10^6 \text{ kcal/hr} \end{aligned}$$

#### 4.1.3 ผลการวิเคราะห์ที่ V1302

หอกลับที่สองคือ V1302 ทำความเข้มข้นของควิมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ให้ได้ร้อยละ 80 – 85 ซึ่งเปรียบเทียบผลจากการจำลอง V1302 ได้ความเข้มข้นของควิมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) อยู่ที่ร้อยละ 82.45 โดยที่ แบบจำลอง V1302 ใช้ข้อมูลค่าสภาวะการทำงานดังนี้ในการทำแบบจำลอง

ความดันที่ควบคุมหอก 16 มม.ปรอท

อุณหภูมิของสารขาเข้า 59 °C

อุณหภูมิของสารขาออกด้านล่าง 82 °C

อุปกรณ์ใช้แลกเปลี่ยนความร้อนภายใน เป็นแบบ แพ็คกิง (Packing) โดยที่การออกแบบเป็น

ผู้ผลิต Sulzer

แบบ Mellapak

Material Standard

Dimension 250X

Section diameter 3400 mm

Sheet thickness 2.6 mm

Section packed height 2000 mm.

ซึ่งได้ผลการจำลองดังนี้

Column diameter:	DIAM 1	3.4	meter
Maximum fractional capacity:	FLOOD_FAC2 1	0.57104442	
Maximum capacity factor:	CAPAC_FAC 1	0.10583691	m/sec
Section pressure drop:	DP_SECTION 1	0.00596311	kg/sqcm
Average pressure drop / Height:	AVGDP_HT2 1	292.391011	N/cum
Maximum stage liquid holdup:	HOLDUP2 1	0.07204269	cum
Surface area:	SPAREA 1	256	sqm/cum
Void fraction:	VOIDFR 1	0.987	
1st Stichlmair constant:	STICH1 1	1	
2nd Stichlmair constant:	STICH2 1	1	
3rd Stichlmair constant:	STICH3 1	0.32	

การจำลอง Maximum fractional capacity ไม่เกิน 0.85 จึงสามารถใช้ในการออกแบบได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ด้านล่างของ V1302 พบว่า Duty จากแบบจำลองใช้พลังงานทั้งหมด  $3.33 \times 10^6$  kcal/hr. จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ E1304 มี duty  $3.6 \times 10^6$  kcal/hr จึงพอเพียงพอต่อการให้พลังงานที่ด้านล่างของ V1302

พิจารณาระบบควบคุมแน่นด้านบนของหอกลั่นตัวสอง พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องดึงพลังงานออกทั้งหมด  $3.15 \times 10^6$  kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1305 ให้สามารถดึงพลังงานได้  $3.11 \times 10^6$  kcal/hr โดยที่ ปริมาณน้ำหล่อเย็นไหลเข้า 622,109 kg/hr และอุณหภูมิขาเข้า 33 °C อุณหภูมิขาออก 38 °C ซึ่งสามารถคำนวณ duty ได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\
 &= 622,109 \times 1 \times (38 - 33) \\
 &= 3.11 \times 10^6 \text{ kcal/hr.}
 \end{aligned}$$

แต่ในการใช้งานจริง จะควบคุมน้ำหล่อเย็นขาเข้าอยู่ที่ 30 °C (สามารถทำได้ต่ำถึง 27 °C เนื่องจากมีพัดลมระบายความร้อนขนาดใหญ่ที่ Cooling Tower สำรองไว้อยู่) ดังนั้นจึงคำนวณ duty ที่มีอยู่จริงคือ

$$Q = mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.}$$

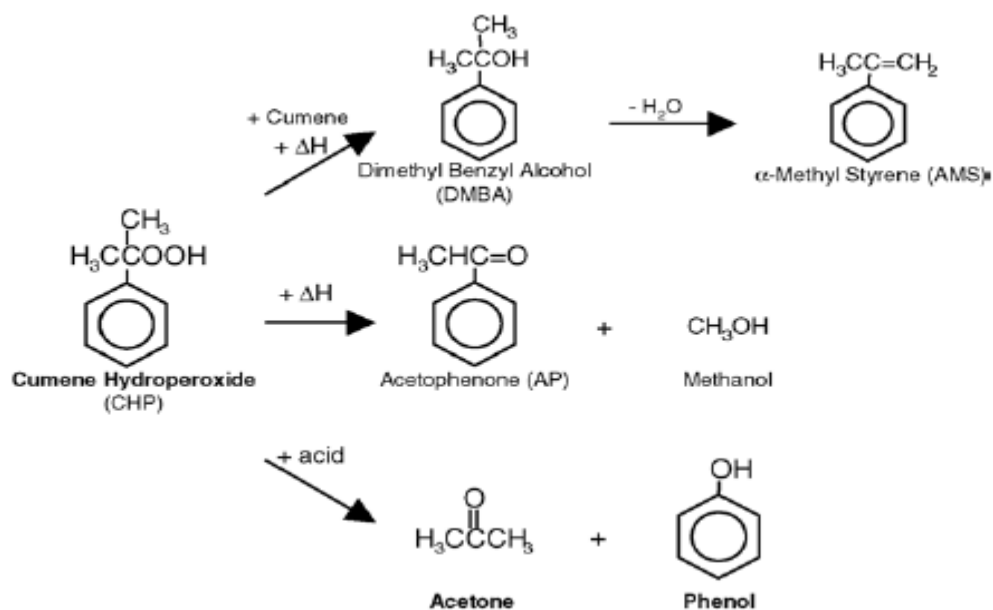
$$= 622,109 \times 1 \times (38 - 30)$$

$$= 5.0 \times 10^6 \text{ kcal/hr}$$

ดังนั้น สามารถดึงพลังงานความร้อนออกได้ตามที่ต้องการ

#### 4.1.4 ผลการวิเคราะห์ที่ D1304

เมื่อได้ความเข้มข้นของ คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ที่ร้อยละ 80 - 85 ตามที่ต้องการแล้ว ทำการส่งสารที่ได้ไปยังระบบแตกตัว เพื่อแตกคิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) เป็นฟินอลและอะซิโตน และได้ สารที่ไม่ต้องการ บางตัวออกมาได้ดังนี้



ภาพที่ 4.1.4.1 กลไกในการเกิดปฏิกิริยา

ซึ่งปฏิกิริยาที่ได้สามารถอ้างอิงจากบทความนี้ เมื่อใช้ปริมาณกรดน้อย ได้ดังนี้



$$r_1 = A_1 \exp(-E_1/RT)[\text{CHP}][\text{Cumene}]$$

เมื่อ  $A_1 = 1.75 \times 10^9 \text{ m}^3 \text{ g mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$  และ  $E_1 = 27,500 \text{ cal/(g mol)}$ .



$$r_2 = A_2 \exp(-E_2/RT)[\text{CHP}]$$

เมื่อ  $A_2 = 1.45 \times 10^{11} \text{ m}^3 \text{ g mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$  และ  $E_2 = 30,000 \text{ cal/(g mol)}$ .



$$r_A = A_A e^{-(E_A/RT)} e^{m[\text{Acid}]} [\text{Acid}][\text{CHP}]^2$$

เมื่อ  $A_A = 8.0 \times 10^{17} (\text{m}^3/\text{kmol})^2/\text{s}$ ,  $E_A = 36000 \text{ cal/(g mol)}$ ,  $R = 1.987 \text{ cal/(g mol K)}$ ,  $m = 126.7 \text{ m}^3/\text{kmol}$ ,  $T$  เป็น K,  $[\text{Acid}]$  เป็น  $\text{kmol}/\text{m}^3$  และ  $\text{CHP}$  เป็น  $\text{kmol}/\text{m}^3$ .

จากแบบจำลองเปรียบเทียบกับผลที่เกิดขึ้นจริง เมื่อสารเข้าที่ D1304 แล้ว แยกตัวออกมาได้ ตามอัตราส่วน

ตารางที่ 4.1.4.1 ปริมาณสารที่ได้จากการทำปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304

สารที่ออกที่ D1304	แบบจำลอง	ผลที่เกิดขึ้นจริง
DMPC	0.02893985	0.03
ACETONE	0.31499921	0.315
CUMENE	0.133755	0.13
PHENOL	0.51042549	0.51
CHP	0.01169629	0.012

ซึ่งใกล้เคียงกับผลจากการตรวจวัดจริง หลังจากนั้นทำการแตกตัวต่อที่ E1305 เพื่อให้เกิดสารที่ไม่ต้องการน้อยที่สุด

#### 4.1.5 ผลการวิเคราะห์ที่ E1305

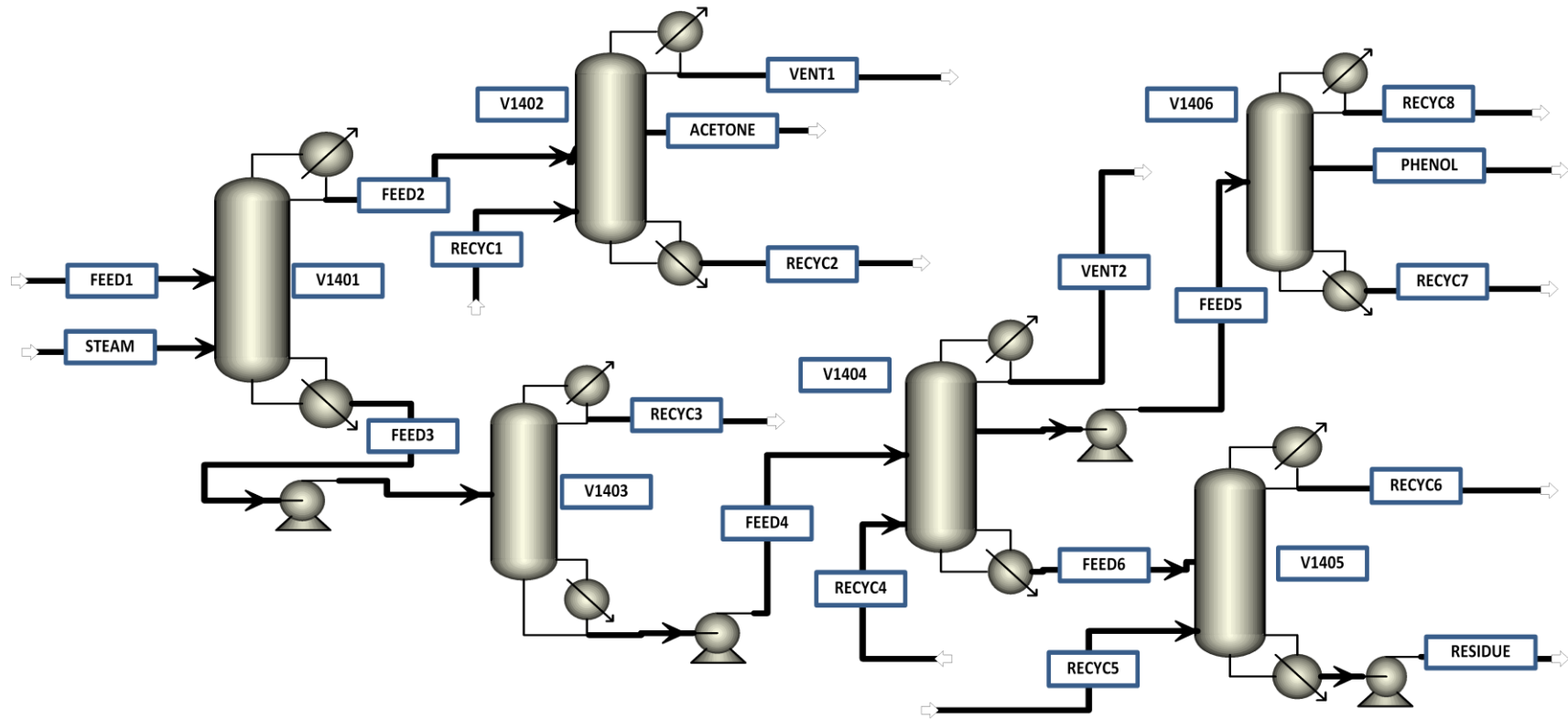
จากแบบจำลองเปรียบเทียบกับผลที่เกิดขึ้นจริง เมื่อสารเข้าที่ E1305 แล้ว แยกตัวออกมาได้ ตามอัตราส่วน

ตารางที่ 4.1.5.1 ปริมาณสารที่ได้จากการทำปฏิกิริยาที่ E1305

สารที่ออกที่ E1305	แบบจำลอง	ผลที่เกิดขึ้นจริง
RESIDUE	0.016228	0.017
AMS	0.018763	0.02
ACETONE	0.315748	0.318
WATER	0.00379	0.012
CUMENE	0.133756	0.12
PHENOL	0.51164	0.513

ซึ่งใกล้เคียงกับผลจากการตรวจวัดจริง หลังจากนั้นจะถูกส่งไปยังส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอล เพื่อกลั่นแยกเอา ฟีนอลที่มีความบริสุทธิ์สูงออก

เมื่อผ่านกระบวนการทำปฏิกิริยาและได้สารฟินอลแล้ว ฟีนอลที่ได้ยังมีสารอื่นๆปนอยู่ ซึ่งเรียกว่าผลิตภัณฑ์ดิบ และจะต้องนำผลิตภัณฑ์ดิบนี้ไปทำการกลั่นแยกที่ V1401, V1402, V1403, V1404, V1405 และ V1406 ก่อนเพื่อให้ได้ฟินอลที่มีความบริสุทธิ์สูงกว่าร้อยละ 99.95 โดยน้ำหนักเป็นผลิตภัณฑ์ รวมทั้งได้อะซิโตนที่มีความบริสุทธิ์สูงกว่า 99.90 โดยน้ำหนัก ส่วนสารมลทินที่มีโมเลกุลหนักอื่นๆ จะถูกส่งไปขายเป็นน้ำมันเตา



ภาพที่ 4.4 แบบจำลองส่วนการกลั่นแยกเพื่อให้ได้สารฟีนอลบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99.95 โดยน้ำหนัก

#### 4.1.6 ผลการวิเคราะห์ที่ V1401

หอกลั่น V1401 จะทำหน้าที่กลั่นแยก อะซิโตน กับ คิวมีน บางส่วน ออกในสายออก ด้านบนของหอกลั่น และส่งต่อไปยังหอกลั่น V1402 เพื่อกลั่นแยก อะซิโตน ที่มีความบริสุทธิ์สูง ออก ส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่างของหอกลั่น V1401 ประกอบด้วย ฟีนอล, คิวมีน , AMS, สารมลทิน ออกมาและส่งต่อไปยัง หอกลั่น V1403 เพื่อกลั่นแยก ฟีนอล ต่อไป

พิจารณาหอกลั่น V1401 มีผลิตภัณฑ์ดิบ เข้าหอกลั่นที่ เทอร์รี่ 21 และ stripping steam 1.5 kg/cm<sup>2</sup> ที่ด้านล่างของหอกลั่น การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ เทอร์รี่ ตามการออกแบบดังนี้ ที่ป้อนเข้าสู่แบบจำลอง

ตั้งแต่ tray ที่ 2 – 16 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 2300 mm ;Tray spacing 500 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 1	2
Section ending stage:	STOP_STG3 1	16
Column diameter:	Diameter 1	2.3 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 1	0.337393
Stage:	MAXFLOOD 1	5
Panel:	FLOOD_PANEL 1	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 1	0.060144 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 17 – 60 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 2300 mm ;Tray spacing 600 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 2	17
Section ending stage:	STOP_STG3 2	60



Column diameter:	Diameter 2	2.3 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 2	0.80119
Stage:	MAXFLOOD 2	27
Panel:	FLOOD_PANEL 2	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 2	0.350269 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ด้านล่าง V1401 ซึ่งใช้ อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน E1402 เป็นตัวแลกเปลี่ยนความร้อน โดยใช้ ไอน้ำ ที่ความดัน 18 กก./ซม<sup>2</sup> เข้าที่ด้าน Shell และ สารที่เพิ่มความร้อนเข้าที่ด้าน tube จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ E1402 เป็นแบบ Thermosyphon โดยใช้ค่าการออกแบบ ป้อนเข้าโปรแกรมจำลองดังนี้

Vaporizer type : Thermosyphon.

Program mode : Rating.

Exchanger geometry

Exchanger type.

Front head type N - Integral tubesheet & nonremovable bundle.

Shell type E - One pass shell.

Rear head type N - Integral channel with flat cover.

Exchanger position Vertical.

Tube.

Tube type Plain.

Tube outside diameter 25.4 mm.

Tube wall thickness 2.108 mm.

Tube wall specification minimum.

Tube pitch 31.75 mm.

Tube pattern Triangular.

Tube material Stainless steel 316 L.

Baffles.

Baffle type            single segmental.

Baffle cut (% of diameter)    25.6

Rating / Simulation data.

Shell inside diameter            2000    mm.

Baffle spacing                    608    mm.

Baffle number                    7

Tube length                        5200    mm.

Tube number                        3384

Tube passes                        1

Fouling factor

Shell side            0.0001 hr.m<sup>2</sup>.°C/kcal.

Tube side            0.004 hr.m<sup>2</sup>.°C/kcal.

จากแบบจำลองได้ข้อมูลของ E1402 ดังนี้

Exchanger details.

Calculated heat duty            1.1 X 10<sup>6</sup>    kcal/hr.

Required exchanger area    760 ตารางเมตร

Actual exchanger area        1380 ตารางเมตร

จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1402 ให้พลังงาน 11.6 X 10<sup>6</sup> kcal/hr และมีพื้นผิวสัมผัสที่ 1310 ตารางเมตร ซึ่งใกล้เคียงกับการคำนวณของแบบจำลองที่ใช้ โปรแกรม Aspen B-JAC (เพื่อศึกษาพื้นผิวสัมผัสจากแบบจำลองใกล้เคียงกับการออกแบบหรือไม่)

ส่วนการคำนวณของแบบจำลอง aspen plus ต้องใช้พลังงานคือ 5.9 X 10<sup>6</sup> kcal/hr ซึ่งน้อยกว่าการออกแบบไว้ ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

พิจารณาระบบควบแน่นด้านบนของ V1401 พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องดึงพลังงานออกทั้งหมด 3.42 X 10<sup>6</sup> kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1401 ให้สามารถดึงพลังงาน ได้ 9.89 X 10<sup>6</sup> kcal/hr โดยที่ปริมาณน้ำหล่อเย็นไหลเข้า 990,085 kg/hr และอุณหภูมิขาเข้า 33 °C อุณหภูมิขาออก 38 °C ซึ่งสามารถคำนวณ duty ได้ดังนี้

$$Q = mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.}$$

$$= 990,085 \times 1 \times (43 - 33)$$

$$= 9.9 \times 10^6 \text{ kcal/hr.}$$

แต่ในการใช้งานจริง จะควบคุมน้ำหล่อเย็นขาเข้าอยู่ที่ 30 °C (สามารถทำได้ต่ำถึง 27 °C เนื่องจากมีพัดลมระบายความร้อนขนาดใหญ่ที่ Cooling Tower สํารองไว้) ดังนั้นจึงคำนวณ duty ที่มีอยู่จริงคือ

$$\begin{aligned} Q &= mc_p(T_{\text{out}} - T_{\text{in}}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\ &= 990,085 \times 1 \times (43 - 30) \\ &= 12.87 \times 10^6 \text{ kcal/hr} \end{aligned}$$

ดังนั้น สามารถดึงพลังงานความร้อนออกได้ตามที่ต้องการ

พิจารณา Pump ที่ใช้ที่ V1401 ประกอบด้วย ปั๊ม ที่ด้านล่างของ V1401 คือ P1402 และ Pump ที่ใช้ด้านบนของ V1401 คือ P1403 โดยพิจารณา การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ ปั๊ม ดังนี้

P1402 การไหลสูงสุดที่ทำได้ 42.7 m<sup>3</sup>/hr.

P1403 การไหลสูงสุดที่ทำได้ 44.3 m<sup>3</sup>/hr.

ซึ่งจากแบบจำลอง ด้านล่างมีอัตราการไหลอยู่ที่ 32.34 m<sup>3</sup>/hr และด้านบนมีอัตราการไหลอยู่ที่ 17.8 + 17.8 × 0.4 = 24.92 m<sup>3</sup>/hr. ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

พิจารณาหอกลับตัวต่อไปคือ V1402 ทำหน้าที่แยกอะซิโตน ที่มีความบริสุทธิ์สูงออกจาก คิวมีน และน้ำ ออก และทำการส่งคิวมีน กลับไปทำปฏิกิริยาใหม่

#### 4.1.7 ผลการวิเคราะห์ที่ V1402

หอกลับ V1402 มีอะซิโตน กับ คิวมีน บางส่วน เข้าหอกลับที่ เทรย์ที่ 35 การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ เทรย์ ตามการออกแบบดังนี้ ที่ป้อนเข้าสู่แบบจำลอง

ตั้งแต่ tray ที่ 2 – 3 รูปแบบของ tray คือ Nutter float valve , Number of passes = 2.

Tray geometry ;Diameter 3400 mm ;Tray spacing 700 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 1	2
Section ending stage:	STOP_STG3 1	3
Column diameter:	Diameter 1	3.4 meter

Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 1	0.510627
Stage:	MAXFLOOD 1	2
Panel:	FLOOD_PANEL 1	PANEL A
Section pressure drop:	DP_SECTION3 1	0.007528 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 4 – 26 รูปแบบของ tray คือ Nutter float valve , Number of passes = 2.

Tray geometry ;Diameter 3400 mm ;Tray spacing 600 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 2	4
Section ending stage:	STOP_STG3 2	26
Column diameter:	Diameter 2	3.4 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 2	0.557487
Stage:	MAXFLOOD 2	4
Panel:	FLOOD_PANEL 2	PANEL A
Section pressure drop:	DP_SECTION3 2	0.083219 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้น แบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 27 – 32 รูปแบบของ tray คือ Nutter float valve , Number of passes = 2.

Tray geometry ;Diameter 3400 mm ;Tray spacing 600 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 3	27
Section ending stage:	STOP_STG3 3	32
Column diameter:	Diameter 3	3.4 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 3	0.46773

Stage:	MAXFLOOD 3	27
Panel:	FLOOD_PANEL 3	PANEL A
Section pressure drop:	DP_SECTION3 3	0.021595 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้น แบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 33 – 36 รูปแบบของ tray คือ Nutter float valve , Number of passes = 2.

Tray geometry ;Diameter 3400 mm ;Tray spacing 500 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 4	33
Section ending stage:	STOP_STG3 4	36
Column diameter:	Diameter 4	3.4 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 4	0.487951
Stage:	MAXFLOOD 4	33
Panel:	FLOOD_PANEL 4	PANEL A
Section pressure drop:	DP_SECTION3 4	0.014602 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 37 – 60 รูปแบบของ tray คือ Nutter float valve , Number of passes = 2.

Tray geometry ;Diameter 3300 mm ;Tray spacing 500 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 5	37
Section ending stage:	STOP_STG3 5	60
Column diameter:	Diameter 5	3.4 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 5	0.464853
Stage:	MAXFLOOD 5	37

Panel:	FLOOD_PANEL 5	PANEL A
Section pressure drop:	DP_SECTION3 5	0.093005 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้น แบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ ด้านล่างของ V1402 พบว่า Duty จากแบบจำลองใช้พลังงานทั้งหมด  $6.18 \times 10^6$  kcal/hr. จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ 2 ชุด ประกอบด้วย E1404 มี duty  $1.75 \times 10^6$  kcal/hr และ E1413 มี duty  $5.82 \times 10^6$  kcal/hr ดังนั้นจึงมี duty รวม  $7.57 \times 10^6$  kcal/hr จึงพอเพียงพอต่อการให้พลังงานที่ด้านล่างของหอแรก

พิจารณาระบบควบแน่นด้านบนของหอกลั่น V1402 พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องตั้งพลังงานออกทั้งหมด  $7.34 \times 10^6$  kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1406 ให้สามารถตั้งพลังงาน ได้  $10.97 \times 10^6$  kcal/hr โดยที่ ปริมาณน้ำหล่อเย็นไหลเข้า 2,194,690 kg/hr และอุณหภูมิขาเข้า 33 °C อุณหภูมิขาออก 38 °C ซึ่งสามารถคำนวณ duty ได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\
 &= 2,194,690 \times 1 \times (38 - 33) \\
 &= 10.97 \times 10^6 \text{ kcal/hr.}
 \end{aligned}$$

แต่ในการใช้งานจริง จะควบคุมน้ำหล่อเย็นขาเข้าอยู่ที่ 30 °C (สามารถทำได้ต่ำถึง 27 °C เนื่องจากมีพัดลมระบายความร้อนขนาดใหญ่ที่ Cooling Tower สำรองไว้อยู่) ดังนั้นจึงคำนวณ duty ที่มีอยู่จริงคือ

$$\begin{aligned}
 Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\
 &= 2,194,690 \times 1 \times (38 - 30) \\
 &= 17.56 \times 10^6 \text{ kcal/hr}
 \end{aligned}$$

พิจารณา Pump ที่ใช้ที่ V1402 ประกอบด้วย Pump ที่ด้านล่างของ V1402 คือ P1404 และ Pump ที่ใช้ด้านบนของ V1402 คือ P1405 โดยพิจารณา การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ ปัม ดังนี้

P1404 การไหลสูงสุดที่ทำได้  $143.9 \text{ m}^3/\text{hr.}$

P1405 การไหลสูงสุดที่ทำได้  $122.7 \text{ m}^3/\text{hr.}$

ซึ่งจากแบบจำลอง ด้านล่างมีอัตราการไหลอยู่ที่  $130 \text{ m}^3/\text{hr}$  และด้านบนมีอัตราการไหลอยู่ที่  $0.1 + 0.1 \times 600 = 61.1 \text{ m}^3/\text{hr}$ . ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง อะซิโตนที่มีความบริสุทธิ์สูงจะถูกแยกออกที่ เทรย์ที่ 3 โดยมีอัตราการไหลออกจากแบบจำลองอยู่ที่  $17.48 \text{ m}^3/\text{hr}$  ซึ่งที่ 100% ในการออกแบบ อัตราการไหลอยู่ที่  $17.79 \text{ m}^3/\text{hr}$  ซึ่งมีความใกล้เคียงกันมาก ส่วนความบริสุทธิ์ของ อะซิโตน ที่ทางเจ้าของเทคโนโลยีต้องการ ต้องไม่ต่ำกว่าร้อยละ 99.90 ส่วนการจำลองสามารถได้ ความบริสุทธิ์ของอะซิโตน อยู่ที่ร้อยละ 99.98 ส่วนการทำงานเดินเครื่องจริง จะได้ความบริสุทธิ์ของ อะซิโตน อยู่ที่ร้อยละ 99.97 ซึ่งมีความใกล้เคียงกับแบบจำลองมาก

หอกลิ้น V1403 จะทำหน้าที่กั้นแยก คิวมีน, AMS และ ฟีนอล บางส่วน ออกที่ด้านบนของหอกลิ้น และส่งต่อไปยังหน่วยดีสตอร์กลับมากลิ้นใหม่ ส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่างของหอกลิ้น V1403 จะเหลือ ฟีนอลและสารมลทิน ซึ่งส่งต่อไปยัง หอกลิ้น V1404 เพื่อกั้นแยก ฟีนอลต่อไป

#### 4.1.8 ผลการวิเคราะห์ที่ V1403

พิจารณาสารที่เข้า หอกลิ้น V1403 ประกอบด้วย ฟีนอล, คิวมีน , AMS, สารมลทิน เข้าหอกลิ้นที่เทรย์ 57 ซึ่งมีทั้งหมด 100 เทรย์ การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ เทรย์ ตามการออกแบบดังนี้ ที่ป้อนเข้าสู่แบบจำลอง

ตั้งแต่ tray ที่ 2 – 3 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3600 mm ;Tray spacing 950 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 1	2	
Section ending stage:	STOP_STG3 1	3	
Column diameter:	Diameter 1	3.6 meter	ก า ร
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 1	0.419199	
Stage:	MAXFLOOD 1	2	
Panel:	FLOOD_PANEL 1		
Section pressure drop:	DP_SECTION3 1	0.010876 kg/sqcm	

จำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 4 – 6 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3600 mm ;Tray spacing 800 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 2	4
Section ending stage:	STOP_STG3 2	6
Column diameter:	Diameter 2	3.6 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 2	0.427116
Stage:	MAXFLOOD 2	4
Panel:	FLOOD_PANEL 2	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 2	0.015564 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 7 – 9 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3600 mm ;Tray spacing 650 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 3	7
Section ending stage:	STOP_STG3 3	9
Column diameter:	Diameter 3	3.6 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 3	0.373667
Stage:	MAXFLOOD 3	7
Panel:	FLOOD_PANEL 3	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 3	0.015341 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้



ตั้งแต่ tray ที่ 10 – 12 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3600 mm ;Tray spacing 450 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 4	10
Section ending stage:	STOP_STG3 4	12
Column diameter:	Diameter 4	3.6 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 4	0.444235
Stage:	MAXFLOOD 4	10
Panel:	FLOOD_PANEL 4	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 4	0.015312 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 13 – 100 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3600 mm ;Tray spacing 400 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 5	13
Section ending stage:	STOP_STG3 5	100
Column diameter:	Diameter 5	3.6 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 5	0.462793
Stage:	MAXFLOOD 5	13
Panel:	FLOOD_PANEL 5	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 5	0.444177 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ด้านล่าง V1403 ซึ่งใช้ Heat exchanger E1407 เป็นตัวแรก เปลี่ยนความร้อน โดยใช้ ไอน้ำ ที่ความดัน 18 กก./ซม<sup>2</sup> เข้าที่ด้าน Shell และ สารที่เพิ่มความร้อน เข้าที่ด้าน tube จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่อง แลกเปลี่ยนความร้อนให้ E1407 เป็นแบบ Thermosyphon โดยใช้ค่าการออกแบบป้อนเข้า โปรแกรมจำลองดังนี้

Vaporizer type : Thermosyphon.

Program mode : Rating.

Exchanger geometry

Exchanger type.

Front head type N - Integral tubesheet & nonremovable bundle.

Shell type E - One pass shell.

Rear head type N - Integral channel with flat cover.

Exchanger position Vertical.

Tube.

Tube type Plain.

Tube outside diameter 25.4 mm.

Tube wall thickness 2.108 mm.

Tube wall specification minimum.

Tube pitch 31.75 mm.

Tube pattern Rectangular.

Tube material Stainless steel 304 L.

Baffles.

Baffle type single segmental.

Baffle cut (% of diameter) 25.5

Rating / Simulation data.

Shell inside diameter 1670 mm.

Baffle spacing 475 mm.

Baffle number 7

Tube length 4200 mm.

Tube number 2000

Tube passes	1
Fouling factor	
Shell side	0.0001 hr.m <sup>2</sup> .°C/kcal.
Tube side	0.0004 hr.m <sup>2</sup> .°C/kcal.

จากแบบจำลองได้ข้อมูลของ E1407 ดังนี้

Exchanger details.

Calculated heat duty	1.74 X 10 <sup>6</sup> kcal/hr.
Required exchanger area	112 ตารางเมตร
Actual exchanger area	664 ตารางเมตร

จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1407 ให้พลังงาน 8.69 X 10<sup>6</sup> kcal/hr และมีพื้นผิวสัมผัสที่ 670 ตารางเมตร ซึ่งใกล้เคียงกับการคำนวณของแบบจำลองที่ใช้ โปรแกรม Aspen B-JAC. (เพื่อศึกษาพื้นผิวสัมผัสจากแบบจำลองใกล้เคียงกับการออกแบบหรือไม่)

ส่วนการคำนวณของแบบจำลอง aspen plus ต้องใช้พลังงานคือ 3.02 X 10<sup>6</sup> kcal/hr ซึ่งน้อยกว่าการออกแบบไว้ ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

พิจารณาระบบควบแน่นด้านบนของ V1403 พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องดึงพลังงานออกทั้งหมด 3.01 X 10<sup>6</sup> kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1408 ให้สามารถดึงพลังงาน ได้ 8.36 X 10<sup>6</sup> kcal/hr โดยที่ปริมาณน้ำหล่อเย็นไหลเข้า 836,918 kg/hr และอุณหภูมิเข้า 33 °C อุณหภูมิขาออก 43 °C ซึ่งสามารถคำนวณ duty ได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\
 &= 836,918 \times 1 \times (43 - 33) \\
 &= 8.36 \times 10^6 \text{ kcal/hr.}
 \end{aligned}$$

แต่ในการใช้งานจริง จะควบคุมน้ำหล่อเย็นขาเข้าอยู่ที่ 30 °C (สามารถทำได้ต่ำถึง 27 °C เนื่องจากมีพัดลมระบายความร้อนขนาดใหญ่ที่ Cooling Tower สำรองไว้) ดังนั้นจึงคำนวณ duty ที่มีอยู่จริงคือ

$$\begin{aligned}
 Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\
 &= 836,918 \times 1 \times (43 - 30) \\
 &= 10.88 \times 10^6 \text{ kcal/hr}
 \end{aligned}$$

ดังนั้น สามารถดึงพลังงานความร้อนออกได้ตามที่ต้องการ

พิจารณา Pump ที่ใช้ที่ V1403 ประกอบด้วย บั้ม ที่ด้านล่างของ V1403 คือ P1406 และ Pump ที่ใช้ด้านบนของ V1403 คือ P1408 โดยพิจารณา การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ บั้ม ดังนี้

P1406 การไหลสูงสุดที่ทำได้ 34 m<sup>3</sup>/hr.

P1409 การไหลสูงสุดที่ทำได้ 72 m<sup>3</sup>/hr.

ซึ่งจาก แบบจำลอง ด้านล่างมีอัตราการไหลอยู่ที่ 24.03 m<sup>3</sup>/hr และด้านบนมีอัตราการไหลอยู่ที่ 5.6 + 5.6 X 6 = 39.2 m<sup>3</sup>/hr. ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

#### 4.1.9 ผลการวิเคราะห์ที่ V1404

หอกลิ้น V1404 จะทำหน้าที่กั้นแยกฟีนอล ออกที่ เทรย์ 5 ของหอกลิ้นและส่งต่อไปยัง V1406 ส่วนสารในสายออกด้านล่างของหอกลิ้น V1404 ประกอบด้วย สารมลทิน ,ฟีนอล บางส่วนส่งต่อไปยัง หอกลิ้น V1405 เพื่อกั้นแยก ฟีนอลออกจากสารมลทิน พิจารณาสารที่ส่งต่อมายังหอกลิ้น V1404 ประกอบด้วย สารมลทิน ,ฟีนอล เข้าหอกลิ้นที่ เทรย์ 30 ซึ่งมีทั้งหมด 42 เทรย์ การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ เทรย์ ตามการออกแบบ ดังนี้ ที่ป้อนเข้าสู่แบบจำลอง

ตั้งแต่ tray ที่ 2 – 5 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3100 mm ;Tray spacing 800 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 1	2
Section ending stage:	STOP_STG3 1	5
Column diameter:	Diameter 1	3.1 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 1	0.7957
Stage:	MAXFLOOD 1	2
Panel:	FLOOD_PANEL 1	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 1	0.040746 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 6 – 15 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3100 mm ;Tray spacing 750 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 2	6
Section ending stage:	STOP_STG3 2	15
Column diameter:	Diameter 2	3.1 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 2	0.735035
Stage:	MAXFLOOD 2	6
Panel:	FLOOD_PANEL 2	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 2	0.084972 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 16 – 29 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3100 mm ;Tray spacing 650 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 3	16
Section ending stage:	STOP_STG3 3	29
Column diameter:	Diameter 3	3.1 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 3	0.665365
Stage:	MAXFLOOD 3	16
Panel:	FLOOD_PANEL 3	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 3	0.100966 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้น แบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 30 – 42 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 3100 mm ;Tray spacing 450 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 4	30
Section ending stage:	STOP_STG3 4	42
Column diameter:	Diameter 4	3.1 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 4	0.689833
Stage:	MAXFLOOD 4	30
Panel:	FLOOD_PANEL 4	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 4	0.085341 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ด้านล่าง V1404 ซึ่งใช้อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน E1412 เป็นตัวแลกเปลี่ยนความร้อน โดยใช้ ใช้น้ำ ที่ความดัน 18 กก./ซม<sup>2</sup> เข้าที่ด้าน Shell และ สารที่เพิ่มความร้อนเข้าที่ด้าน tube จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ E1412 เป็นแบบ Thermosyphon โดยใช้ค่าการออกแบบ ป้อนเข้าโปรแกรมจำลองดังนี้

Vaporizer type : Thermosyphon.

Program mode : Rating.

Exchanger geometry

Exchanger type.

Front head type N - Integral tubesheet & nonremovable bundle.

Shell type E - One pass shell.

Rear head type N - Integral channel with flat cover.

Exchanger position Vertical.

Tube.

Tube type Plain.

Tube outside diameter 25.4 mm.

Tube wall thickness 2.108 mm.

Tube wall specification	minimum.
Tube pitch	31.75 mm.
Tube pattern	Triangular.
Tube material	Stainless steel 304 L.

#### Baffles.

Baffle type	single segmental.
Baffle cut (% of diameter)	25.5

#### Rating / Simulation data.

Shell inside diameter	1220 mm.
Baffle spacing	328 mm.
Baffle number	9
Tube length	3700 mm.
Tube number	1200
Tube passes	1

#### Fouling factor

Shell side	0.0001 hr.m <sup>2</sup> .°C/kcal.
Tube side	0.0005 hr.m <sup>2</sup> .°C/kcal.

จากแบบจำลองได้ข้อมูลของ E1407 ดังนี้

#### Exchanger details.

Calculated heat duty	1.26 X 10 <sup>6</sup> kcal/hr.
Required exchanger area	71 ตารางเมตร
Actual exchanger area	342 ตารางเมตร

จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1412 ให้พลังงาน 5.29 X 10<sup>6</sup> kcal/hr และมีพื้นผิวสัมผัสที่ 342 ตารางเมตร ซึ่งใกล้เคียงกับการคำนวณของแบบจำลองที่ใช้ โปรแกรม Aspen B-JAC. (เพื่อศึกษาพื้นผิวสัมผัสจากแบบจำลองใกล้เคียงกับการออกแบบหรือไม่)

ส่วนการคำนวณของแบบจำลอง aspen plus ต้องใช้พลังงานคือ 5.09 X 10<sup>6</sup> kcal/hr ซึ่งน้อยกว่าการออกแบบไว้ ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

พิจารณาระบบควบแน่นด้านบนของ V1404 พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องดึงพลังงานออกทั้งหมด 4.78 X 10<sup>6</sup> kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้

จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1413 ให้สามารถดึงพลังงาน ได้  $5.82 \times 10^6$  kcal/hr ดังนั้นสามารถดึงพลังงานความร้อนออกได้ตามที่ต้องการ

พิจารณา ปุ่ม ที่ใช้ที่ V1404 ประกอบด้วย P1406 ที่ใช้ดึง ฟีนอล ออกที่ เทอร์ย์ 5 และที่ด้านบนของ V1404 คือ P1411 โดยพิจารณา การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ ปุ่ม ดังนี้

P1412 การไหลสูงสุดที่ทำได้ 33 m<sup>3</sup>/hr.

P1411 การไหลสูงสุดที่ทำได้ 48 m<sup>3</sup>/hr.

ซึ่งจาก แบบจำลอง P1412 มีอัตราการไหลอยู่ที่ 22.82 m<sup>3</sup>/hr และด้านบนมีอัตราการไหลอยู่ที่  $0.1 + 0.1 \times 400 = 40.1$  m<sup>3</sup>/hr. ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

หอกลิ้น V1405 จะทำหน้าที่กั้นแยก ฟีนอล ออกที่ด้านบนของหอกลิ้นและส่งกลับไปยัง V1404 ส่วนด้านล่างของหอกลิ้น V1404 ประกอบด้วย สารมลทินและฟีนอลที่ไม่สามารถกั้นแยกได้ส่งต่อไปยัง ถังเก็บเพื่อนำไปเป็น น้ำมันเตา

#### 4.1.10 ผลการวิเคราะห์ที่ V1405

พิจารณาสารที่ส่งต่อมายังหอกลิ้น V1405 ประกอบด้วย สารมลทินและฟีนอล เข้าหอกลิ้นที่ เทอร์ย์ 1 ซึ่งมีทั้งหมด 8 เทอร์ย์ การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ เทอร์ย์ ตามการออกแบบดังนี้ ที่ป้อนเข้าสู่แบบจำลอง

ตั้งแต่ tray ที่ 1 – 8 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 900 mm ;Tray spacing 600 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 1	2
Section ending stage:	STOP_STG3 1	8
Column diameter:	Diameter 1	0.9 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 1	0.138194
Stage:	MAXFLOOD 1	7
Panel:	FLOOD_PANEL 1	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 1	0.031934 kg/sqcm



การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ด้านล่าง V1405 ซึ่งใช้ อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน E1409 เป็นตัวแลกเปลี่ยนความร้อน โดยใช้ ใช้น้ำ ที่ความดัน 18 กก./ซม<sup>2</sup> เข้าที่ด้าน Shell และ สารที่เพิ่มความร้อนเข้าที่ด้าน tube จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ E1409 เป็นแบบ Thermosyphon โดยใช้ค่าการออกแบบ ป้อนเข้าโปรแกรมจำลองดังนี้

Vaporizer type : Thermosyphon.

Program mode : Rating.

Exchanger geometry

Exchanger type.

Front head type N – Bonnet bolted or Integral with tubesheet.

Shell type E - One pass shell.

Rear head type N - Integral channel with flat cover.

Exchanger position Vertical.

Tube.

Tube type Plain.

Tube outside diameter 25.4 mm.

Tube wall thickness 2.108 mm.

Tube wall specification minimum.

Tube pitch 31.75 mm.

Tube pattern Triangular.

Tube material Stainless steel 304 L.

Baffles.

Baffle type single segmental.

Baffle cut (% of diameter) 25.5

Rating / Simulation data.

Shell inside diameter 940 mm.

Baffle spacing 300 mm.

Baffle number 5

Tube length	2200 mm.
Tube number	600
Tube passes	1
Fouling factor	
Shell side	0.0001 hr.m <sup>2</sup> .°C/kcal.
Tube side	0.001 hr.m <sup>2</sup> .°C/kcal.

จากแบบจำลองได้ข้อมูลของ E1407 ดังนี้

Exchanger details.

Calculated heat duty	5 X 10 <sup>4</sup> kcal/hr.
Required exchanger area	11 ตารางเมตร
Actual exchanger area	100 ตารางเมตร

จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1409 ให้พลังงาน 0.345 X 10<sup>6</sup> kcal/hr และมีพื้นผิวสัมผัสที่ 96.7 ตารางเมตร ซึ่งใกล้เคียงกับการคำนวณของแบบจำลองที่ใช้ โปรแกรม Aspen B-JAC. (เพื่อศึกษาพื้นผิวสัมผัสจากแบบจำลองใกล้เคียงกับการออกแบบหรือไม่)

ส่วนการคำนวณของแบบจำลอง aspen plus ต้องใช้พลังงานคือ 0.13 X 10<sup>6</sup> kcal/hr ซึ่งน้อยกว่าการออกแบบไว้ ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

พิจารณาระบบควบแน่นด้านบนของ V1405 พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องดึงพลังงานออกทั้งหมด 0.14 X 10<sup>6</sup> kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1411 ให้สามารถดึงพลังงาน ได้ 0.34 X 10<sup>6</sup> kcal/hr โดยที่ปริมาณน้ำหล่อเย็นไหลเข้า 34,064 kg/hr และอุณหภูมิขาเข้า 50 °C อุณหภูมิขาออก 60 °C ซึ่งสามารถคำนวณ duty ได้ดังนี้

$$\begin{aligned}
 Q &= mc_p(T_{out} - T_{in}) \quad \text{โดยที่ } c_p \text{ ของน้ำสถานะของเหลว} = 1 \text{ kcal/kg.} \\
 &= 34,064 \times 1 \times (60 - 50) \\
 &= 0.34 \times 10^6 \text{ kcal/hr.}
 \end{aligned}$$

ดังนั้น สามารถดึงพลังงานความร้อนออกได้ตามที่ต้องการ

พิจารณา Pump ที่ใช้ที่ V1405 ประกอบด้วย ปั๊ม P1410 ที่ใช้ดึง สารมลทินและฟินอลที่ไม่สามารถกลั่นแยกได้ออก โดยพิจารณา การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ ปั๊ม ดังนี้

$$P1410 \text{ การไหลสูงสุดที่ทำได้ } 18.7 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

ซึ่งจาก แบบจำลอง P1410 มีอัตราการไหลอยู่ที่  $13.49 \text{ m}^3/\text{hr}$  ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

#### 4.1.11 ผลการวิเคราะห์ที่ V1406

หอกลับ V1406 จะทำหน้าที่กั้นแยก ฟีนอล ที่มีความบริสุทธิ์สูงออกที่ เทรย์ 6 ของหอกลับ และส่งต่อไปยัง ถังเก็บ ส่วนด้านล่างและด้านบนของหอกลับ V1406 จะได้ ฟีนอลที่มีสารมลทินส่งกลับไปยัง หอกลับ V1404 เพื่อกั้นแยก ฟีนอล ต่อไป

พิจารณาหอกลับ V1406 มี ฟีนอล เข้าหอกลับที่ เทรย์ 36 ซึ่งมีทั้งหมด 41 เทรย์ การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ เทรย์ ตามการออกแบบดังนี้ ที่ป้อนเข้าสู่แบบจำลอง

ตั้งแต่ tray ที่ 2 – 6 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 2700 mm ;Tray spacing 650 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 1	2
Section ending stage:	STOP_STG3 1	6
Column diameter:	Diameter 1	2.7 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 1	0.54591
Stage:	MAXFLOOD 1	2
Panel:	FLOOD_PANEL 1	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 1	0.03432 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 7 – 20 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 2700 mm ;Tray spacing 600 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 2	7
Section ending stage:	STOP_STG3 2	20
Column diameter:	Diameter 2	2.7 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 2	0.53787
Stage:	MAXFLOOD 2	7
Panel:	FLOOD_PANEL 2	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 2	0.08637 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 21 – 35 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 2700 mm ;Tray spacing 550 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 3	21
Section ending stage:	STOP_STG3 3	35
Column diameter:	Diameter 3	2.7 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 3	0.53923
Stage:	MAXFLOOD 3	21
Panel:	FLOOD_PANEL 3	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 3	0.08948 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

ตั้งแต่ tray ที่ 36 – 41 รูปแบบของ tray คือ sieve , Number of passes = 1.

Tray geometry ;Diameter 2700 mm ;Tray spacing 600 mm ;Deck thickness 12 gauge.

ซึ่งผลการจำลองได้ค่าออกมาดังนี้

Section starting stage:	START_STG3 4	36
-------------------------	--------------	----

Section ending stage:	STOP_STG3 4	41
Column diameter:	Diameter 4	2.7 meter
Maximum flooding factor:	FLOOD_FAC6 4	0.55324
Stage:	MAXFLOOD 4	36
Panel:	FLOOD_PANEL 4	
Section pressure drop:	DP_SECTION3 4	0.03939 kg/sqcm

การจำลอง Maximum flooding factor น้อยกว่า 0.85 ดังนั้นแบบจำลองนี้สามารถใช้งานได้

พิจารณาระบบให้ความร้อนที่ด้านล่าง V1406 ซึ่งใช้ อุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน E1417 เป็นตัวแลกเปลี่ยนความร้อน โดยใช้ไอน้ำ ที่ความดัน 18 กก./ซม<sup>2</sup> เข้าที่ด้าน Shell และ สารที่เพิ่มความร้อนเข้าที่ด้าน tube จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนให้ E1417 เป็นแบบ Thermosyphon โดยใช้ค่าการออกแบบ ป้อนเข้าโปรแกรมจำลองดังนี้

Vaporizer type : Thermosyphon.

Program mode : Rating.

Exchanger geometry

Exchanger type.

Front head type N - Integral tubesheet & nonremovable bundle.

Shell type E - One pass shell.

Rear head type N - Integral channel with flat cover.

Exchanger position Vertical.

Tube.

Tube type Plain.

Tube outside diameter 25.4 mm.

Tube wall thickness 2.108 mm.

Tube wall specification minimum.

Tube pitch 31.75 mm.

Tube pattern Triangular.

Tube material Stainless steel 304 L.

## Baffles.

Baffle type                    single segmental.

Baffle cut (% of diameter)    25.7

## Rating / Simulation data.

Shell inside diameter            1860    mm.

Baffle spacing                    586    mm.

Baffle number                    2

Tube length                        2000    mm.

Tube number                        2900

Tube passes                        1

## Fouling factor

Shell side                    0.0001    hr.m<sup>2</sup>.°C/kcal.

Tube side                    0.0005    hr.m<sup>2</sup>.°C/kcal.

จากแบบจำลองได้ข้อมูลของ E1407 ดังนี้

## Exchanger details.

Calculated heat duty            0.8 X 10<sup>6</sup>    kcal/hr.

Required exchanger area    37.8 ตารางเมตร

Actual exchanger area        425 ตารางเมตร

จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน E1417 ให้พลังงาน 6.57 X 10<sup>6</sup> kcal/hr และมีพื้นผิวสัมผัสที่ 433 ตารางเมตร ซึ่งใกล้เคียงกับการคำนวณของแบบจำลองที่ใช้ โปรแกรม Aspen B-JAC. (เพื่อศึกษาพื้นผิวสัมผัสจากแบบจำลองใกล้เคียงกับการออกแบบหรือไม่)

ส่วนการคำนวณของแบบจำลอง aspen plus ต้องใช้พลังงานคือ 4.56 X 10<sup>6</sup> kcal/hr ซึ่งน้อยกว่าการออกแบบไว้ ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

พิจารณาระบบควบแน่นด้านบนของ V1404 พบว่า Duty จากแบบจำลองต้องดึงพลังงานออกทั้งหมด 3.12 X 10<sup>6</sup> kcal/hr จากการออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ไว้ 2 ชุดคือ E1418 ให้สามารถดึงพลังงาน ได้ 6.1 X 10<sup>6</sup> kcal/hr และ E1419 ให้สามารถดึงพลังงาน ได้ 1.88 X 10<sup>6</sup> kcal/hr

ดังนั้น สามารถดึงพลังงานความร้อนออกได้ตามที่ต้องการ

พิจารณา ปัม ที่ใช้ที่ V1406 ประกอบด้วย Pump P1415 ที่ใช้ดึง Phenol ออกที่ด้านล่างของหอกลั่น โดยพิจารณา การออกแบบทางด้านวิศวกรรม ทางเจ้าของเทคโนโลยี ได้จัดทำ ปัม ดังนี้

P1415 การไหลสูงสุดที่ทำได้  $7.2 \text{ m}^3/\text{hr}$ .

ซึ่งจาก แบบจำลอง P1415 มีอัตราการไหลอยู่ที่  $2.03 \text{ m}^3/\text{hr}$  ดังนั้นแบบจำลองอยู่ในช่วงที่สามารถใช้งานได้จริง

ส่วน ฟีนอล ที่มีความบริสุทธิ์สูงจะออกที่ เทอร์รี่ที่ 6 โดยมีอัตราการไหลออกจากแบบจำลองอยู่ที่ 23.8 ตัน/ชม. ซึ่งที่ 100% ในการเดินเครื่องจักร อัตราการไหลอยู่ที่ 23.6 ตัน/ชม. ซึ่งมีความใกล้เคียงกันมาก ส่วนความบริสุทธิ์ของฟีนอล ที่ทางเจ้าของเทคโนโลยีต้องการ ต้องไม่ต่ำกว่าร้อยละ 99.90 ส่วนการจำลองสามารถได้ ความบริสุทธิ์ของฟีนอลอยู่ที่ร้อยละ 99.99 ส่วนการเดินเครื่องจริง จะได้ความบริสุทธิ์ของฟีนอลอยู่ที่ร้อยละ 99.99 ซึ่งมีความใกล้เคียงกับแบบจำลองมาก

## 4.2 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่อุปกรณ์ต่าง ๆ

ผลการจำลองโดยจะใช้ข้อมูลการผลิตที่ร้อยละ 100 110 115 ของการผลิตปกติเพื่อสอบเทียบแบบจำลอง จากนั้นได้ศึกษากรณีศึกษาที่กำลังผลิตร้อยละ 120 125 ของกำลังการผลิตปกติ และพิจารณากรณีที่ดำเนินการผลิตที่ร้อยละ 125 ของสภาวะการดำเนินงานปกติ โดยสมมติให้มี ไดมethylฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) เกิดขึ้นภายในเครื่องปฏิกรณ์ในปริมาณ 1.5 และ 2 เท่า และทำการสอบเทียบผล

### 4.2.1 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ OX1201

กระบวนการผลิต คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ประกอบด้วยออกซิไดเซอร์ 2 ตัว (OX1201, OX1202) ที่ OX1201 เกิด คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ร้อยละ 13-14 และ ไดมethylฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) ร้อยละ 0.5-0.6 ส่วน OX1202 เกิด คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ร้อยละ 26-27 และ ไดมethylฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) ร้อยละ 0.85-0.95 (โดยใช้วิธีเพิ่ม conversion ของปฏิกิริยาในแต่ละกำลังการผลิต) ตารางที่ 2 แสดงปริมาณคิวมีนที่เปลี่ยนเป็น CHP ที่ OX1202 อัตราส่วนปริมาณ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) และ ไดมethylฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) จะแปรผันตามปริมาณการผลิต

สารคิวมินที่เข้าสู่ OX1201 แบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ คิวมินป้อนใหม่ และ คิวมินหมุนวน ซึ่งมีอัตราส่วนตามตารางต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.1.1 ปริมาณคิวมินที่เข้าสู่กระบวนการผลิต

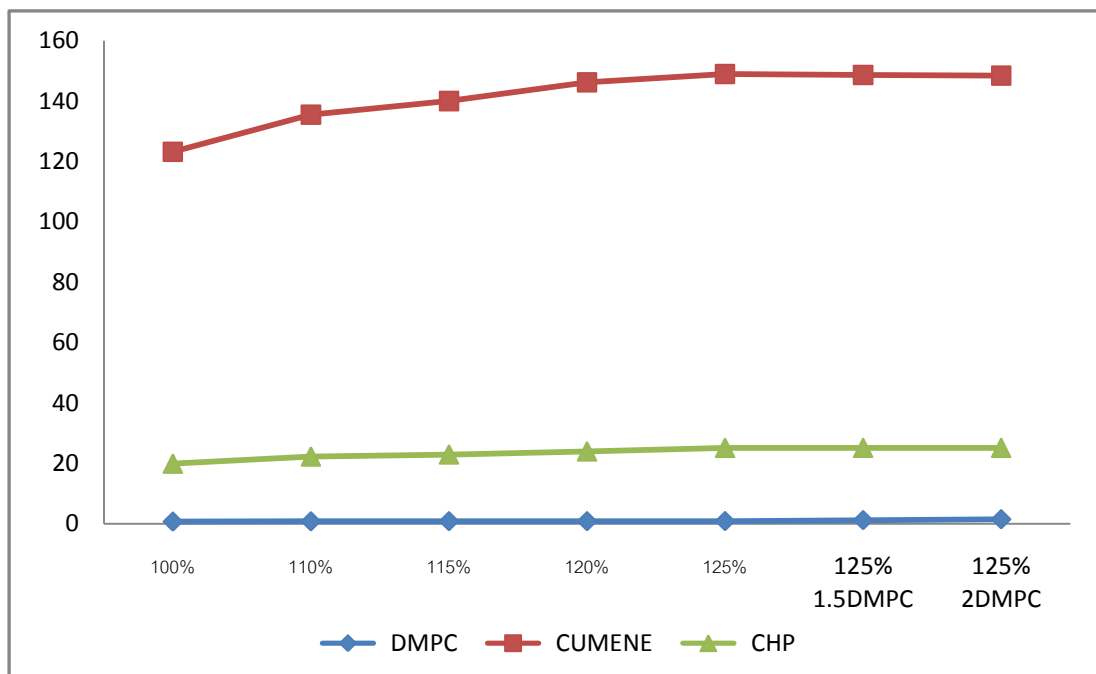
กำลังการผลิต	Cumene Mass Flow tons/hr			Cumene Mass Fractionation	
	Total	Recycle	Fresh	Recycle	Fresh
100%	140	106.9389	33.0611	0.763849229	0.236150771
110%	154	118.0924	35.9076	0.766834084	0.233165916
115%	159	121.4987	37.5013	0.764142723	0.235857277
120%	166	126.8876	39.1124	0.764383355	0.235616645
125%	170	129.563	40.437	0.762135129	0.237864871
125% 1.5DMPC	170	128.9312	41.0688	0.7584191	0.2415809
125% 2DMPC	170	128.4263	41.5737	0.755449106	0.244550894

จากตารางอัตราส่วนปริมาณคิวมินป้อนใหม่จะแปรผันตามปริมาณการผลิต และอัตราส่วนของ คิวมินหมุนวน จะต่างกันเล็กน้อยเพราะขึ้นอยู่กับ การเกิดปฏิกิริยาที่ออกซิไดเซอร์ตัวที่ 1 และ 2

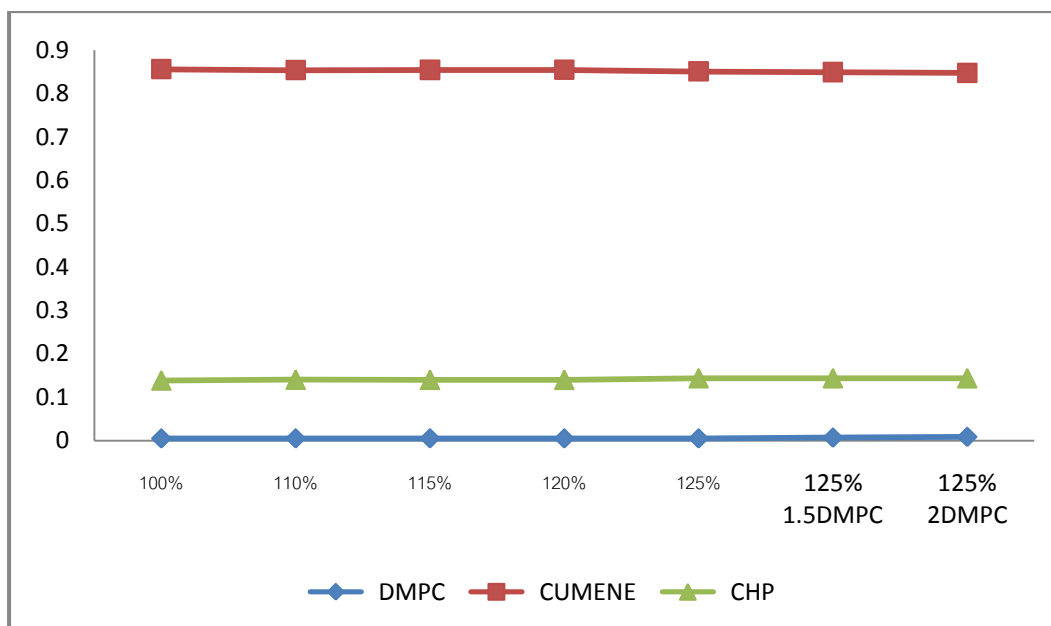


ตารางที่ 4.2.1.2 ปฏิกริยาที่เกิดขึ้นใน OX1201

กำลังการผลิต	OX1201 Mass Flow tons/hr			OX1201 Mass Fractionation		
	CUMENE	CHP	DMPC	CUMENE	CHP	DMPC
100%	123.2089	19.9622	0.71024	0.85615	0.138714	0.00493531
110%	135.487	22.3118	0.79255	0.85415	0.140659	0.00499642
115%	139.9744	22.9831	0.84063	0.85438	0.140286	0.00513106
120%	146.1229	23.9894	0.84059	0.85459	0.1403	0.00491612
125%	148.8729	25.1624	0.87042	0.85099	0.143834	0.00497551
125% 1.5DMPC	148.5981	25.1625	1.20059	0.84915	0.143789	0.00686069
125% 2DMPC	148.3482	25.1626	1.50076	0.84748	0.143748	0.00857349



ภาพที่ 4.2.1.1 ปริมาณสารที่ออกจาก OX1201 (ton/hr)



ภาพที่ 4.2.1.2 อัตราส่วนสารที่ออกจาก OX1201

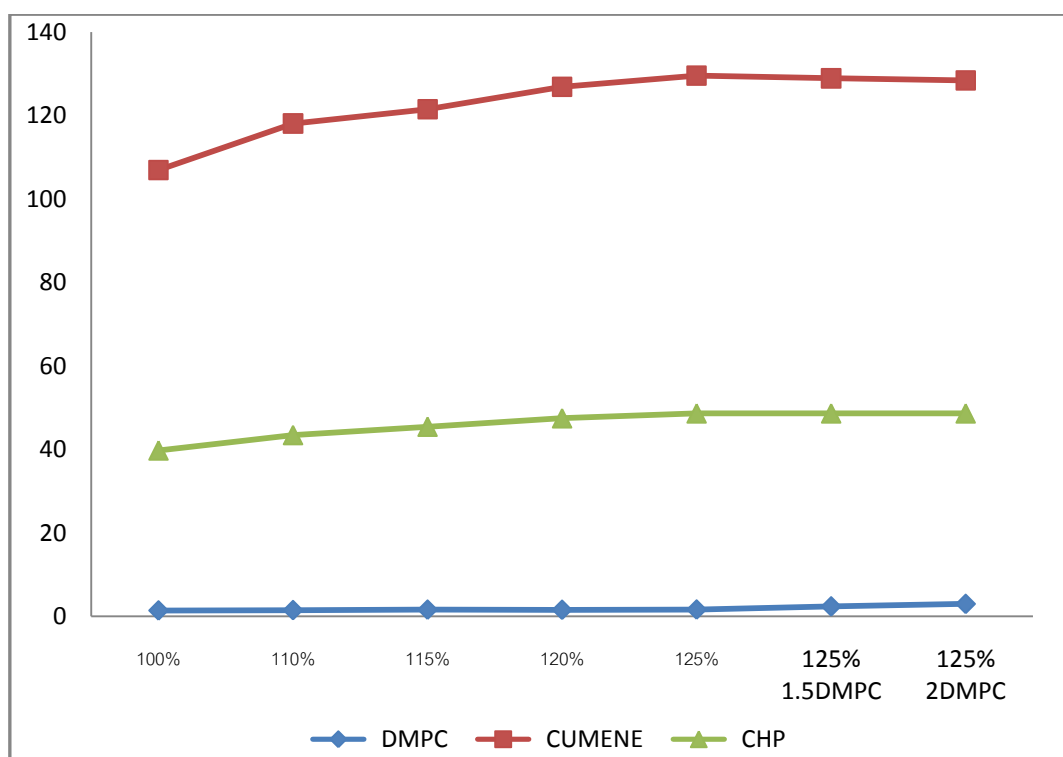
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) และไดเมทิลฟีนิลคาร์บินอล (DMPC) จะแปรผันตามปริมาณการผลิตและอัตราส่วนของคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP)และ ไดเมทิลฟีนิล คาร์บินอล (DMPC) จะต่างกันขึ้นอยู่กับการจำลอง การเกิดปฏิกิริยาที่ออกซิไดเซอร์ตัวที่ 1 หรือ OX1201.

#### 4.2.2 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ OX1202

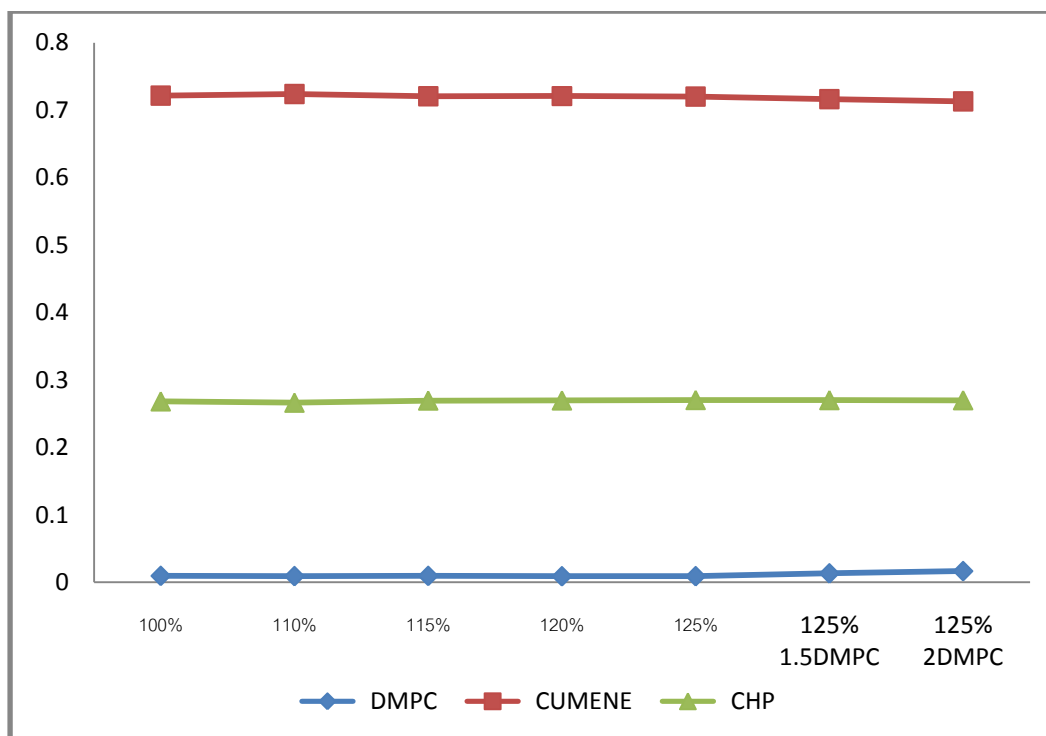
การศึกษาสารที่ได้จากการทำปฏิกิริยา ที่ Oxidizer 2 หรือ OX1202 แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.2.1 ปฏิกริยาที่เกิดขึ้นใน OX1202

กำลังการผลิต	OX1201 Mass Flow tons/hr			OX1201 Mass Fractionation		
	CUMENE	CHP	DMPC	CUMENE	CHP	DMPC
100%	106.9389	39.7584	1.43085	0.72186	0.268379	0.00966
110%	118.0924	43.4496	1.51307	0.7241	0.266417	0.00928
115%	121.4987	45.4633	1.62124	0.72056	0.269623	0.00961
120%	126.8876	47.4763	1.5912	0.72099	0.269765	0.00904
125%	129.563	48.6489	1.65099	0.72019	0.270422	0.00918
125% 1.5DMPC	128.9312	48.6491	2.4015	0.71621	0.270244	0.01334
125% 2DMPC	128.4263	48.6492	3.00192	0.71303	0.270102	0.01667



ภาพที่ 4.2.2.1 ปริมาณสารที่ออกจาก OX1202 (ton/hr)



ภาพที่ 4.2.2.2 อัตราส่วนสารที่ออกจาก OX1202

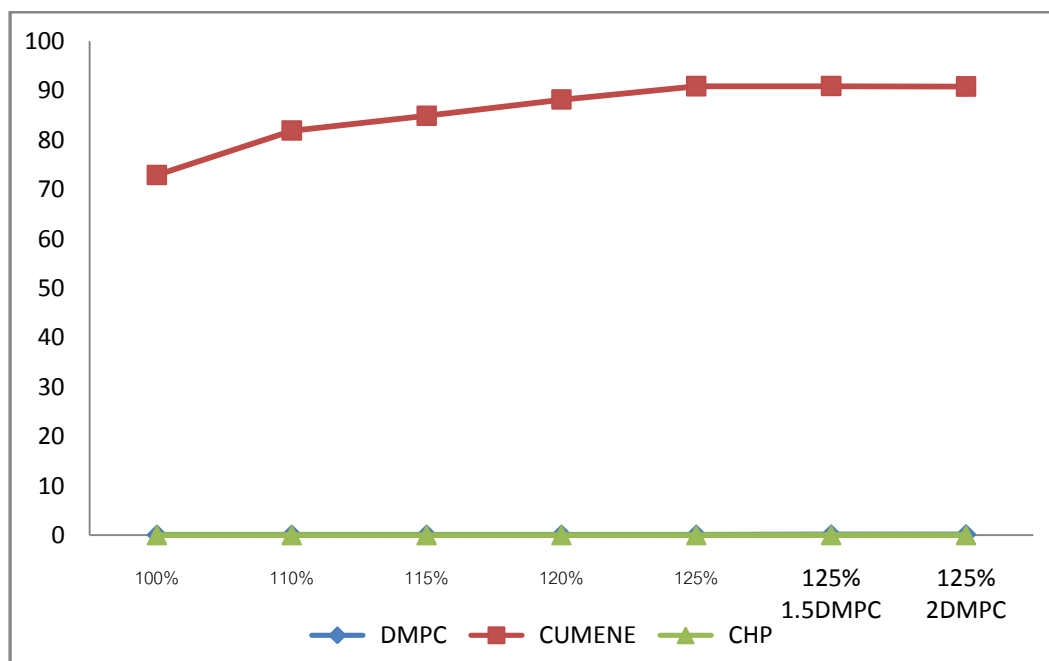
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) และไดเมทิลพีนอลคาร์บินอล (DMPC) จะแปรผันตามปริมาณการผลิตและอัตราส่วนของคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP)และ ไดเมทิลพีนอล คาร์บินอล (DMPC) จะต่างกันขึ้นอยู่กับการจำลอง การเกิดปฏิกิริยาที่ออกซิไดเซอร์ตัวที่ 2 หรือ OX1202.

#### 4.2.3 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1301

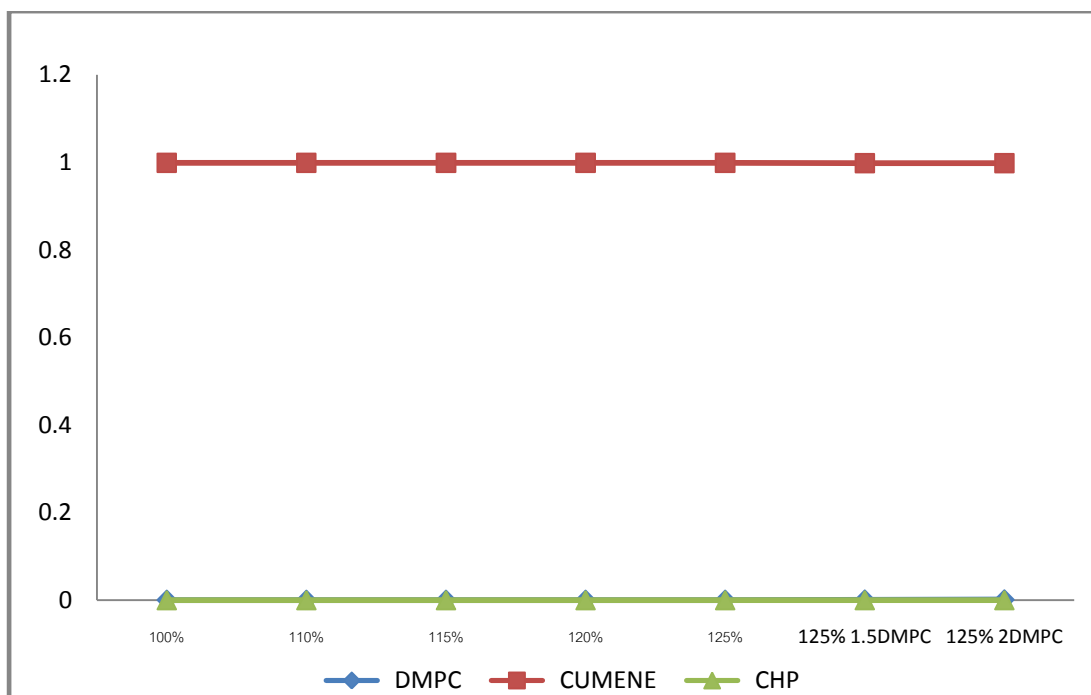
ผลการจำลองการเพิ่มความเข้มข้นของคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) ในแต่ละกำลังการผลิตที่ หอกสั้นแรก (Preflash column) หรือ V1301 แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.3.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1301

กำลังการผลิต	OVHD V1301 Mass Flow tons/hr			OVHD V1301 Mass Fraction		
	CUMENE	DMPC	CHP	CUMENE	DMPC	CHP
100%	72.9235	0.0545795	0.007456	0.99895	0.00075	0.0001021
110%	81.9069	0.052395	0.007058	0.99887	0.00064	8.61E-05
115%	84.8978	0.0594017	0.008073	0.9988	0.00070	9.50E-05
120%	88.1948	0.0601674	0.008777	0.99881	0.00068	9.94E-05
125%	90.8841	0.068571	0.010275	0.99873	0.00075	0.0001129
125% 1.5DMPC	90.8998	0.1023583	0.010772	0.99835	0.00112	1.18E-04
125% 2DMPC	90.8216	0.1301563	0.011129	0.99804	0.00143	0.0001223



ภาพที่ 4.2.3.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1301 (ton/hr)

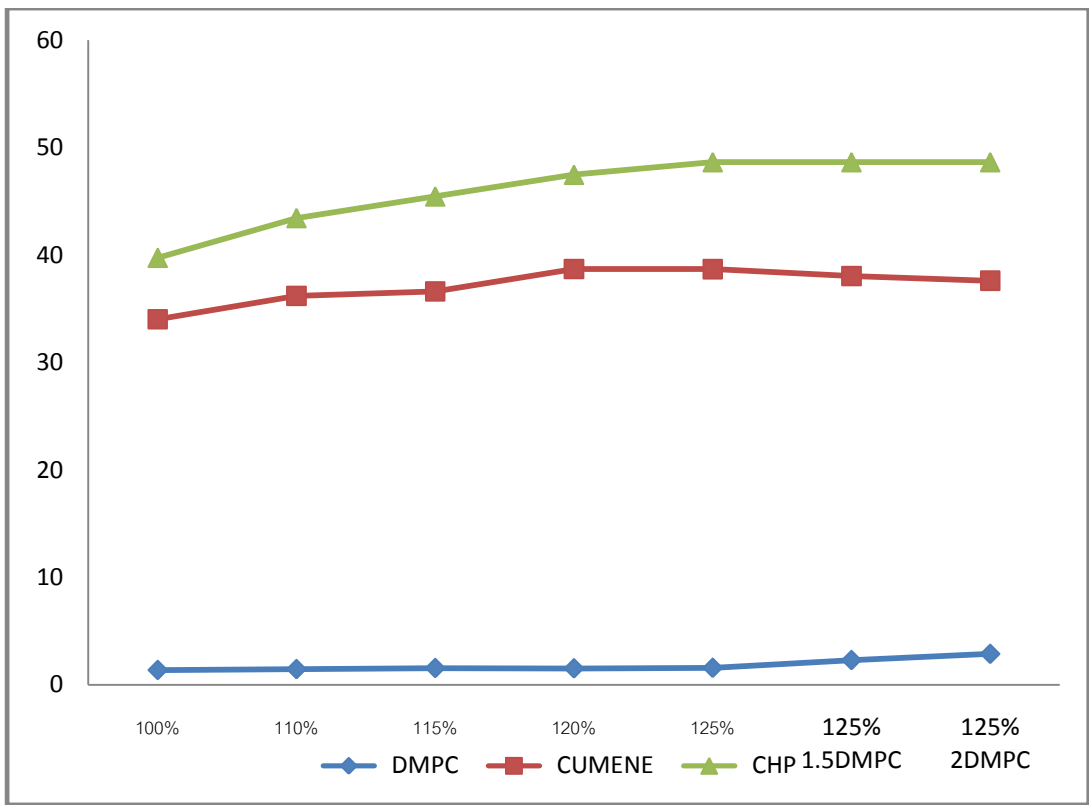


ภาพที่ 4.2.3.2 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1301

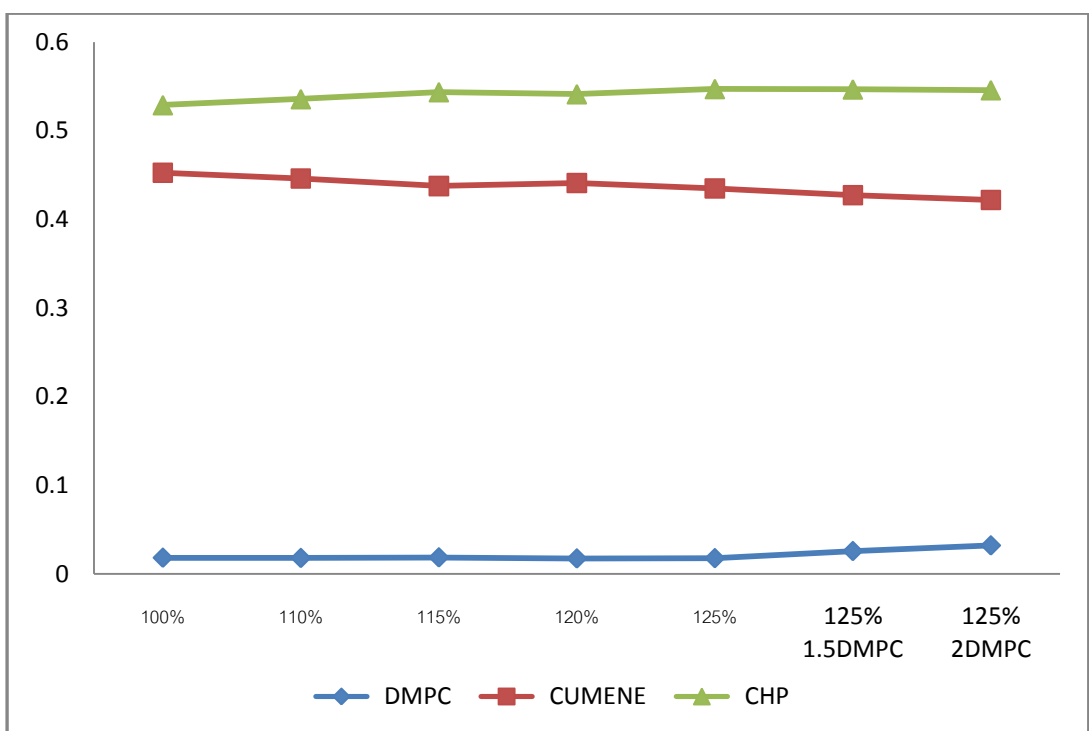
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณคิวมีน จะแปรผันตามปริมาณการผลิต และอัตราส่วนของคิวมีน ,คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) และไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) ในการผลิตจริงใกล้เคียงกันกับแบบจำลอง ที่สายออกด้านล่าง V1301

ตารางที่ 4.2.3.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1301

กำลังการผลิต	Btm V1301 Mass Flow tons/hr			Btm V1301 Mass Fractionation		
	CHP	CUMENE	DMPC	CHP	CUMENE	DMPC
100%	39.75096	34.0154	1.37627	0.5290067	0.45268	0.018315
110%	43.44254	36.1855	1.46068	0.5357409	0.44625	0.018013
115%	45.45519	36.6009	1.56184	0.5436058	0.43772	0.018678
120%	47.46749	38.6928	1.53103	0.5413018	0.44124	0.017459
125%	48.63863	38.6789	1.58241	0.5471168	0.43508	0.017800
125% 1.5DMPC	48.63831	38.0314	2.29914	0.546689	0.42747	0.025842
125% 2DMPC	48.63809	37.6047	2.87176	0.5457929	0.42198	0.032225



ภาพที่ 4.2.3.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1301 (ton/hr)



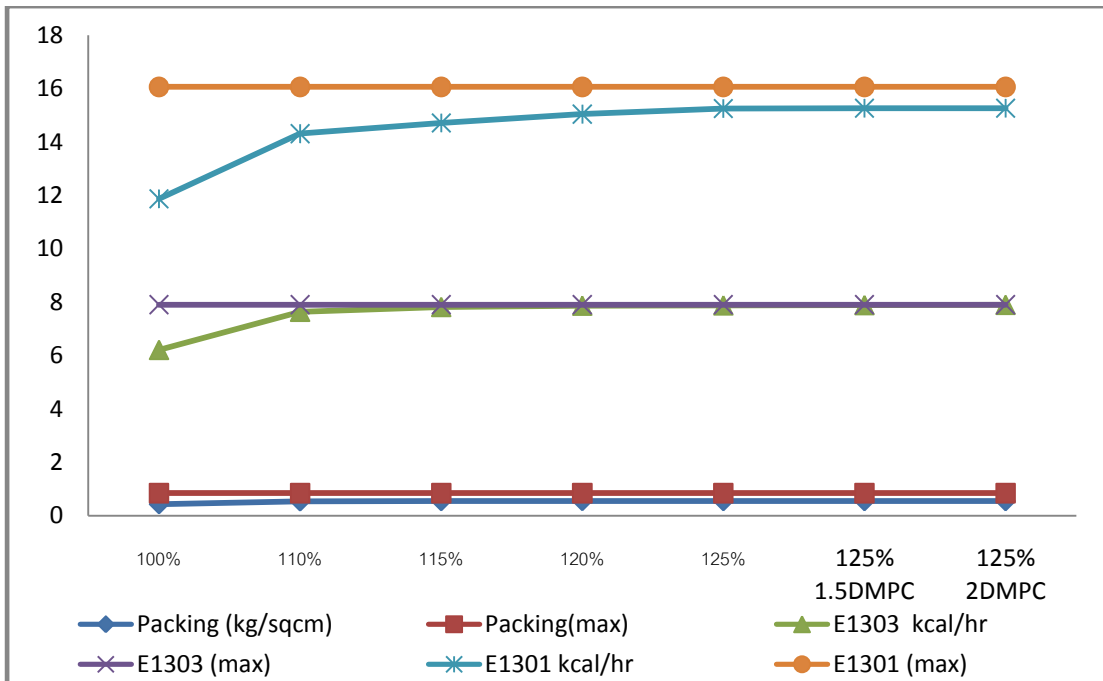
ภาพที่ 4.2.3.4 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1301

จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณคิวมีนจะแปรผันตามปริมาณการผลิต และอัตราส่วนของ คิวมีน ,คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) และไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มีความแตกต่างกันเล็กน้อย เนื่องจากตัวแปรในการปรับสภาวะของแบบจำลอง ที่สายออกด้านล่าง V1301

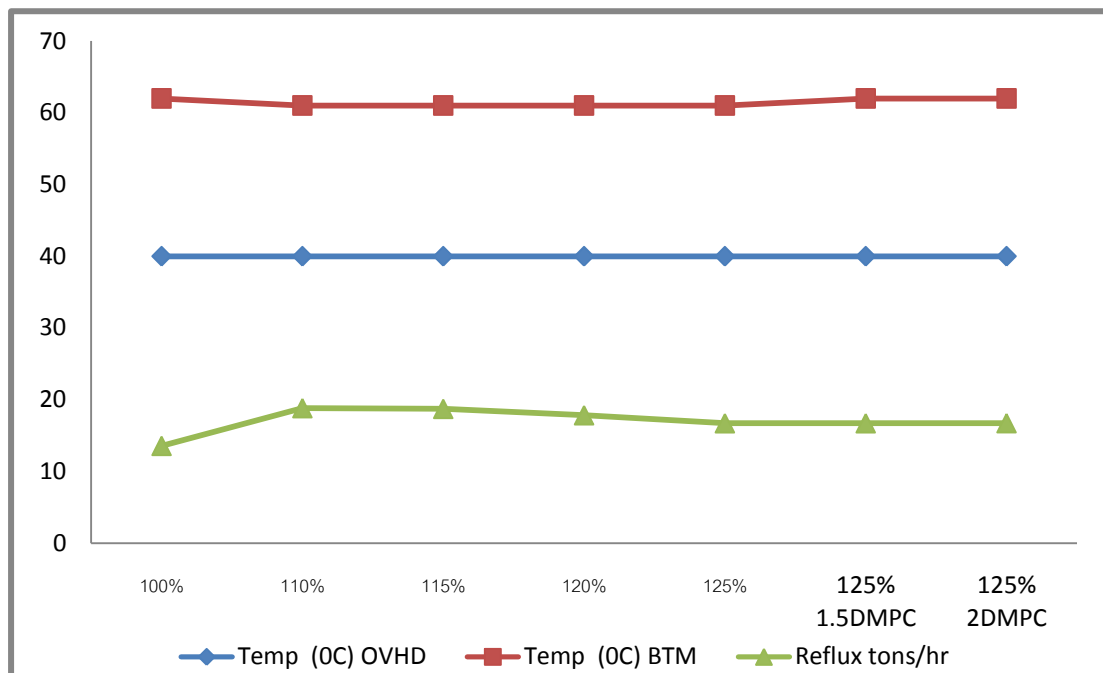
ตารางที่ 4.2.3.3 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1301

กำลังการผลิต	Packing	E1303 Boiler	E1301 Condenser	Temperature (°C)		Reflux
	Maximum	kcal/hr	kcal/hr			
100%	0.43971038	6.21	11.87	OVHD	BTM	tons/hr
110%	0.54359838	7.64	14.31	40	62	13.548
115%	0.55356462	7.82	14.71	40	61	18.82
120%	0.55619411	7.87	15.04	40	61	18.72
125%	0.55260826	7.88	15.25	40	61	17.83
125% 1.5DMPC	0.55225143	7.89	15.26	40	61	16.71
125% 2DMPC	0.55146181	7.9	15.26	40	62	16.71
Design	0.85(max)	7.908	10.03	-	-	-
Actual	-	-	16.06	-	-	-





ภาพที่ 4.2.3.5 สภาวะการทำงานของ packing, reboiler, condenser ที่ V1301



ภาพที่ 4.2.3.6 สภาวะการทำงานของ temperature, reflux ที่ V1301

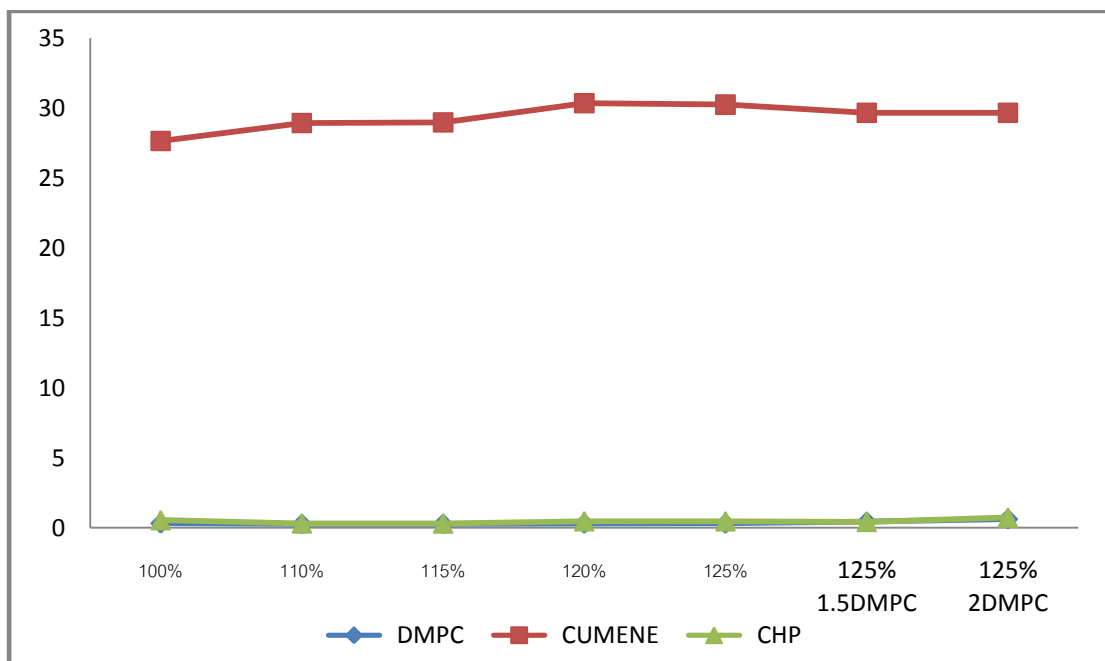
จากตารางและกราฟพบว่า เมื่อมีการเพิ่มกำลังการผลิตขึ้น ต้องใช้หม้อต้มซ้ำ(reboiler)มากขึ้น เพื่อทำความเข้มข้น คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) ในสายด้านล่างให้ได้ตามที่ต้องการ เมื่อกำลังการผลิตเพิ่มขึ้นเกินกว่า 120% จะต้องมีการปรับ รีฟลักซ์ (reflux) ลดลง เพื่อทำสมดุลของหอกลิ้นใหม่ ให้อยู่ในค่าการออกแบบ ส่วนตัวแปรตัวอื่นยังอยู่ในสภาวะการทำงาน ที่ยอมรับได้

#### 4.2.4 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1302

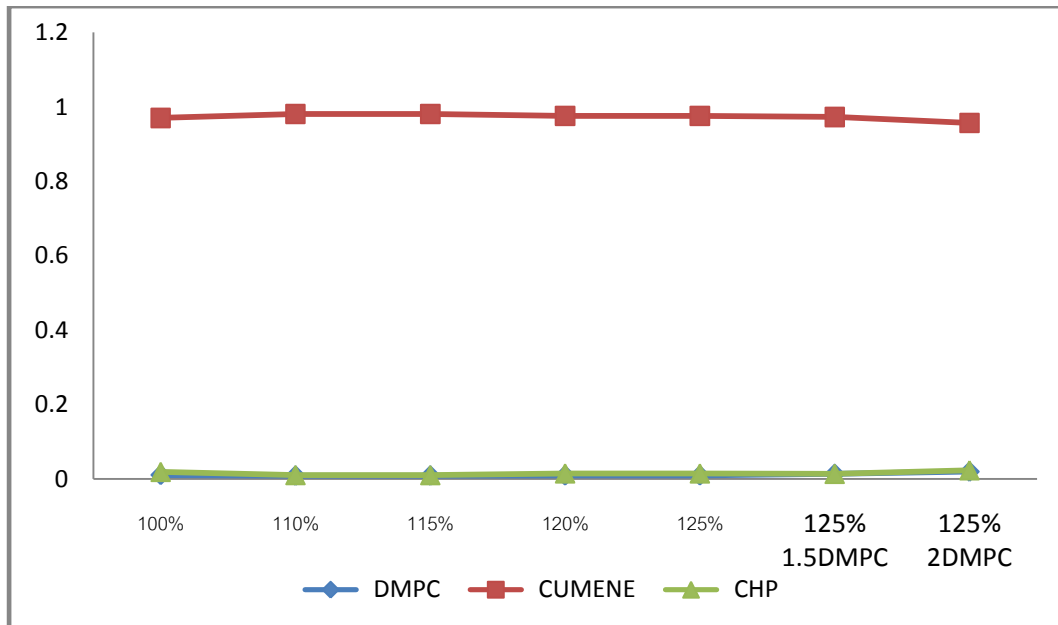
ผลการจำลองการเพิ่มความเข้มข้นของคิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) ในแต่ละกำลังการผลิตที่ หอกลิ้นสอง(Flash column) หรือ V1302 แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.4.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1302

กำลังการผลิต	OVHD V1302 Mass Flow tons/hr			OVHD V1302 Mass Fractionation		
	DMPC	CUMENE	CHP	DMPC	CUMENE	CHP
100%	0.31012	27.65117	0.53872	0.01088	0.97022	0.0189
110%	0.26262	28.92911	0.30826	0.00890	0.98065	0.01045
115%	0.26918	28.97726	0.30355	0.00911	0.98062	0.01027
120%	0.29374	30.34256	0.46370	0.00945	0.97564	0.01491
125%	0.29754	30.24301	0.45964	0.00960	0.97557	0.01483
125% 1.5DMPC	0.41539	29.66760	0.41702	0.01362	0.97271	0.01367
125% 2DMPC	0.61141	29.66656	0.72202	0.01972	0.95699	0.02329



ภาพที่ 4.2.4.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1302 (ton/hr)

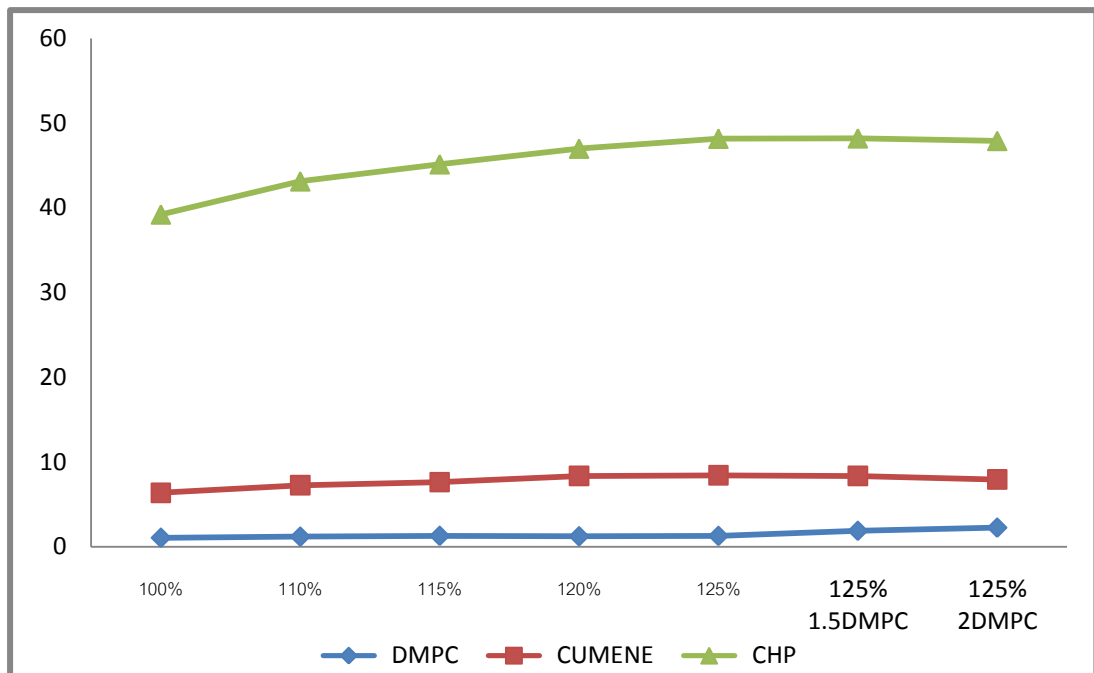


ภาพที่ 4.2.4.2 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1302

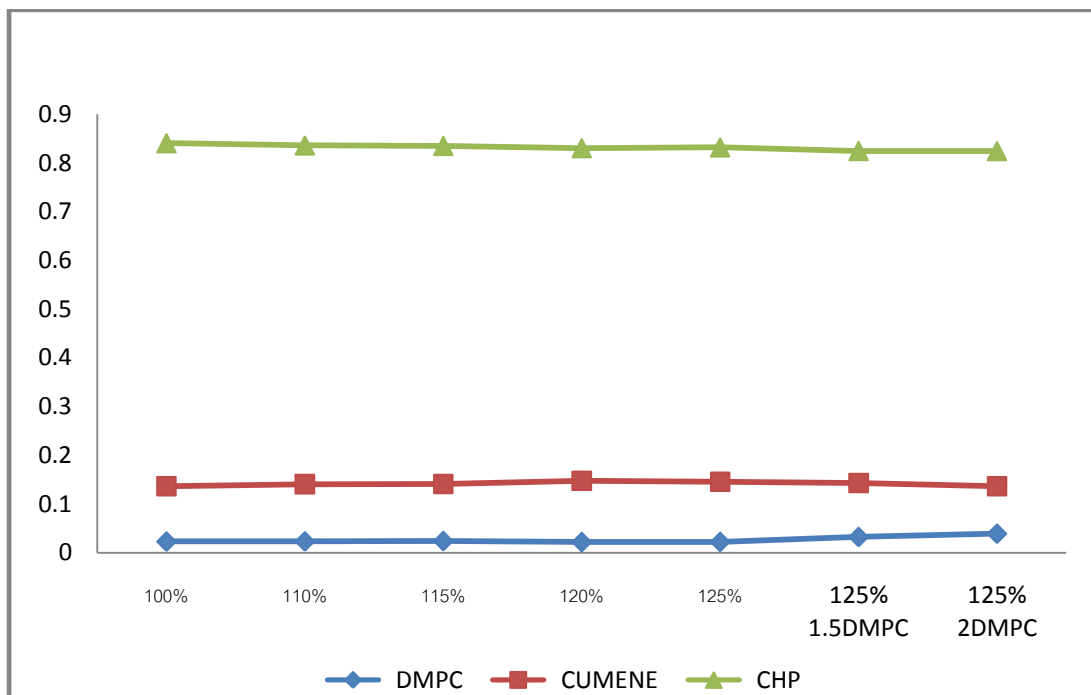
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณคิวมีนจะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่ กำลังการผลิต 125% และมี ไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า พบว่า อัตราส่วนของคิวมีนลดลง และ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) , ไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) แสดงว่าการกลั่นแยกที่ V1302 เริ่มมีความผิดปกติขึ้น

ตารางที่ 4.2.4.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1302

กำลังการผลิต	Btm V1302 Mass Flow tons/hr			Btm V1302 Mass Fractionation		
	DMPC	CUMENE	CHP	DMPC	CUMENE	CHP
100%	1.06616	6.36424	39.21224	0.02286	0.13645	0.8407
110%	1.19805	7.25640	43.13428	0.02322	0.14066	0.83612
115%	1.29266	7.62363	45.15164	0.02391	0.14100	0.83509
120%	1.23729	8.35027	47.00379	0.02186	0.14755	0.83058
125%	1.28487	8.43585	48.17899	0.02219	0.14570	0.83211
125% 1.5DMPC	1.88375	8.36384	48.22129	0.03222	0.14305	0.82473
125% 2DMPC	2.26035	7.93815	47.91607	0.03889	0.13659	0.82451



ภาพที่ 4.2.4.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1302 (ton/hr)

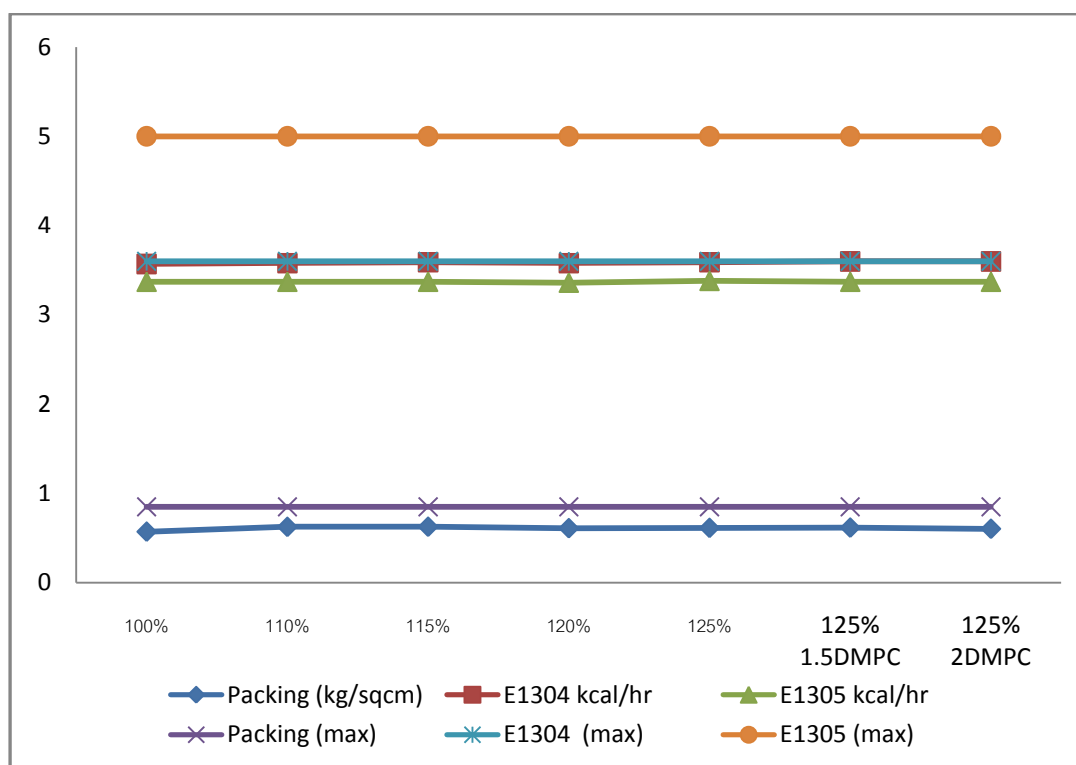


ภาพที่ 4.2.4.4 ปริมาณอัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1302

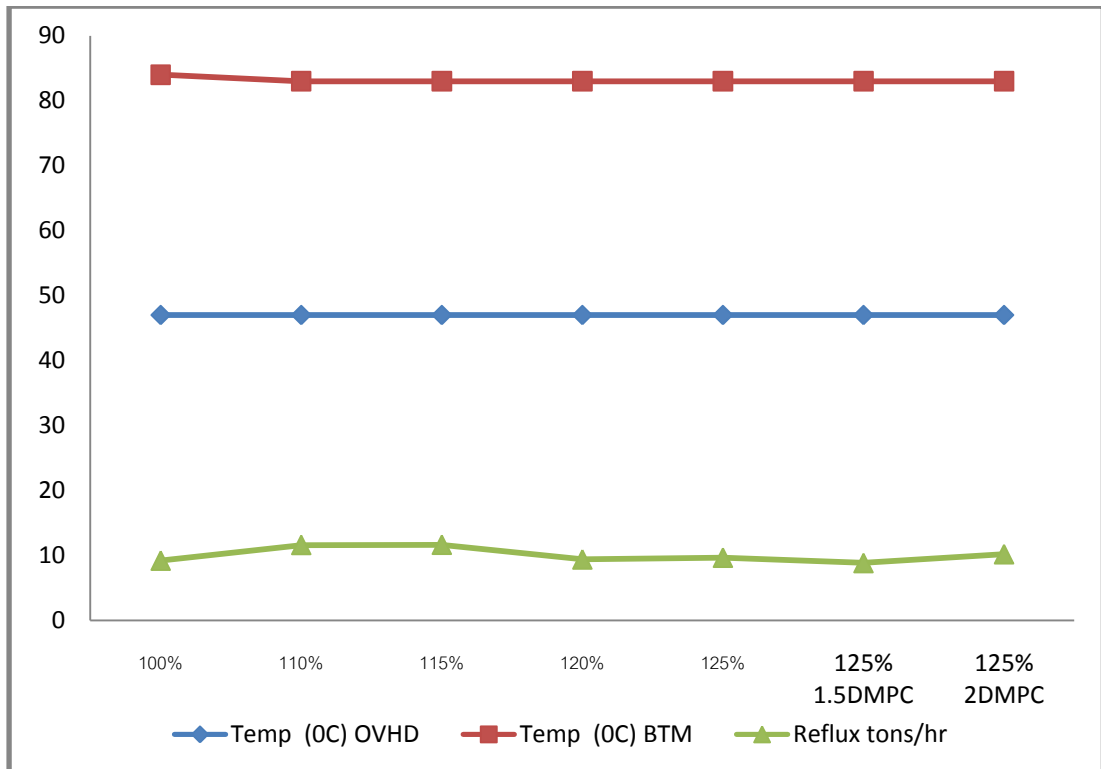
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่ที่กำลงการผลิต 125% และมี ไดเมทิลฟีนอล คาร์บีนอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า พบว่าปริมาณของ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์(CHP) ลดลง แสดงว่าการกลั่นแยกที่ V1302 เริ่มมีความผิดปกติขึ้น และมีแนวโน้มที่จะได้ผลผลิตไม่ถึง 125%

ตารางที่ 4.2.4.3 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1302

กำลังการผลิต	Packing (kg/sqcm)	E1304	E1305	Temperature (°C)		Reflux tons/hr
		Boiler kcal/hr	Condenser kcal/hr	OVHD	BTM	
100%	0.57104442	3.57	3.37	47	84	9.2
110%	0.62468196	3.58	3.37	47	83	11.6
115%	0.62584457	3.59	3.37	47	83	11.63
120%	0.60980269	3.58	3.36	47	83	9.38
125%	0.61314275	3.59	3.38	47	83	9.65
125% 1.5DMPC	0.61594076	3.6	3.37	47	83	8.83
125% 2DMPC	0.60328537	3.6	3.37	47	83	10.18
Design	-	3.6	3.11	-	-	-
Actual	-	-	5	-	-	-



ภาพที่ 4.2.4.5 สภาวะการทำงานของ packing, reboiler, condenser ที่ V1302



ภาพที่ 4.2.4.6 สภาวะการทำงานของ temperature, reflux ที่ V1302

จากตารางและกราฟพบว่าต้องใช้ หม้อต้มซ้ำ (reboiler) ใกล้เคียงกับค่าการออกแบบตั้งแต่ 100% เพื่อทำความเข้มข้น คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ในสายด้านล่างให้ได้ตามที่ต้องการ เมื่อ กำลังการผลิตเพิ่มขึ้น จะต้องมีการปรับ รีฟลักซ์ (reflux) เพื่อทำสมดุลของหอกถันใหม่ ให้อยู่ในสภาวะการทำงานที่เหมาะสม ส่วนตัวแปรตัวอื่นยังอยู่ในสภาวะการทำงาน ที่ยอมรับได้

#### 4.2.5 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ D1304

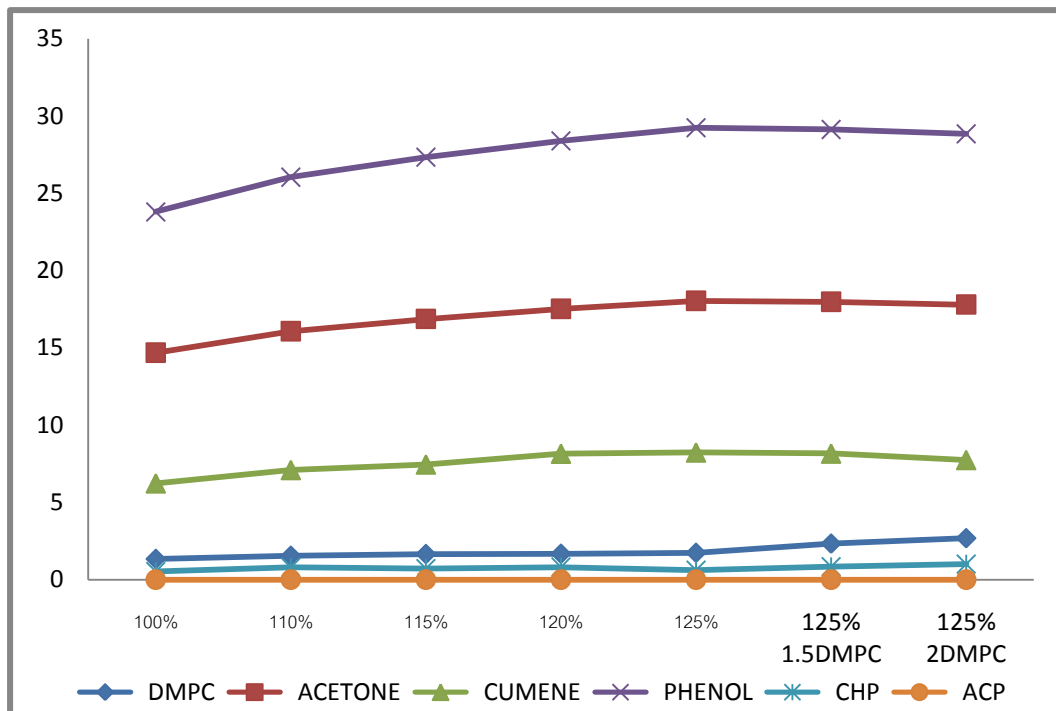
ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นใน D1304 แสดงในตารางและกราฟต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.5.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304

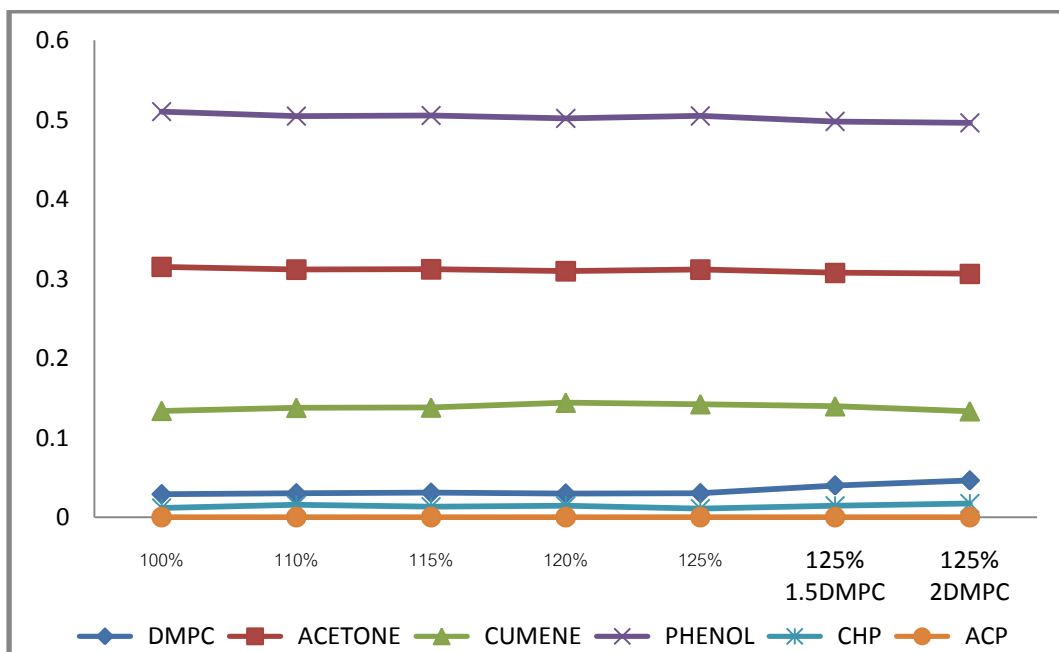
กำลังการผลิต	D1304 Mass Flow tons/hr					
	DMPC	ACETONE	CUMENE	PHENOL	CHP	ACP
100%	1.35	14.6931	6.239	23.809	0.546	0.005
110%	1.555	16.076	7.099	26.05	0.803	0.006
115%	1.667	16.8712	7.4584	27.338	0.726	0.006
120%	1.685	17.528	8.1528	28.402	0.816	0.006
125%	1.747	18.0466	8.2319	29.243	0.624	0.006
125% 1.5DMPC	2.343	17.9775	8.1614	29.131	0.849	0.006
125% 2DMPC	2.693	17.8046	7.7471	28.851	1.011	0.006

ตารางที่ 4.2.5.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304

กำลังการผลิต	D1304 Mass Fractionation					
	DMPC	ACETONE	CUMENE	PHENOL	CHP	ACP
100%	0.0289	0.315	0.1338	0.5104	0.012	0.00011
110%	0.0301	0.3116	0.1376	0.5049	0.016	0.00011
115%	0.0308	0.31202	0.1379	0.5056	0.013	0.00011
120%	0.0298	0.30972	0.1441	0.5019	0.014	0.00011
125%	0.0302	0.31167	0.1422	0.505	0.011	0.00011
125% 1.5DMPC	0.0401	0.30745	0.1396	0.4982	0.015	0.00011
125% 2DMPC	0.0463	0.30635	0.1333	0.4964	0.017	0.00011



ภาพที่ 4.2.5.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304 (ton/hr)



ภาพที่ 4.2.5.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ D1304

จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่กำลังการผลิต 125% และมี ไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า



พบว่าอัตราส่วนของฟีนอลลดลง เนื่องจากการกลั่นแยกที่ V1302 ไม่สามารถกลั่นแยกได้เหมาะสม ทำให้ คิวมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ที่จะแตกตัวเป็นฟีนอลลดลง

#### 4.2.6 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ E1305

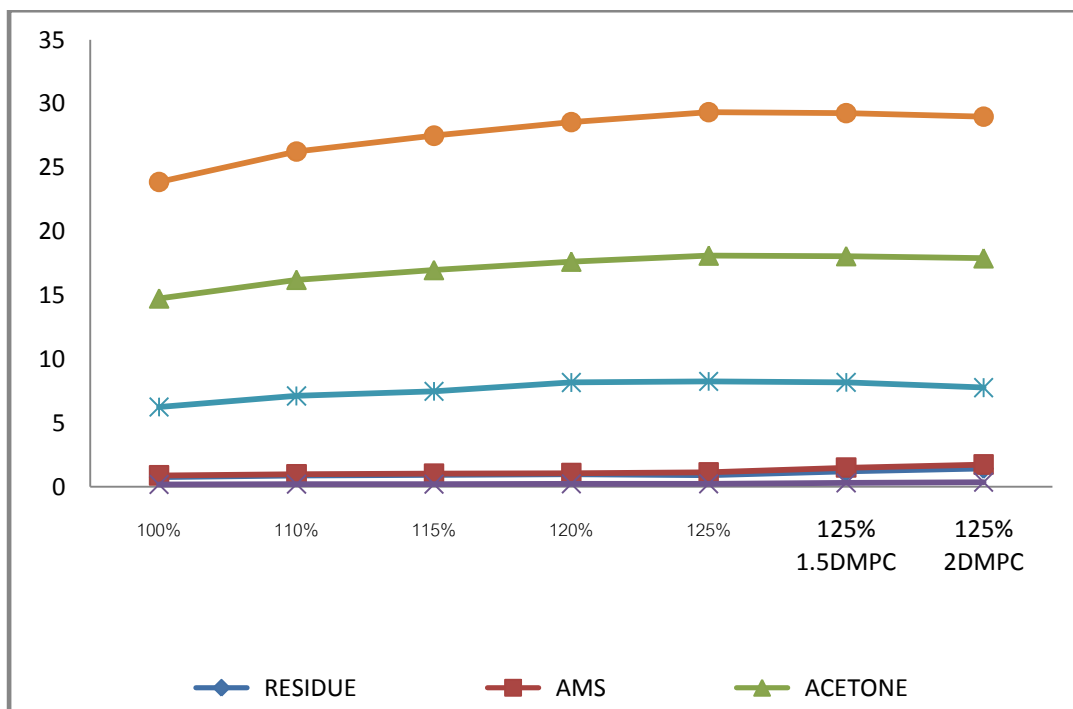
ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นใน E1305 แสดงในตารางและกราฟต่อไปนี้

##### ตารางที่ 4.2.6.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ E1305

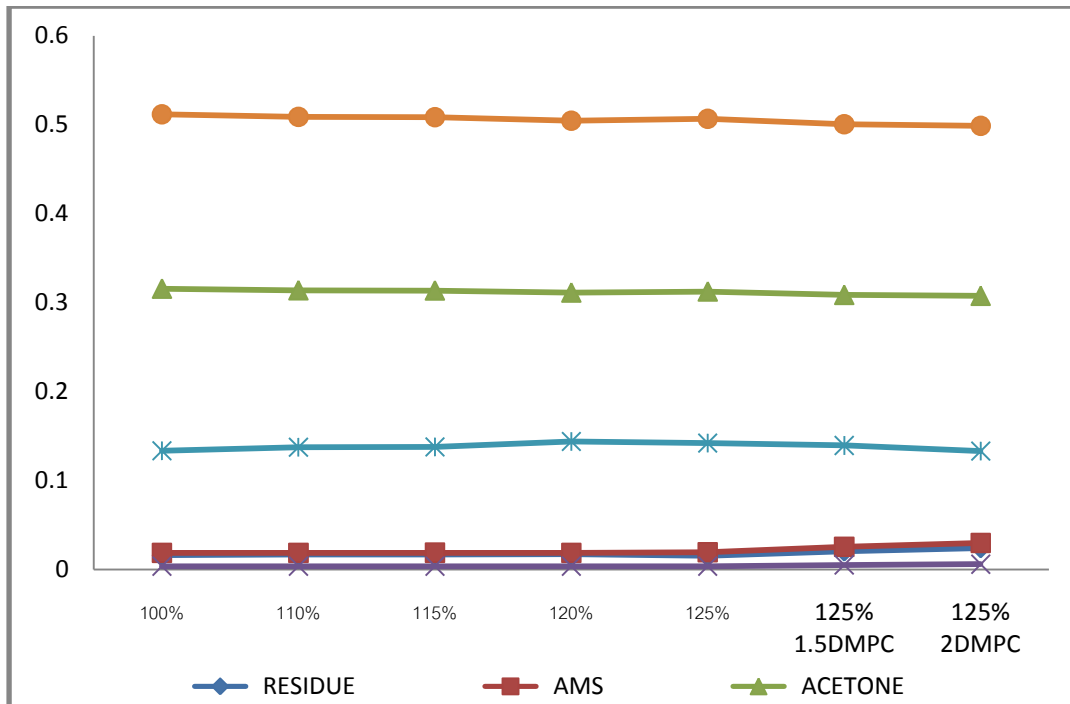
กำลังการผลิต	E1305 Mass Flow tons/hr					
	RESIDUE	AMS	ACETONE	WATER	CUMENE	PHENOL
100%	0.756957	0.87519	14.72806	0.17677	6.23903	23.86539
110%	0.875114	0.97135	16.19534	0.2036	7.099	26.24297
115%	0.923557	1.02313	16.96258	0.21268	7.45836	27.4862
120%	0.976081	1.06136	17.62286	0.22063	8.1528	28.55613
125%	0.893419	1.11884	18.09897	0.22741	8.23195	29.32762
125% 1.5DMPC	1.204154	1.48985	18.05416	0.30282	8.16137	29.25501
125% 2DMPC	1.409987	1.73522	17.88582	0.35269	7.74712	28.98222

ตารางที่ 4.2.6.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ E1305

กำลังการผลิต	E1305 Mass Fractionation					
	RESIDUE	AMS	ACETONE	WATER	CUMENE	PHENOL
100%	0.016228	0.01876	0.315748	0.00379	0.13376	0.51164
110%	0.016963	0.01883	0.313918	0.00395	0.1376	0.508673
115%	0.017081	0.01892	0.313714	0.00393	0.13794	0.508343
120%	0.017247	0.01875	0.311393	0.0039	0.14406	0.504582
125%	0.01543	0.01932	0.312573	0.00393	0.14217	0.506494
125% 1.5DMPC	0.020594	0.02548	0.308764	0.00518	0.13958	0.500323
125% 2DMPC	0.024261	0.02986	0.30775	0.00607	0.1333	0.498679



ภาพที่ 4.2.6.1 ปริมาณสารต่างๆที่ได้จากปฏิกิริยาการแตกตัวที่ E1305 (ton/hr)



ภาพที่ 4.2.6.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ได้จากปฏิบัติการแตกตัวที่ E1305

จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า พบว่าอัตราส่วนของฟีนอลลดลง เนื่องจากการกลั่นแยกที่ V1302 ไม่สามารถกลั่นแยกได้เหมาะสม ทำให้คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ที่จะแตกตัวเป็นฟีนอลลดลง รวมทั้งเมื่อไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มากขึ้น ทำให้ปริมาณการทำปฏิกิริยากับ คิวมีนไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) มากขึ้น ส่งผลทำให้เกิดสารมลทิน (Residue) มากขึ้น ตามลำดับ

#### 4.2.7 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1401

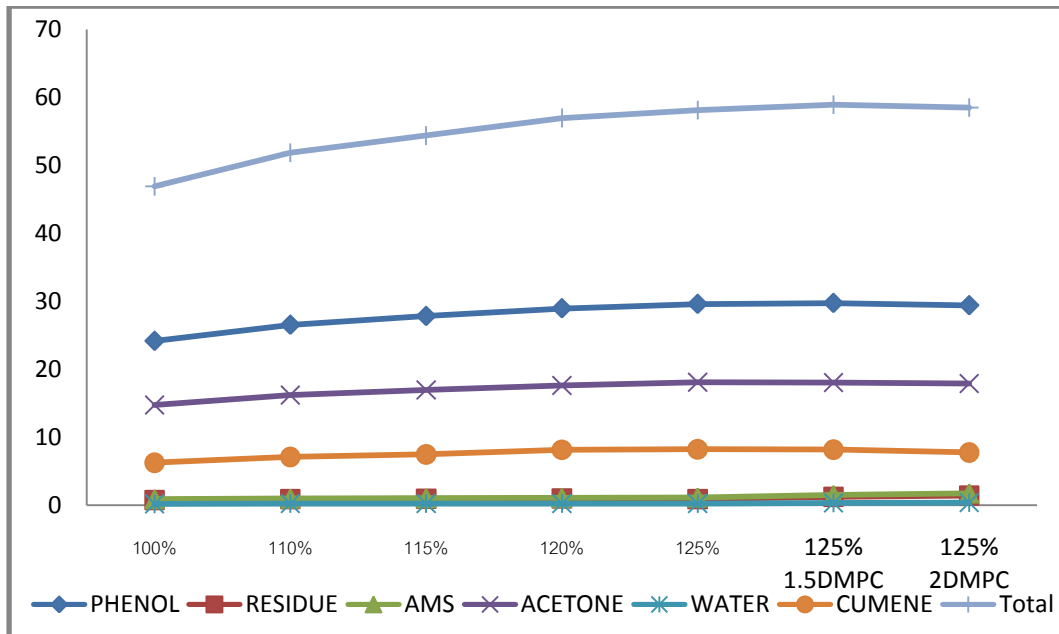
เมื่อได้ผลิตภัณฑ์ดิบแต่ละกำลังการผลิตแล้ว ทำการศึกษาในระบบการกลั่นแยกต่อ โดยเริ่มที่ V1401 ซึ่ง ผลิตภัณฑ์ดิบประกอบด้วย สารที่ได้จาก E1305 และ ฟีนอลหมุนวน ประมาณ 0.4 – 0.5 ตันต่อชม. ซึ่งแสดงในตารางและกราฟต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.7.1 ปริมาณผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอลแต่ละกำลังการผลิต

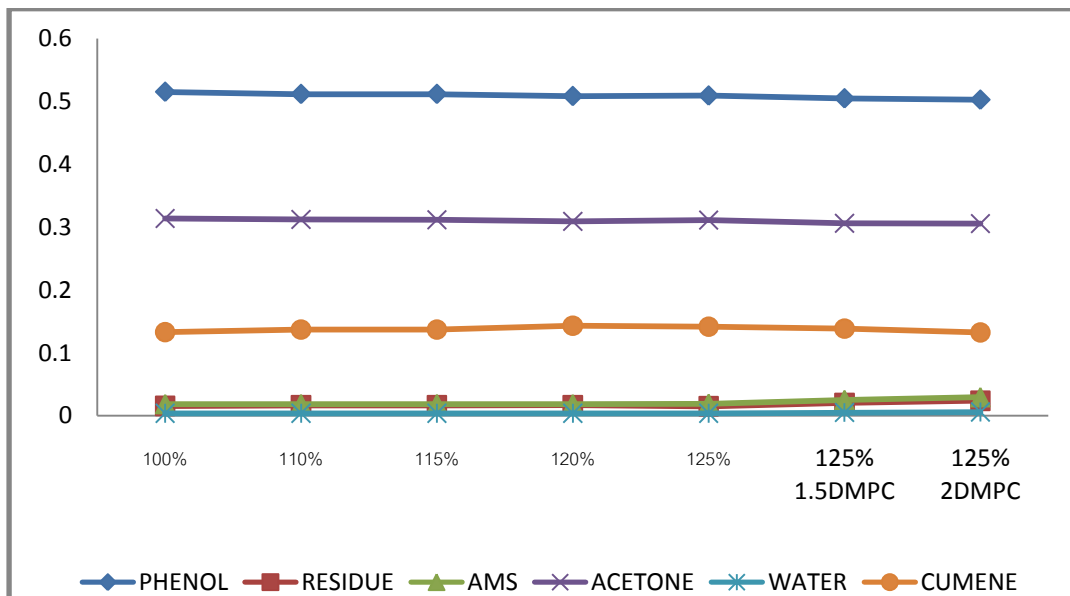
กำลังการผลิต	Feed Mass Flow tor \ hr.						
	PHENOL	RESIDUE	AMS	ACETONE	WATER	CUMENE	Total
100%	24.17	0.743	0.875	14.728	0.1768	6.239	46.9318
110%	26.540	0.870	0.971	16.200	0.204	7.100	51.885
115%	27.83	0.918	1.023	16.96	0.2127	7.458	54.4017
120%	28.96	0.97	1.061	17.62	0.22	8.153	56.984
125%	29.6	0.882	1.119	18.099	0.227	8.23	58.157
125%1.5DMPC	29.74	1.1975	1.49	18.05	0.303	8.16	58.9405
125% 2DMPC	29.405	1.404	1.735	17.886	0.353	7.747	58.53

ตารางที่ 4.2.7.2 เปรียบเทียบอัตราส่วนผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอลแต่ละกำลังการผลิต

กำลังการผลิต	Feed Mass Fractionation					
	PHENOL	RESIDUE	AMS	ACETONE	WATER	CUMENE
100%	0.51500	0.01583	0.01864	0.31382	0.00377	0.13294
110%	0.51152	0.01677	0.01871	0.31223	0.00393	0.13684
115%	0.51156	0.01687	0.01880	0.31175	0.00391	0.13709
120%	0.50821	0.01702	0.01862	0.30921	0.00386	0.14308
125%	0.50897	0.01517	0.01924	0.31121	0.00390	0.14151
125%1.5DMPC	0.50458	0.02032	0.02528	0.30624	0.00514	0.13844
125% 2DMPC	0.50239	0.02399	0.02964	0.30559	0.00603	0.13236



ภาพที่ 4.2.7.1 ปริมาณผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอลแต่ละกำลังการผลิต

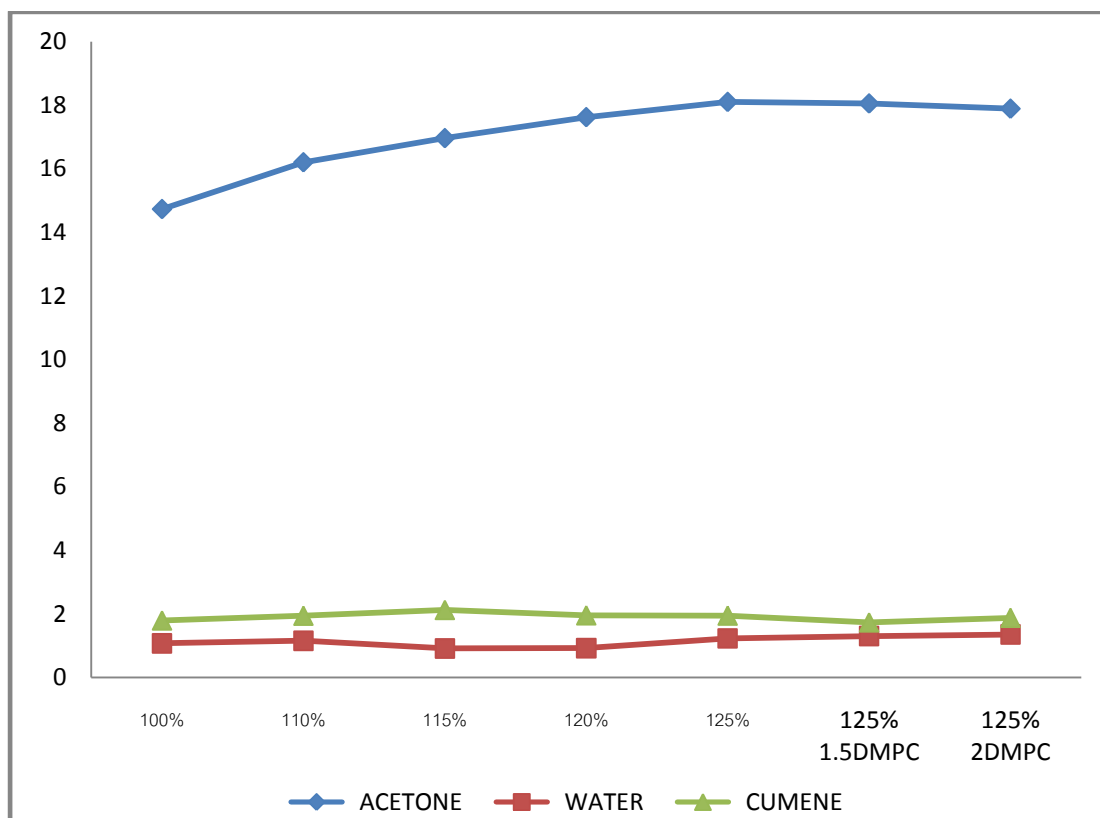


รูปที่ 4.2.7.2 อัตราส่วนผลิตภัณฑ์ดิบที่เข้าส่วนทำบริสุทธิ์ฟินอลแต่ละกำลังการผลิต

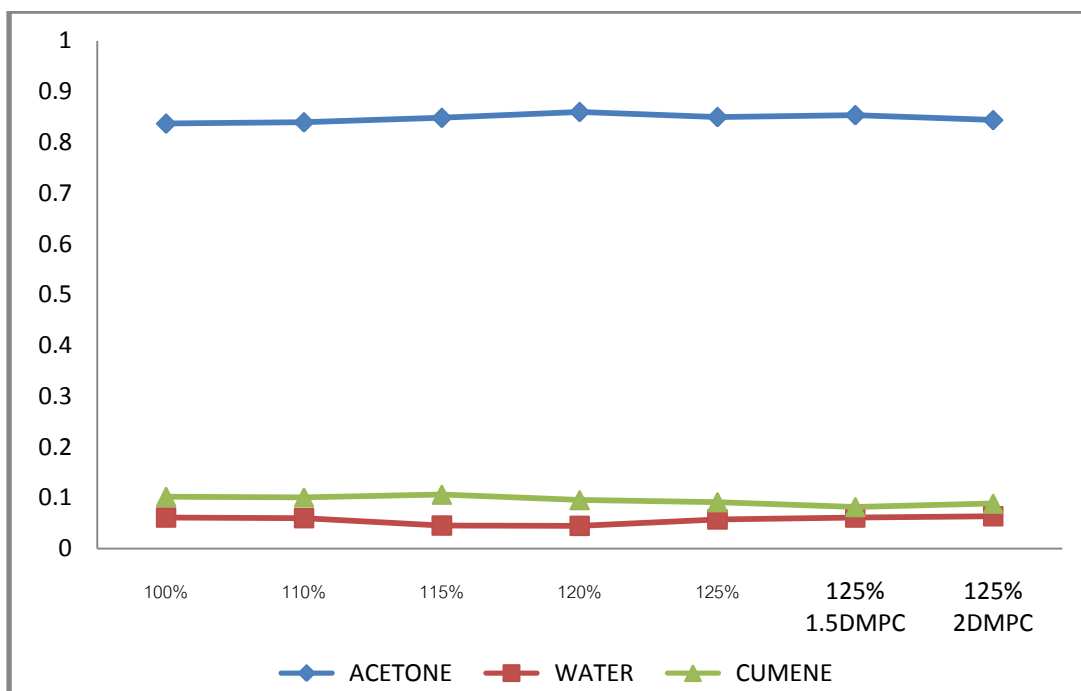
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่ที่กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนอล คาร์บอนอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า พบว่า ปริมาณของผลิตภัณฑ์ดิบลดลง เนื่องจากการกลั่นแยกที่ V1302 ไม่สามารถกลั่นแยกได้เหมาะสม มีผลให้ปริมาณฟินอลในผลิตภัณฑ์ดิบมีแนวโน้มลดลง และอัตราส่วนต่างๆของทุกกำลังการผลิต มีผลโดยตรงต่อการปรับสภาวะที่ V1302.

ตารางที่ 4.2.7.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1401

กำลังการผลิต	OVHD V1401 Mass Flow tons/hr			OVHD V1401 Mass Fractionation		
	ACETONE	WATER	CUMENE	ACETONE	WATER	CUMENE
100%	14.728	1.0768	1.79514	0.8368	0.061182	0.10199658
110%	16.2000	1.1540	1.9459	0.8394	0.059793	0.10082486
115%	16.96	0.9127	2.12691	0.848	0.045635	0.10634572
120%	17.62	0.92	1.95834	0.8595	0.044878	0.09552869
125%	18.099	1.227	1.94968	0.8497	0.057606	0.09153398
125% 1.5DMPC	18.05	1.303	1.73393	0.8534	0.061608	0.08198253
125% 2DMPC	17.886	1.353	1.87926	0.8437	0.063821	0.08864449



ภาพที่ 4.2.7.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1401 (tons/hr)

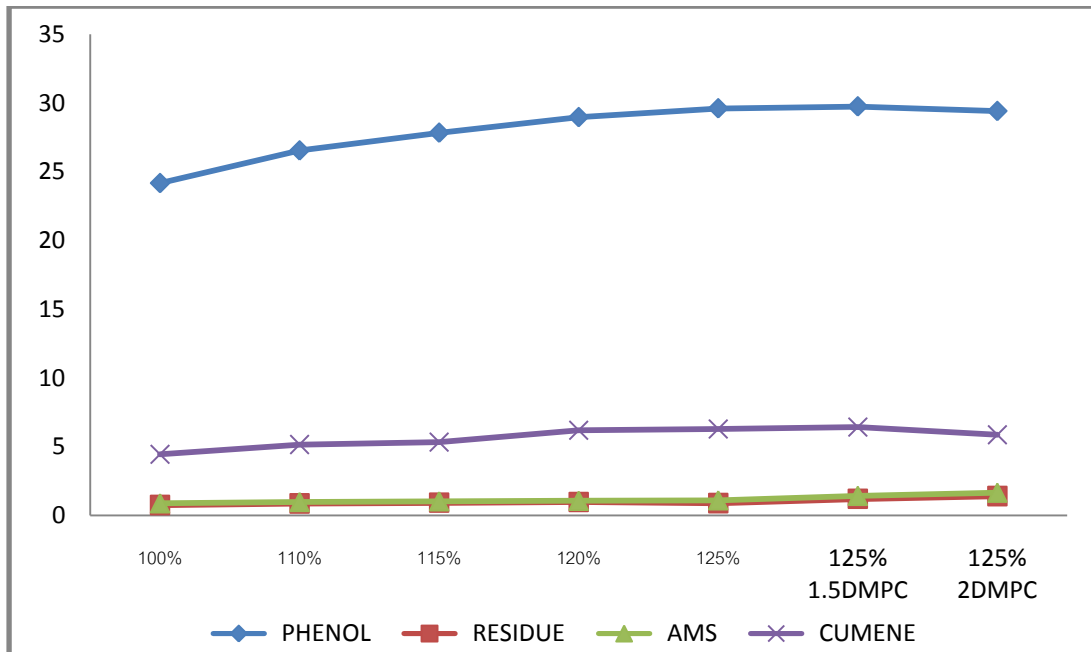


ภาพที่ 4.2.7.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1401

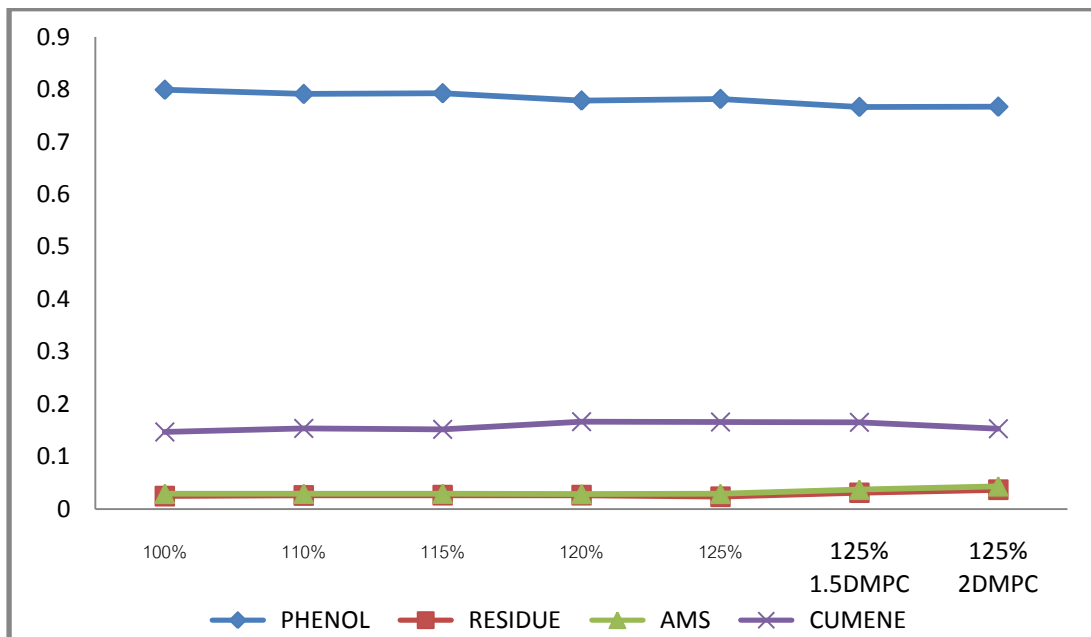
จากตารางและกราฟปริมาณอะซิโตน, คิวมีน และ น้ำ จะแปรผันตามปริมาณการผลิต และ อัตราส่วนของ อะซิโตน, คิวมีน และ น้ำ ในการจำลองแต่ละกำลังผลิตใกล้เคียงกันมาก

ตารางที่ 4.2.7.4 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1401

กำลังการผลิต	BTM V1401 Mass Flow tons/hr				BTM V1401 Mass Fractionation			
	PHENOL	RESIDUE	AMS	CUMENE	PHENOL	RESIDUE	AMS	CUMENE
100%	24.169	0.743	0.875	4.444	0.7995	0.02458	0.03	0.147
110%	26.540	0.870	0.971	5.154	0.7914	0.02594	0.03	0.1537
115%	27.83	0.918	1.023	5.331	0.7928	0.02615	0.03	0.1519
120%	28.96	0.97	1.059	6.195	0.7788	0.02609	0.03	0.1666
125%	29.6	0.882	1.095	6.280	0.7819	0.02330	0.03	0.1659
125%1.5DMPC	29.74	1.1975	1.427	6.426	0.7667	0.03087	0.04	0.1657
125% 2DMPC	29.405	1.404	1.653	5.868	0.7672	0.03663	0.04	0.1531



ภาพที่ 4.2.7.5 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1401 (tons/hr)



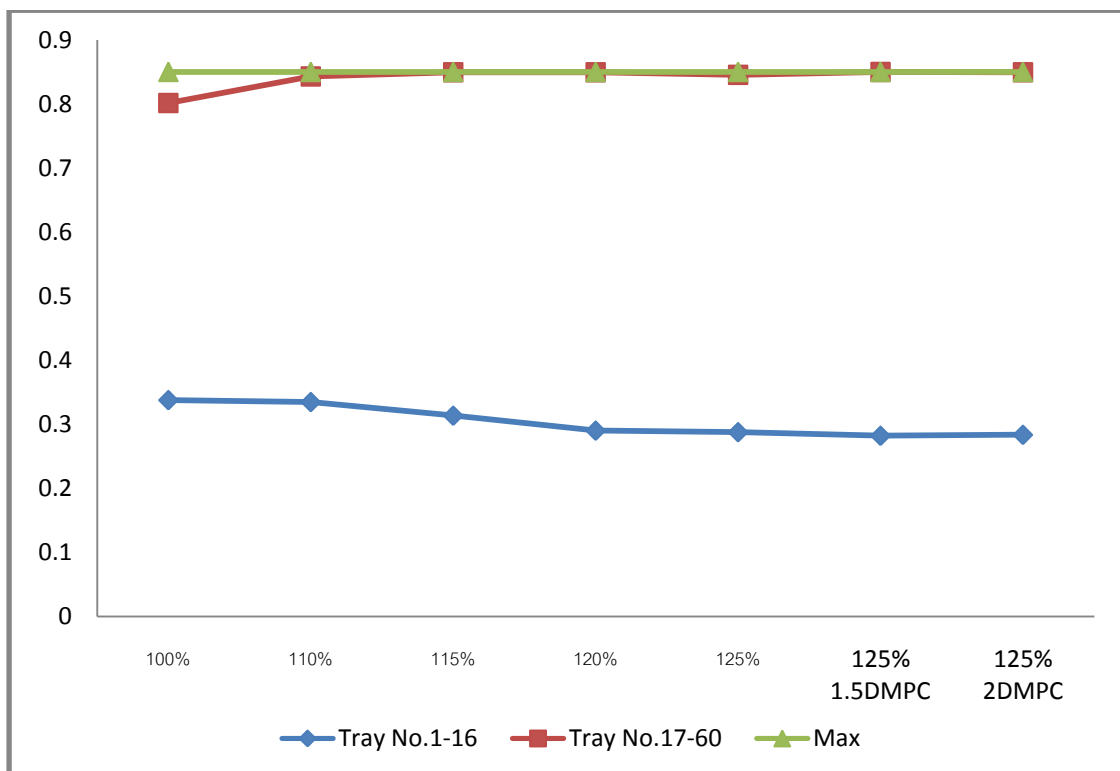
ภาพที่ 4.2.7.6 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1401

จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า พบว่าปริมาณของฟีนอลลดลง เนื่องจากการกลั่นแยกที่ V1302 ไม่สามารถกลั่นแยกได้เหมาะสม มีผลให้ปริมาณฟีนอลมีแนวโน้มลดลง และอัตราส่วนต่างๆของทุกกำลังการผลิต มีผลโดยตรงต่อการปรับสภาวะที่ V1302.

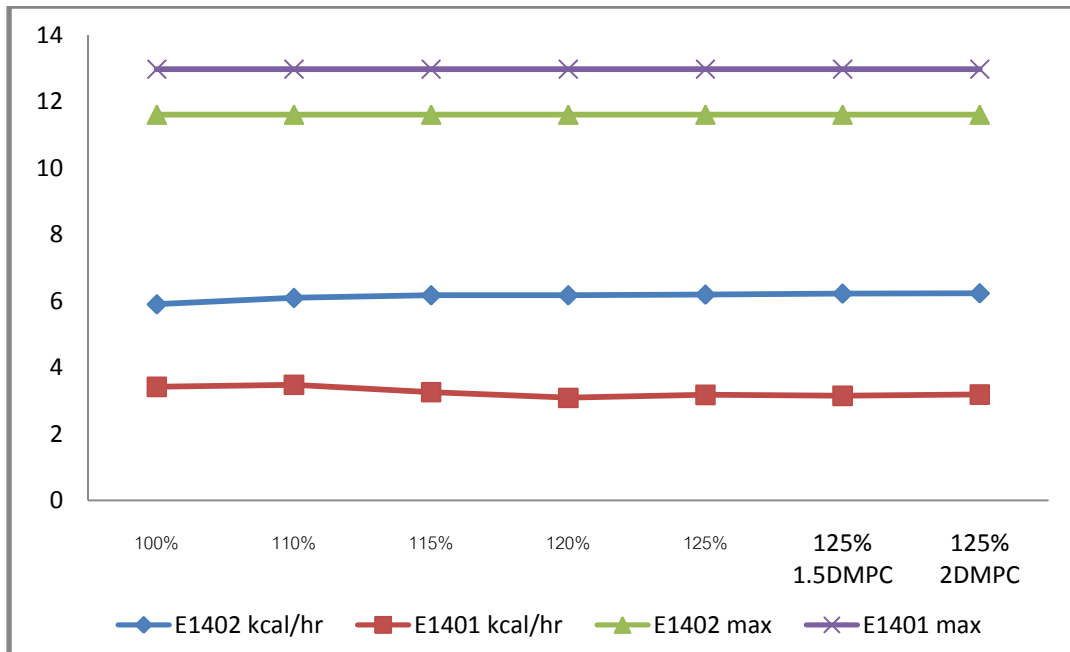


ตารางที่ 4.2.7.5 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1401

กำลังการผลิต	Tray Maximum flooding factor		E1402 Boiler	E1401 Cond	P1402 BTM	P1403 OVHD	Temp (°C)		Reflux
	No.1-16	No.17-60	kcal/hr	kcal/hr	m3/hr	m3/hr	OVHD	BTM	m3/hr
100%	0.33739	0.801190	5.9	3.42	32.34	29.7	72	199	8.5
110%	0.334392	0.842607	6.09	3.48	35.61	30.7	72	199	7.45
115%	0.313195	0.849389	6.17	3.26	37.26	30.2	72	199	6.05
120%	0.289905	0.849513	6.17	3.09	39.62	28.79	72	198	3.97
125%	0.287510	0.845257	6.19	3.18	40.42	28.31	72	200	2.58
125% 1.5DMPC	0.281948	0.849845	6.22	3.15	41.52	27.69	72	201	2.18
125% 2DMPC	0.283434	0.849389	6.23	3.19	40.97	27.76	72	200	2.12
Design	0.85(Max)	0.85(Max)	11.6	9.89	42.7	44.3	-	-	-
Actual	-	-	-	12.97	-	-	-	-	-

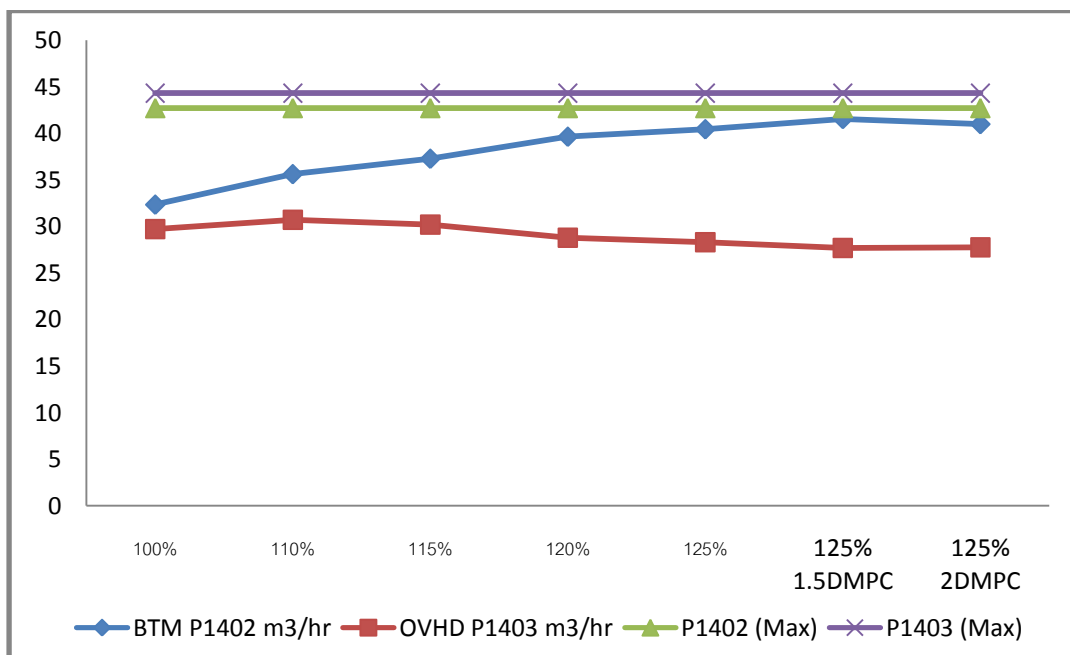


ภาพที่ 4.2.7.7 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1401

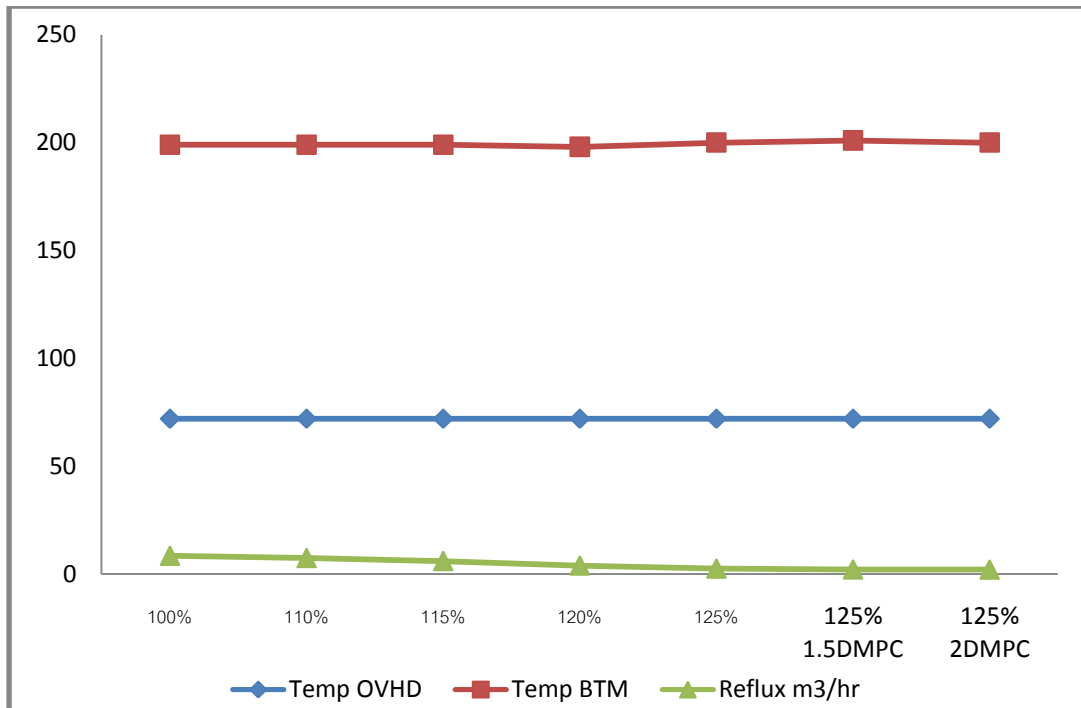


ภาพที่ 4.2.7.8 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ V1401

จากตารางและกราฟพบว่า ตั้งแต่กำลังการผลิตมากกว่า 115 % พบว่า บริเวณ เทรย์(Tray) ที่ 17 – 60 มีความเสี่ยงที่จะเกิดการท่วม (flooding) สูง ดังนั้นการปรับสภาวะการทำงาน ต่างๆ ต้องระมัดระวัง ส่วนการแลกเปลี่ยนความร้อนใน V1401 ทั้ง ระบบ ให้ความร้อน และ ให้ความเย็น การออกแบบของระบบ ยังเพียงพอต่อความต้องการ



รูปที่ 4.2.7.9 ปริมาณสารที่ออกจาก V1401



รูปที่ 4.2.7.10 สภาพะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1401

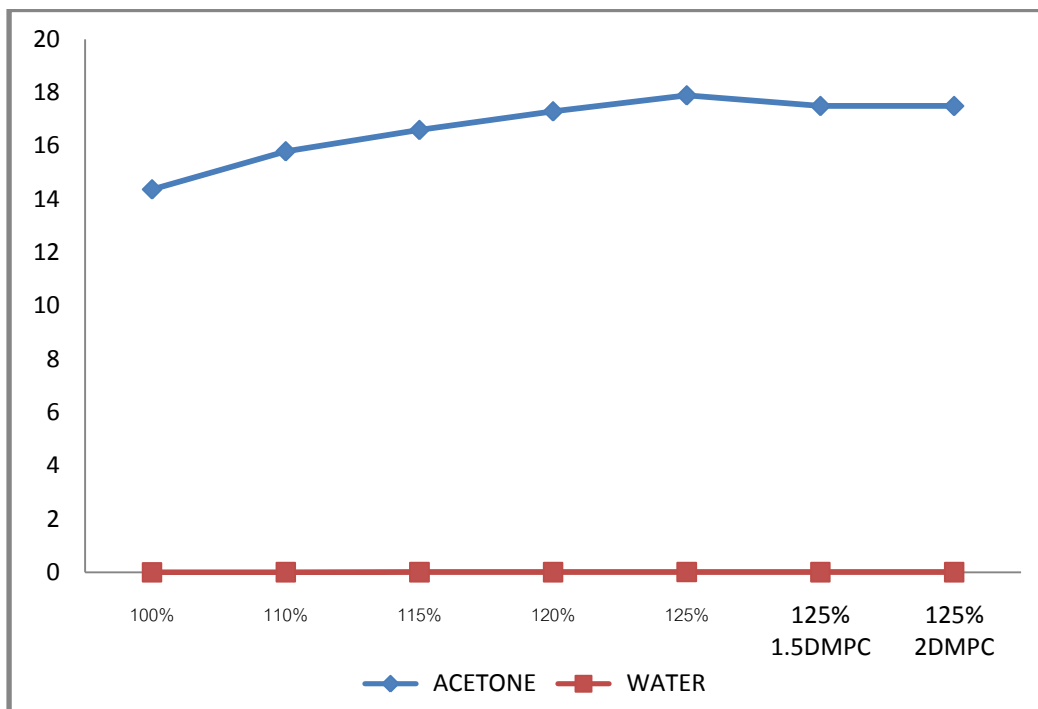
จากตารางและกราฟพบว่า ที่กำลังการผลิตที่ 125% มีแนวโน้มที่ P1402 จะมีกำลังในการส่งไม่พอ ส่วนสภาพะการทำงานของ อุณหภูมิ ด้านบนและด้านล่างของ V1401 สามารถทำได้ใกล้เคียงกันทุกการจำลองกำลังการผลิต แต่ต้องปรับ รีฟลักซ์ (reflux) เพื่อช่วยป้องกันการเกิดการท่วม (flooding) ของ เทรย์(Tray) ตั้งแต่ กำลังการผลิต 115 % ขึ้นไป

#### 4.2.8 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1402

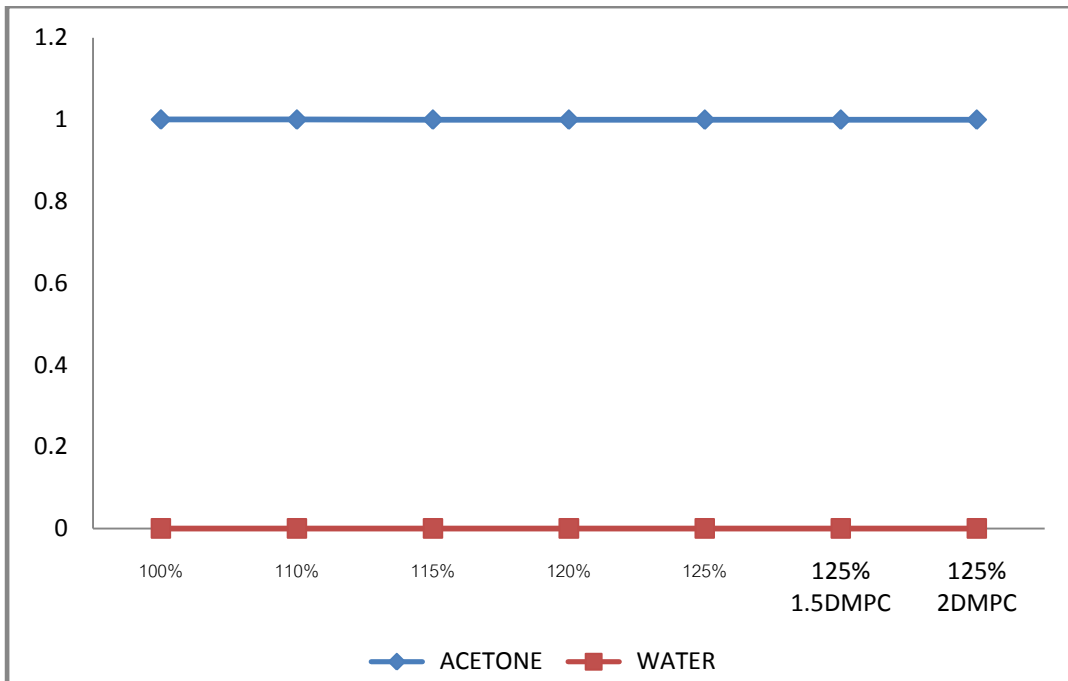
ผลการจำลองการกลั่นที่ V1402 แต่ละกำลังการผลิต แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.8.1 การกลั่นแยก อะซิโตน ที่ V1402

กำลังการผลิต	Acetone Mass Flow tons/hr		Acetone Mass Fractionation	
	ACETONE	WATER	ACETONE	WATER
100%	14.3686784	0.0013216	0.99990211	9.79E-05
110%	15.7964	0.0036	0.99977109	0.000229
115%	16.5942441	0.0057559	0.99965326	0.000347
120%	17.2936425	0.0063575	0.99963251	0.000367
125%	17.8918508	0.0081492	0.99954474	0.000455
125% 1.5DMPC	17.4928591	0.0071409	0.99959195	0.000408
125% 2DMPC	17.4928505	0.0071495	0.99959146	0.000409



ภาพที่ 4.2.8.1 ปริมาณการผลิต อะซิโตน (tons/hr)

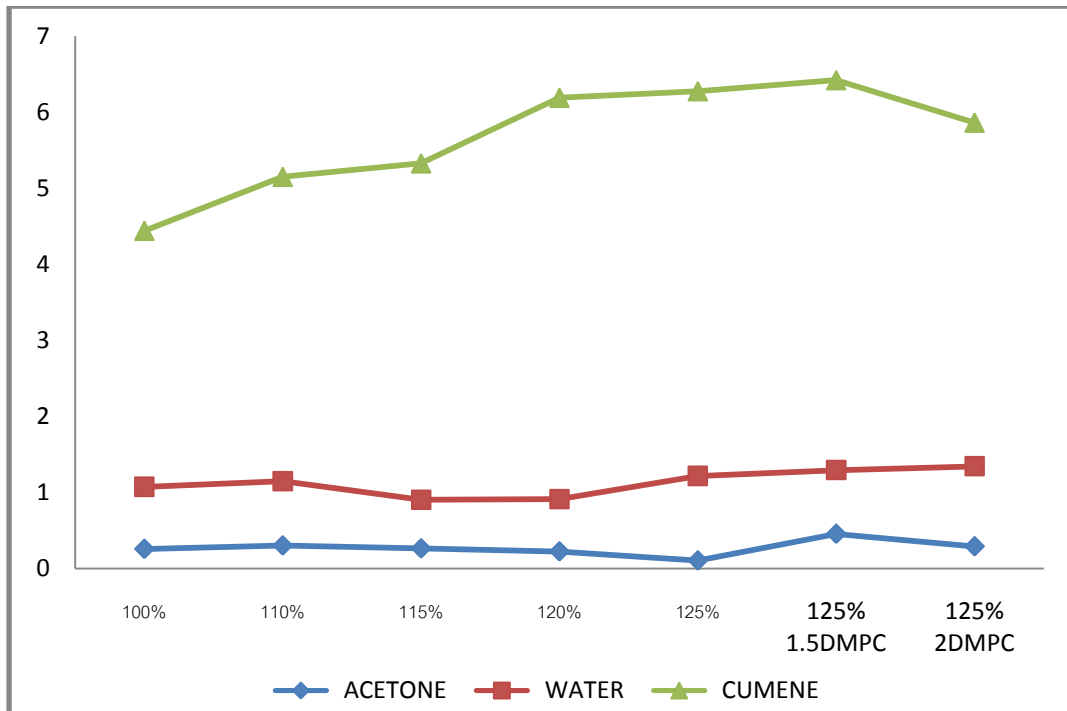


ภาพที่ 4.2.8.2 อัตราส่วนการผลิต อะซิโตน

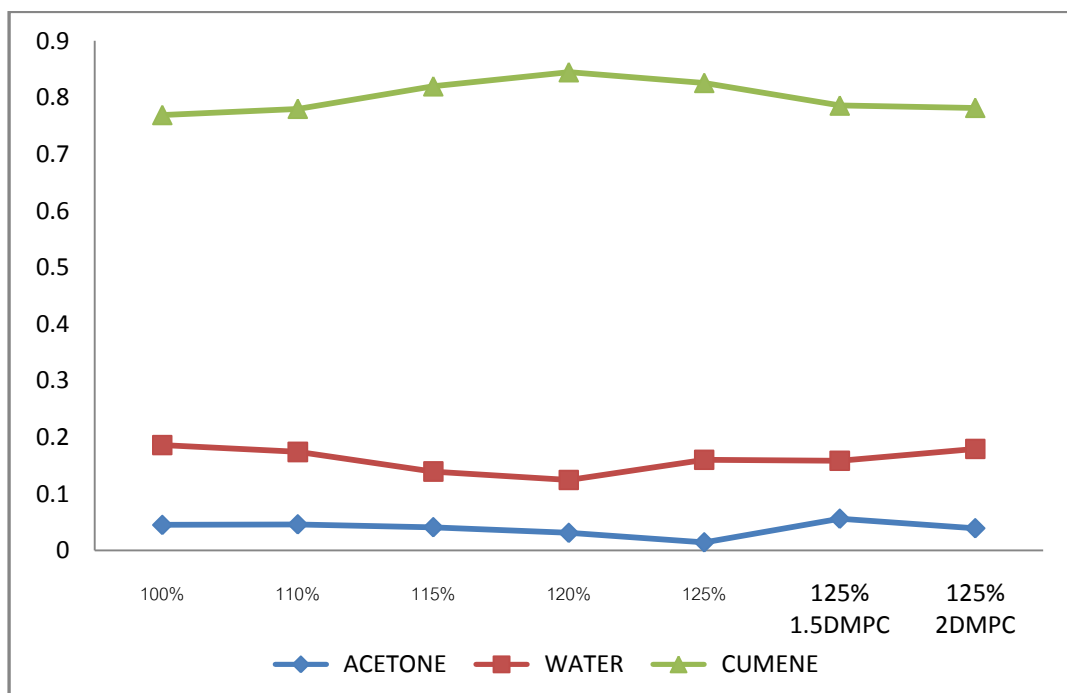
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณอะซิโตน จะแปรผันตามกำลังการผลิต และอัตราส่วนของอะซิโตน อยู่ในมาตรฐานที่ต้องการ คือ มีความบริสุทธิ์ มากกว่าร้อยละ 99.90

ตารางที่ 4.2.8.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1402

กำลังการผลิต	BTM V1402 Mass Flow tons/hr			BTM V1402 Mass Fractionation		
	ACETONE	WATER	CUMENE	ACETONE	WATER	CUMENE
100%	0.25934	1.0755	4.44386	0.044878	0.18611	0.769
110%	0.30362	1.1504	5.15408	0.045947	0.17409	0.78
115%	0.26577	0.9069	5.33109	0.040864	0.13945	0.82
120%	0.22638	0.9136	6.19466	0.030864	0.12456	0.845
125%	0.10717	1.2188	6.28032	0.014089	0.16024	0.826
125%1.5DMPC	0.45716	1.2958	6.42607	0.055894	0.15843	0.786
125% 2DMPC	0.29317	1.3458	5.86774	0.039054	0.17928	0.782



ภาพที่ 4.2.8.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1402 (tons/hr)

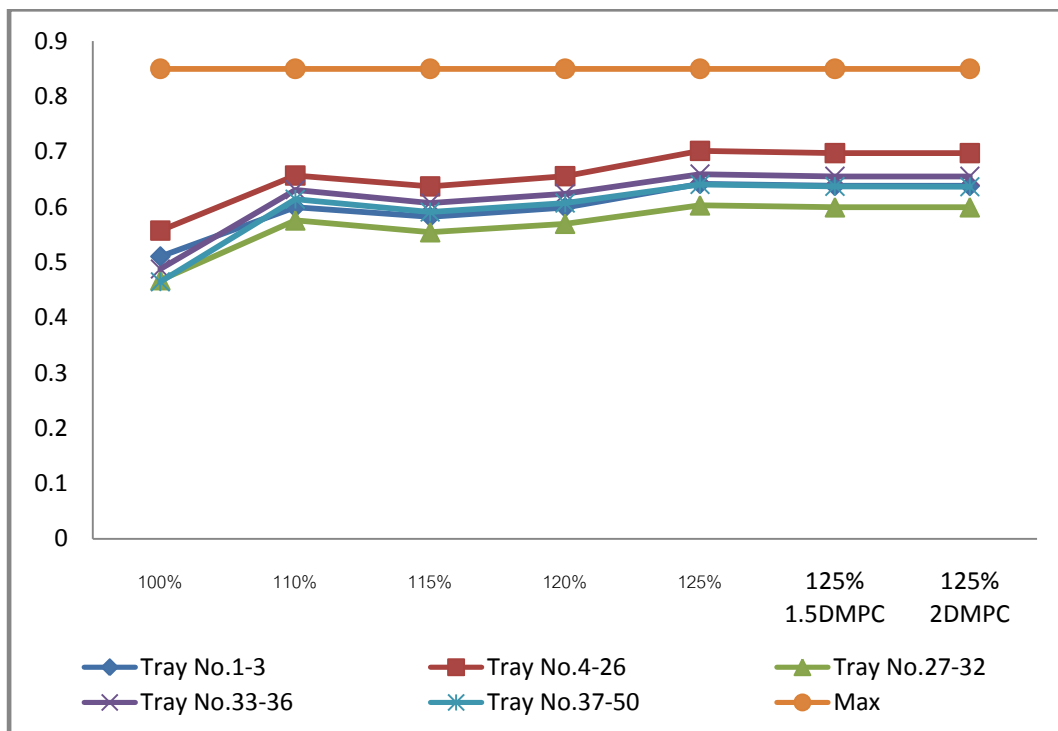


ภาพที่ 4.2.8.4 อัตราส่วนต่างๆในสายออกด้านล่าง V1402

จากตารางและกราฟปริมาณสารต่างๆที่ได้จากการกลั่นแยกที่ V1401 จะแปรผันตามกำลังการผลิต และอัตราส่วนของสารต่างๆใกล้เคียงกันในแต่ละกำลังการผลิต

ตารางที่ 4.2.8.3 ค่า flooding ที่ tray ของ V1402

กำลังการผลิต	Tray Maximum flooding factor				
	Tray No.1-3	Tray No.4-26	Tray No.27-32	Tray No.33-36	Tray No.37-50
100%	0.510627	0.557487	0.46773	0.487951	0.464853
110%	0.599525	0.656967	0.575763	0.631393	0.614383
115%	0.582281	0.637274	0.554455	0.607547	0.591288
120%	0.599362	0.655811	0.569755	0.624078	0.607264
125%	0.641939	0.701715	0.603045	0.659609	0.640947
125% 1.5DMPC	0.63831	0.697779	0.599539	0.65544	0.637342
125% 2DMPC	0.638304	0.697756	0.599577	0.655402	0.637179
Design	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)

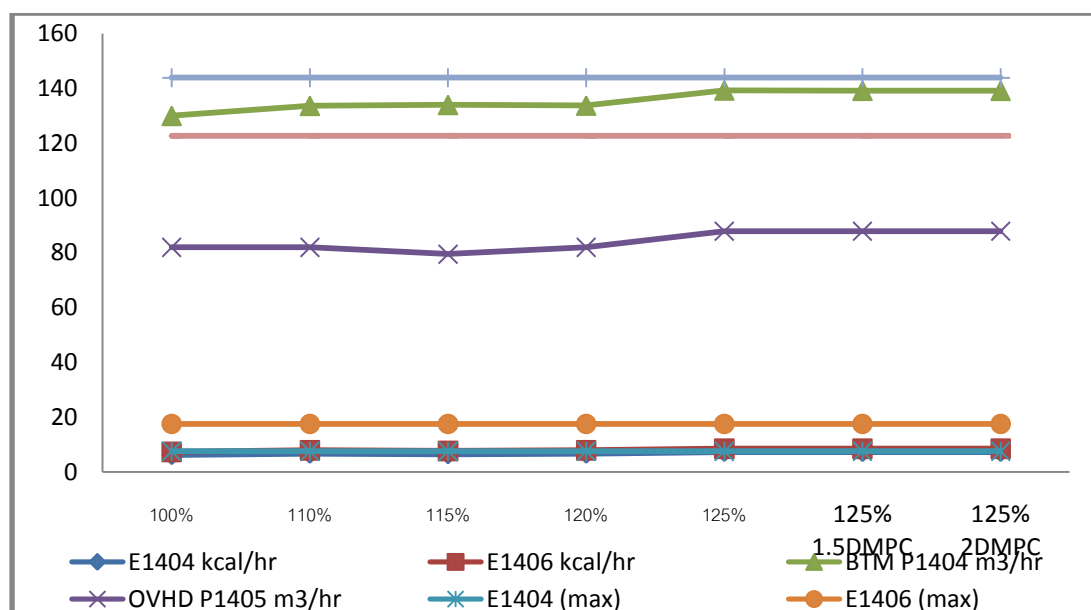


รูปที่ 4.2.8.5 สถานะการทำงานของ flooding tray ที่ V1402

จากตารางและกราฟพบว่า โอกาสเกิดการท่วม (flooding) ที่ เทรย์ (tray) ที่ V1402 มีน้อย และเมื่อกำดั่งการผลิตเพิ่มขึ้น flooding max ที่ เทรย์ (tray) ก็จะไม่เพิ่มขึ้นด้วย

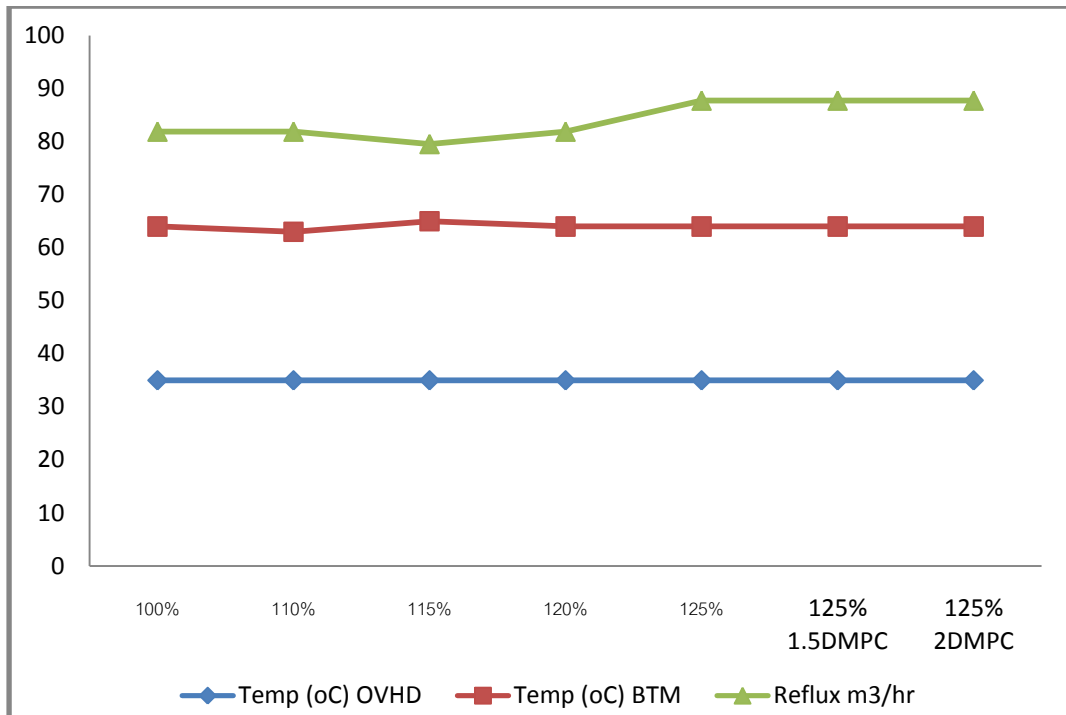
ตารางที่ 4.2.8.4 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1402

กำดั่งการผลิต	E1404	E1406	OVHD	BTM	Temperature		Reflux
	Boiler	Cond	P1404	P1405	(°C)		
	kcal/hr	kcal/hr	m3/hr	m3/hr	OVHD	BTM	
100%	6.18	7.34	130	82	35	64	81.9
110%	6.66	7.94	133.66	82	35	63	81.9
115%	6.46	7.71	133.99	79.54	35	65	79.56
120%	6.68	7.94	133.75	82.01	35	64	81.9
125%	7.32	8.55	139.25	87.87	35	64	87.75
125% 1.5DMPC	7.28	8.5	139.14	87.87	35	64	87.75
125% 2DMPC	7.28	8.5	139.12	87.87	35	64	87.75
Design	7.56	10.97	143.9	122.7	-	-	-
Actual	-	17.56	-	-	-	-	-



ภาพที่ 4.2.8.6 การแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1402





ภาพที่ 4.2.8.7 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1402

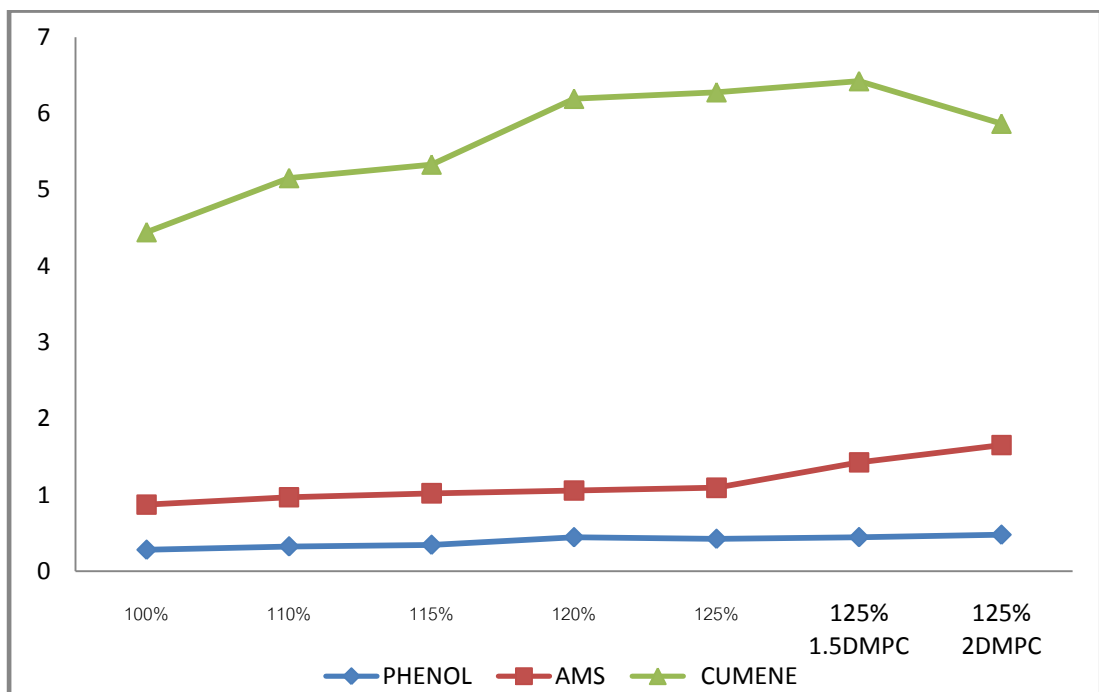
จากตารางและกราฟที่กำลังการผลิตที่ 125% มีแนวโน้มที่ P1404 จะมีกำลังในการส่งไม่พอ ส่วนสภาวะการทำงานของอุณหภูมิ ด้านบนและด้านล่างของ V1402 สามารถทำได้ใกล้เคียงทุก กำลังการผลิต การปรับ รีฟลักซ์ (reflux) เพื่อช่วยให้อะซิโตนให้มีความบริสุทธิ์ได้ตามมาตรฐานที่ต้องการ เมื่อมีการเพิ่มกำลังการผลิตตั้งแต่ กำลังการผลิต มากกว่า 120% ขึ้นไป

#### 4.2.9 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1403

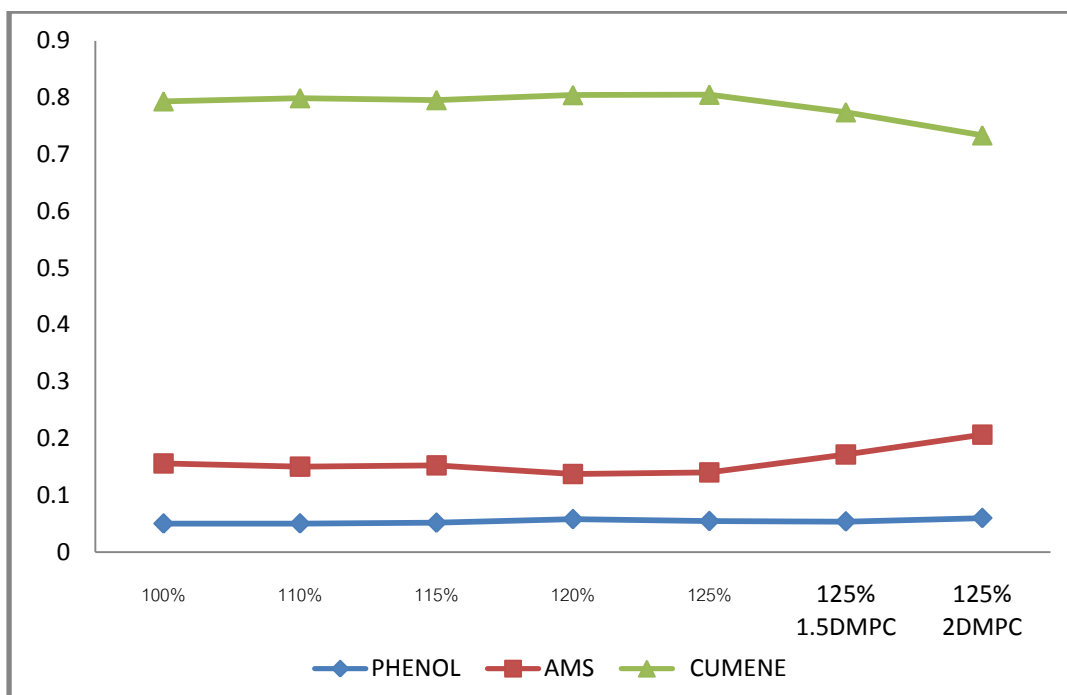
ผลการจำลองการกลั่นที่ V1403 แต่ละกำลังการผลิต แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.9.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1403

กำลังการผลิต	OVHD V1403 Mass Flow tons/hr			OVHD V1403 Mass Fractionation		
	PHENOL	AMS	CUMENE	PHENOL	AMS	CUMENE
100%	0.2812	0.8749	4.4439	0.0502	0.1562	0.7936
110%	0.3250	0.9709	5.1541	0.0504	0.1505	0.7991
115%	0.3463	1.0226	5.3311	0.0517	0.1526	0.7957
120%	0.4460	1.0593	6.1947	0.0579	0.1376	0.8045
125%	0.4250	1.0947	6.2803	0.0545	0.1403	0.8052
125% 1.5DMPC	0.4470	1.4269	6.4261	0.0539	0.1719	0.7742
125% 2DMPC	0.4790	1.6533	5.8677	0.0599	0.2067	0.7335



ภาพที่ 4.2.9.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1403 (tons/hr)

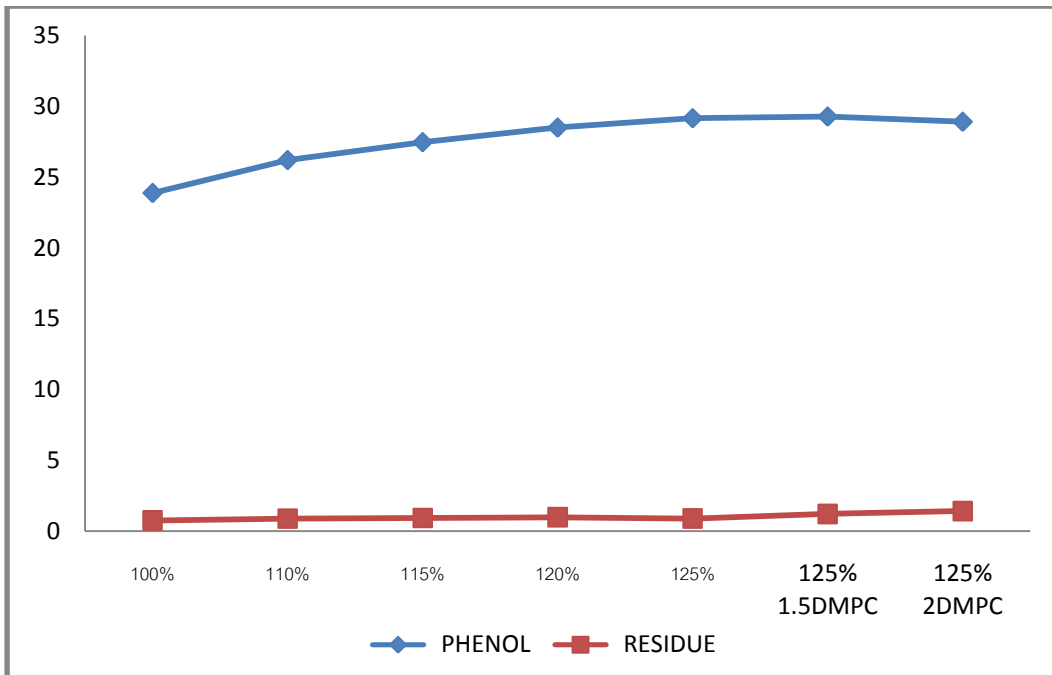


ภาพที่ 4.2.9.2 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1403

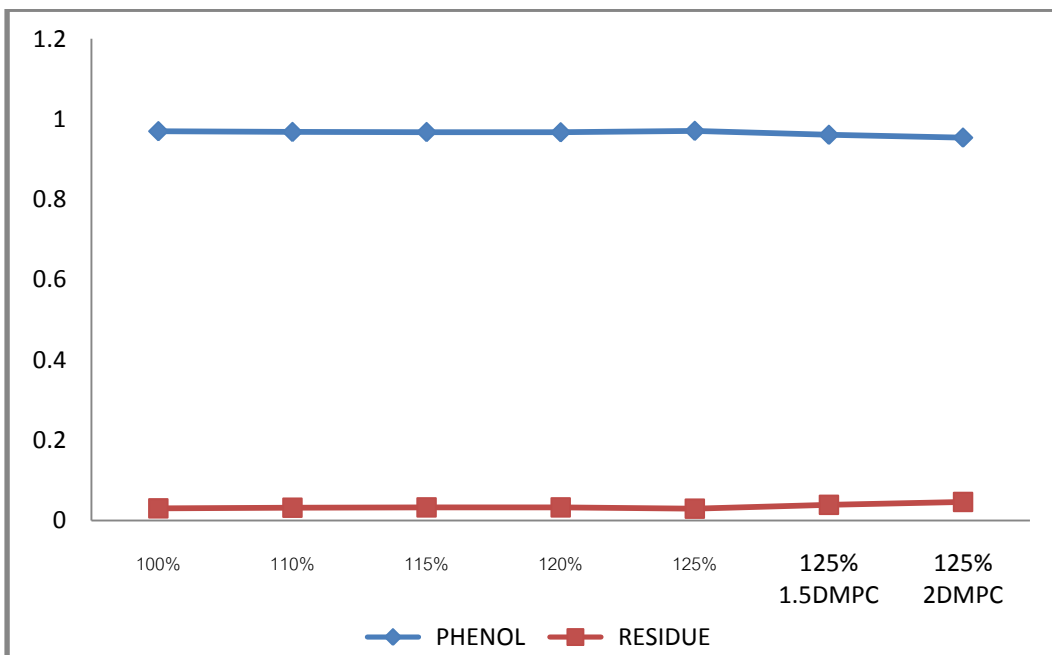
จากตารางและกราฟปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่ กำลังการผลิต 125% และมี ไดเมทิลฟีนอล คาร์บีนอล(DMPC) มากกว่าปกติ 1.5 และ 2 เท่า พบว่า ปริมาณของ อัลฟาเมทิล สไตลีน (AMS) เพิ่มขึ้น เนื่องจาก ไดเมทิลฟีนอล คาร์บีนอล (DMPC) ทำปฏิกิริยา เกิดเป็น AMS เพิ่มขึ้นนั่นเอง

ตารางที่ 4.2.9.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1403

กำลังการผลิต	BTM V1403 Mass Flow tons/hr		BTM V1403 Mass Fractionation	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	23.889	0.743	0.969836	0.03016423
110%	26.215	0.87000	0.967879	0.03212112
115%	27.484	0.918	0.967678	0.03232201
120%	28.514	0.97	0.967101	0.0328992
125%	29.175	0.88199987	0.970656	0.02934426
125% 1.5DMPC	29.293	1.19749626	0.960726	0.0392744
125% 2DMPC	28.926	1.40399475	0.953709	0.04629062



ภาพที่ 4.2.9.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1403 (tons/hr)



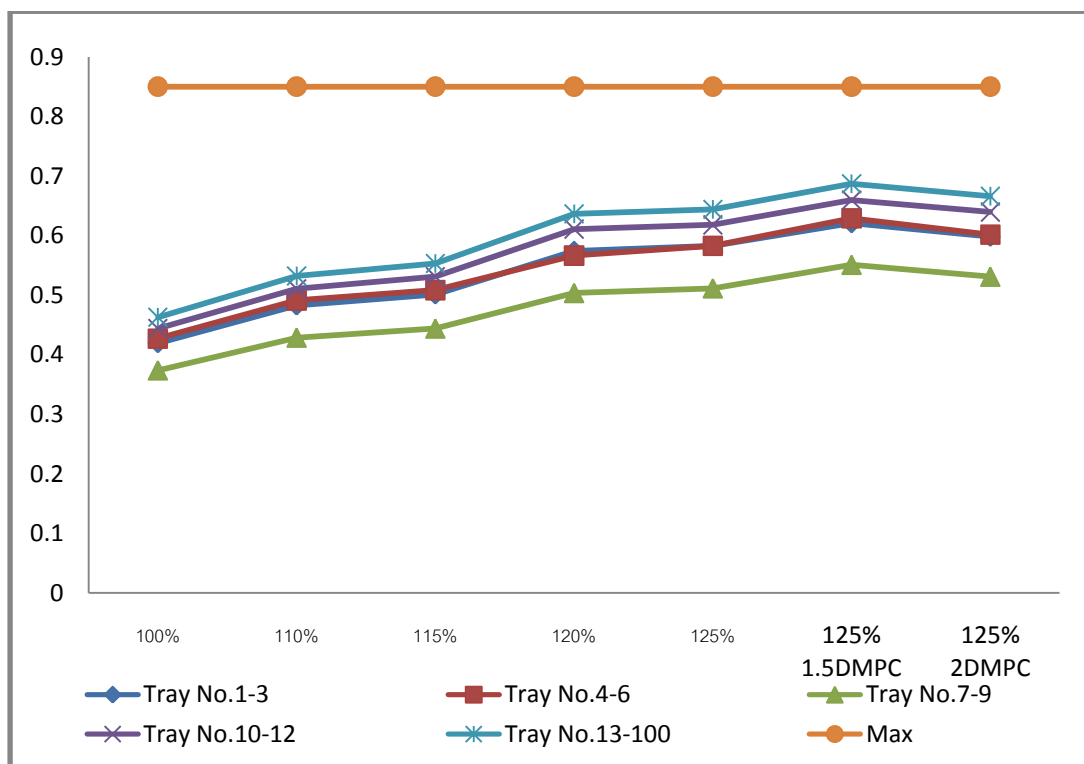
ภาพที่ 4.2.9.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1403

จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า พบว่าปริมาณของฟีนอลลดลง เนื่องจากการกลั่นแยกที่ V1302 ไม่สามารถกลั่นแยกได้

เหมาะสม มีผลให้ปริมาณฟีนอลมีแนวโน้มลดลง และอัตราส่วนต่างๆของทุกกำลังการผลิต มีผลโดยตรงต่อการปรับสภาวะที่ V1302.

ตารางที่ 4.2.9.3 ค่า flooding ที่ tray ของ V1403

กำลังการผลิต	Tray Maximum flooding factor				
	Tray No.1-3	Tray No.4-6	Tray No.7-9	Tray No.10-12	Tray No.13-100
100%	0.4192	0.4271	0.3737	0.4442	0.4628
110%	0.4826	0.4910	0.4287	0.5107	0.5321
115%	0.5011	0.5085	0.4439	0.5309	0.5531
120%	0.5740	0.5665	0.5035	0.6108	0.6366
125%	0.5824	0.5829	0.5114	0.6179	0.6440
125%1.5DMPC	0.6207	0.6289	0.5509	0.6594	0.6870
125% 2DMPC	0.5980	0.6018	0.5310	0.6393	0.6661
Design	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)

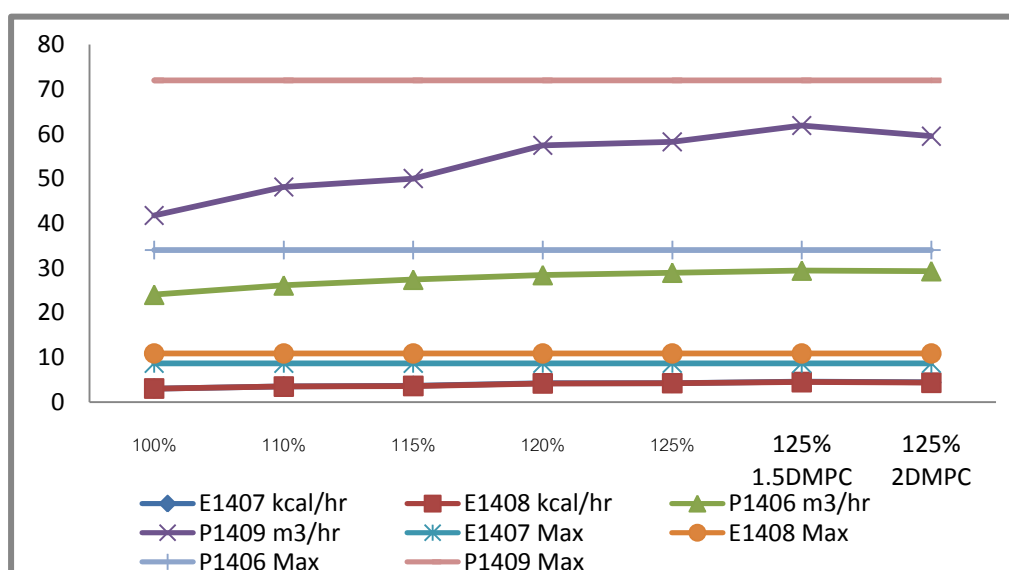


ภาพที่ 4.2.9.5 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1403

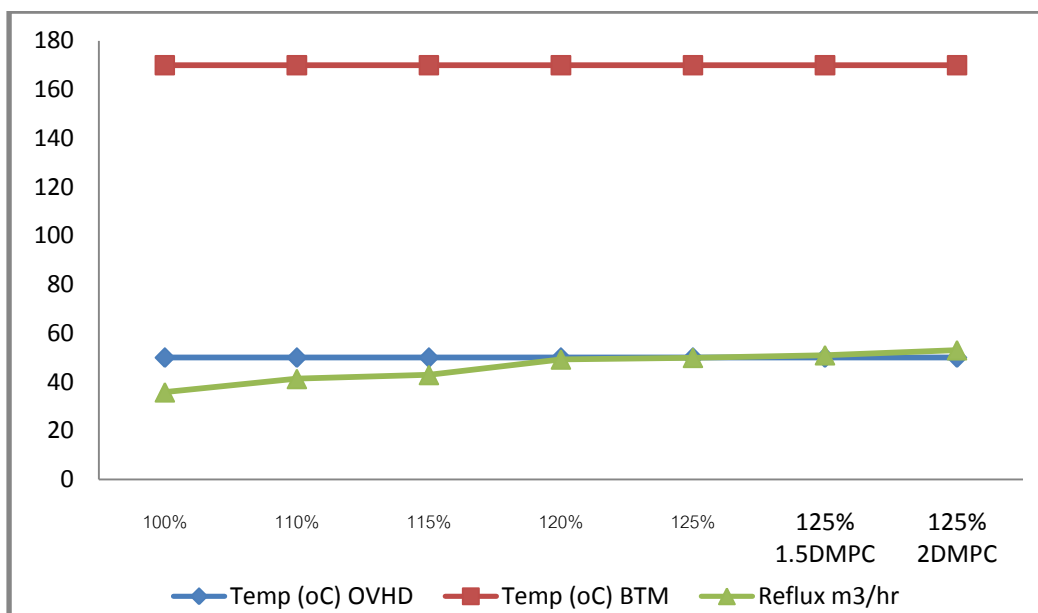
จากตารางและกราฟพบว่า โอกาสเกิดการท่วม (flooding) ที่ เเทร์ย์ (tray) ที่ V1403 มีน้อย และเมื่อกำล้างการผลิตเพิ่มขึ้น flooding max ที่ เเทร์ย์ (tray) ก็จะมีเพิ่มขึ้นด้วย

ตารางที่ 4.2.9.4 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1403

กำล้างการผลิต	E1407	E1408	BTM	OVHD	Temperature		Reflux
	Boiler	Cond	P1406	P1409	(°C)		
	kcal/hr	kcal/hr	m3/hr	m3/hr	OVHD	BTM	
100%	3.02	3.01	24.03	41.79	50	170	35.82
110%	3.48	3.47	26.12	48.16	50	170	41.28
115%	3.62	3.6	27.39	50.05	50	170	42.9
120%	4.23	4.15	28.43	57.47	50	170	49.26
125%	4.23	4.2	28.97	58.24	50	170	49.92
125% 1.5DMPC	4.55	4.47	29.44	61.89	50	170	51
125% 2DMPC	4.39	4.33	29.31	59.5	50	170	53.05
Design	8.69	8.36	34	72	-	-	-
Actual	-	10.88	-	-	-	-	-



ภาพที่ 4.2.9.6 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1403



ภาพที่ 4.2.9.7 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1403

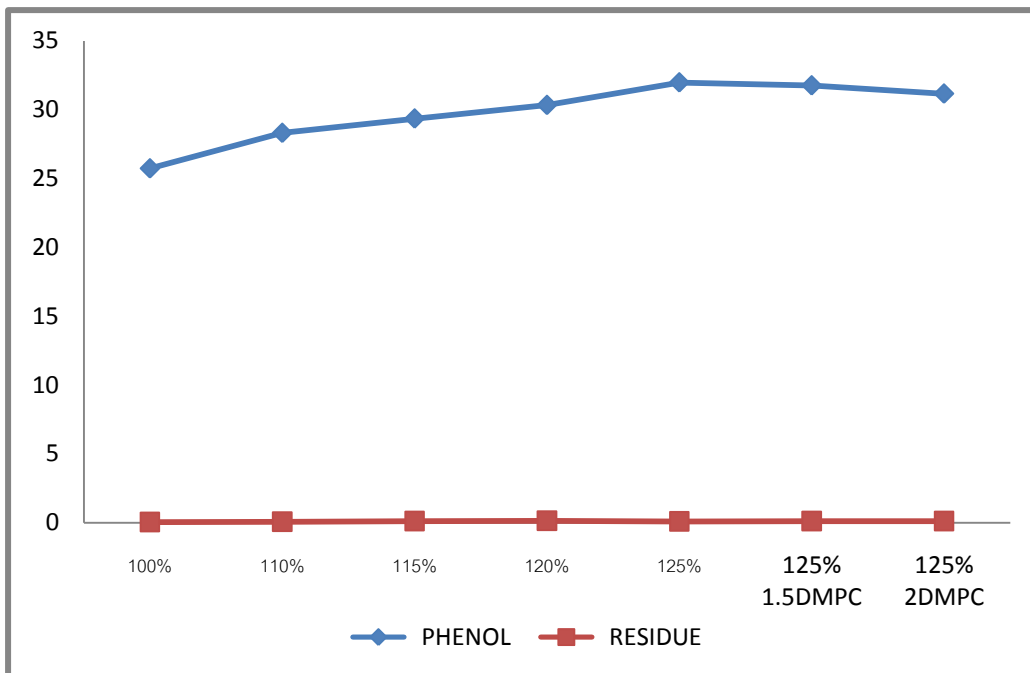
จากตารางและกราฟ ที่กำลังการผลิตที่ 125% มีแนวโน้มที่ P1406 จะมีกำลังในการส่งไม่พอ ส่วนสภาวะการทำงานของอุณหภูมิ ด้านบนและด้านล่างของ V1403 สามารถทำได้ใกล้เคียง การปรับ รีฟลักซ์ (reflux) เพื่อช่วยให้การกลั่นได้สารสายออกด้านบนตามที่ต้องการ

#### 4.2.10 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1404

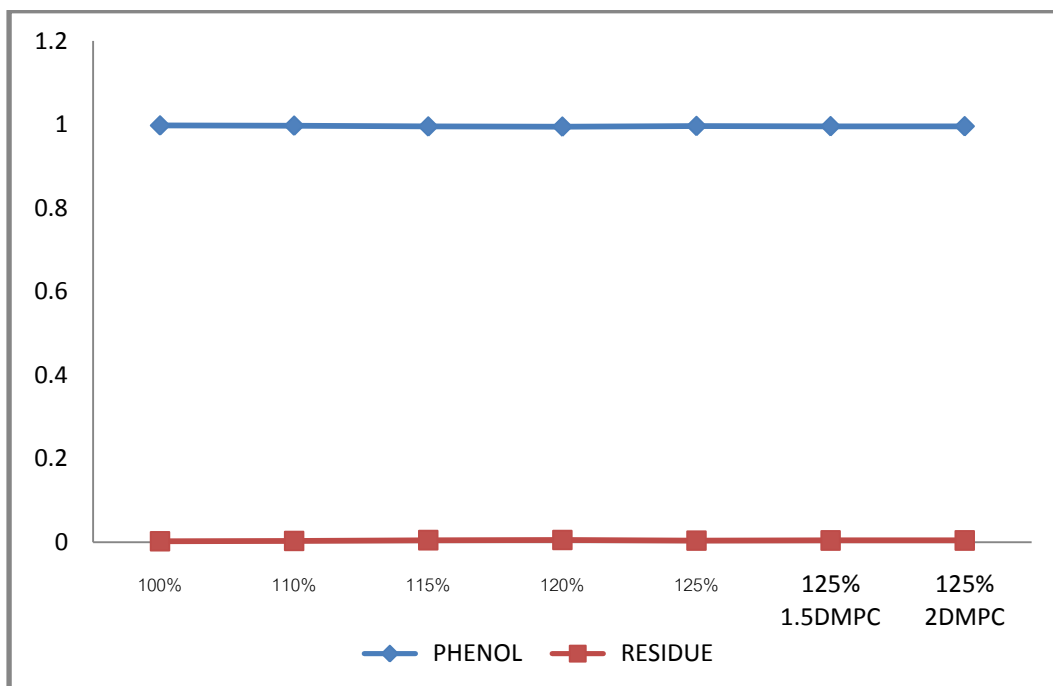
ผลการจำลองการกลั่นที่ V1404 แต่ละกำลังการผลิต แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

##### ตารางที่ 4.2.10.1 สารต่างๆที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1404

กำลังการผลิต	Sidedraw V1404 Mass tons/hr		Sidedraw V1404 Fractionation	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	25.74382	0.05618	0.99782	0.00218
110%	28.32443	0.07557	0.99734	0.00266
115%	29.36412	0.13588	0.99539	0.00461
120%	30.34858	0.15142	0.99504	0.00496
125%	31.98932	0.11068	0.99655	0.00345
125%1.5DMPC	31.77271	0.12729	0.99601	0.00399
125% 2DMPC	31.17488	0.12512	0.99600	0.00400



ภาพที่ 4.2.10.1 สารต่างๆที่ออก ด้านข้าง (side draw) ของ V1404



ภาพที่ 4.2.10.2 อัตราส่วนสารต่างๆที่ออก ด้านข้าง (side draw) ของ V1404

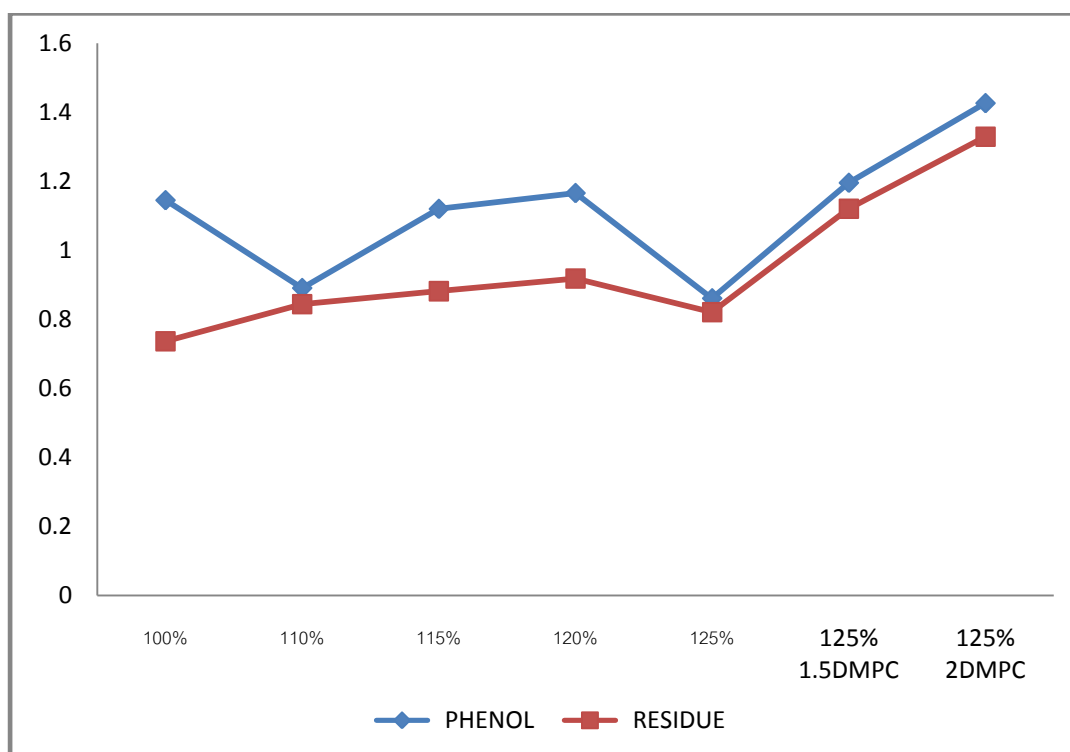
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า พบว่าปริมาณของฟีนอลลดลง เนื่องจากการกลั่นแยกที่ V1302 ไม่สามารถกลั่นแยกได้เหมาะสม



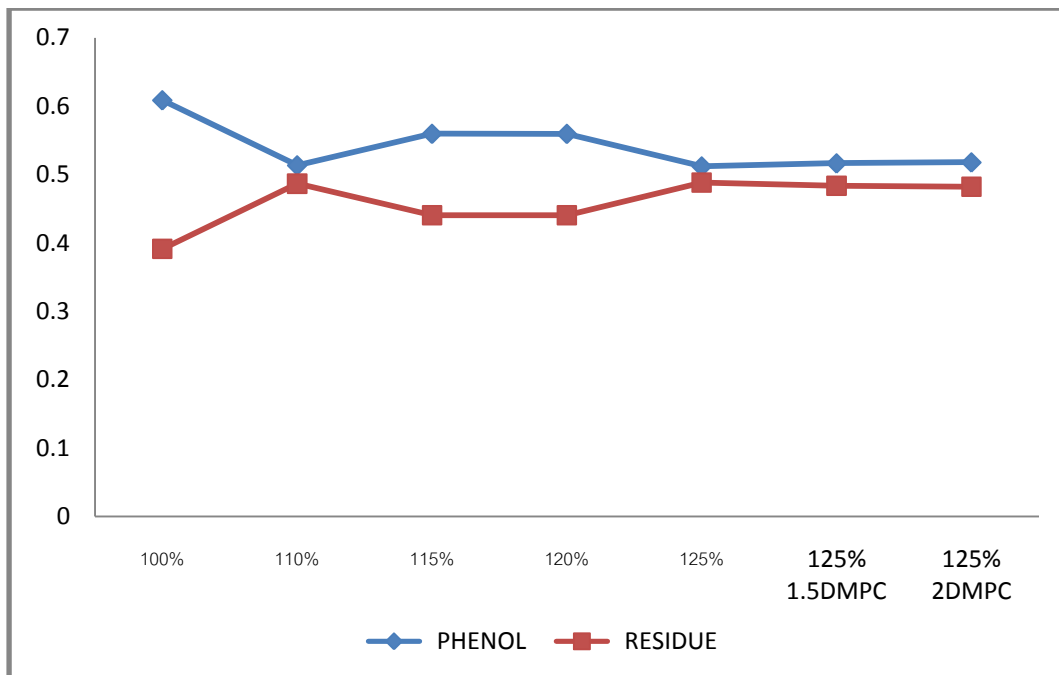
มีผลให้ปริมาณฟีนอลมีแนวโน้มลดลง และอัตราส่วนต่างๆของทุกกำลังการผลิต มีผลโดยตรงต่อการปรับสภาวะที่ V1302.

ตารางที่ 4.2.10.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1404

กำลังการผลิต	BTM V1404 Mass Flow tons/hr		BTM V1404 Mass Fractionation	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	1.14529	0.73653	0.60861	0.39139
110%	0.89085	0.84413	0.51346	0.48654
115%	1.12016	0.88153	0.55961	0.44039
120%	1.16601	0.91799	0.55951	0.44049
125%	0.86104	0.82094	0.51192	0.48808
125% 1.5DMPC	1.19568	1.11982	0.51638	0.48362
125% 2DMPC	1.42651	1.32849	0.51779	0.48221



ภาพที่ 4.2.10.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1404 (tons/hr)

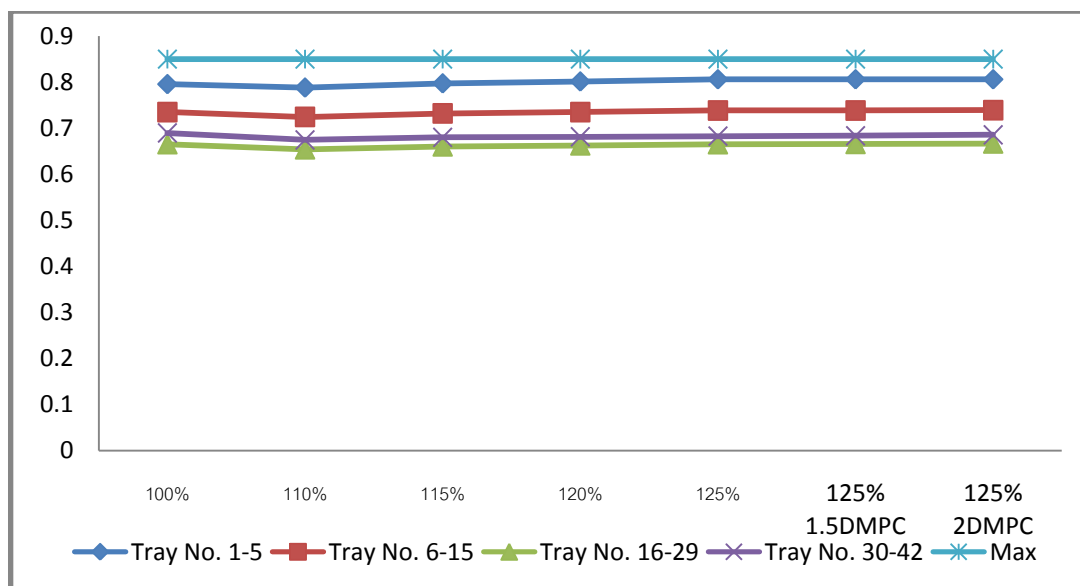


ภาพที่ 4.2.10.4 อัตราส่วนสารที่ออกด้านล่างของ V1404

จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามผลการกลั่นที่ V1404 ซึ่งกำหนดค่าควบคุมที่ฟีดบอล อยู่ที่ร้อยละ 0.5 – 0.6 .

ตารางที่ 4.2.10.3 ค่า flooding ที่ tray ของ V1404

กำลังการผลิต	Tray Maximum flooding factor			
	Tray No. 1-5	Tray No. 6-15	Tray No. 16-29	Tray No. 30-42
100%	0.79570	0.73503	0.66536	0.68983
110%	0.78815	0.72459	0.65426	0.67461
115%	0.79735	0.73217	0.66058	0.68008
120%	0.80146	0.73514	0.66278	0.68124
125%	0.80619	0.73845	0.66530	0.68272
125%1.5DMPC	0.80618	0.73873	0.66586	0.68386
125% 2DMPC	0.80618	0.73934	0.66688	0.68594
Design	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)	0.85(Max)

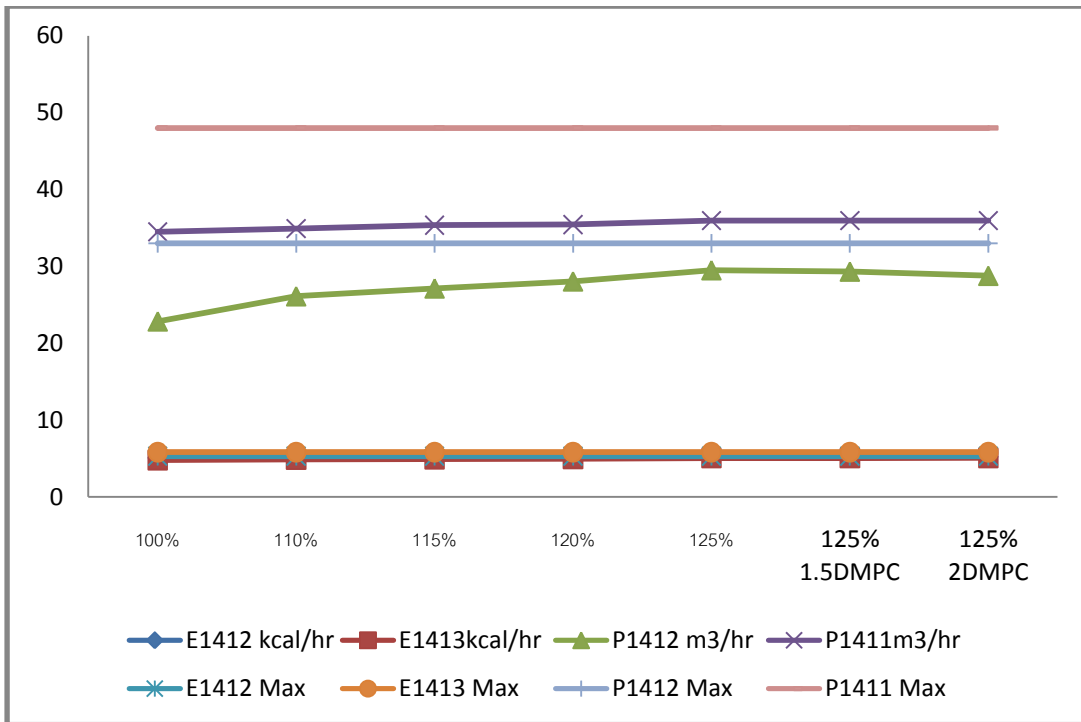


ภาพที่ 4.2.10.5 สถานะการทำงานของ flooding tray ที่ V1404

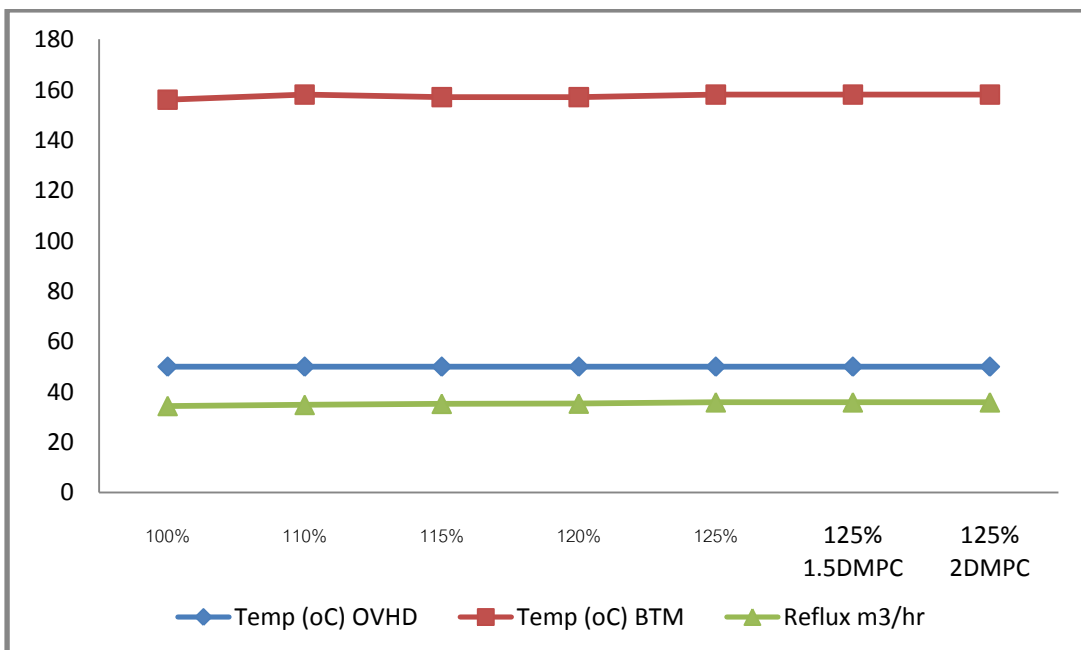
จากตารางและกราฟพบว่า โอกาสเกิดการท่วม (flooding) ระหว่าง เทรย์ (tray) ที่ 1-5 เมื่อกำลังการผลิตเพิ่มขึ้น flooding max ที่ เทรย์ (tray) ก็เพิ่มขึ้นด้วย ดังนั้นเมื่อเพิ่มกำลังผลิตที่ 125% ควรระมัดระวัง

ตารางที่ 4.2.10.4 สถานะการทำงานต่างๆของ V1404

กำลังการผลิต	E1412 Boiler	E1413 Cond	Sidedraw P1412	OVHD P1411	Temperature (°C)		Reflux
	kcal/hr	kcal/hr	m3/hr	m3/hr	OVHD	BTM	m3/hr
100%	5.09	4.78	22.82	34.49	50	156	34.4
110%	5.15	4.86	26.1	34.92	50	158	34.83
115%	5.19	4.92	27.12	35.346	50	157	35.26
120%	5.2	4.94	28.04	35.43	50	157	35.35
125%	5.21	5.05	29.5	35.95	50	158	35.86
125% 1.5DMPC	5.21	5.05	29.32	35.95	50	158	35.85
125% 2DMPC	5.22	5.08	28.77	35.95	50	158	35.85
Design	5.29	5.82	33	48	-	-	-



ภาพที่ 4.2.10.6 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1404



ภาพที่ 4.2.10.7 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1404

จากตารางและกราฟพบว่า ที่กำลังการผลิตที่ 120% ขึ้นไป มีแนวโน้มที่ E1412 จะมีการถ่ายเทความร้อนไม่เพียงพอ ควรเฝ้าระวัง ส่วนสภาวะการทำงานของอุณหภูมิ ด้านบนและ

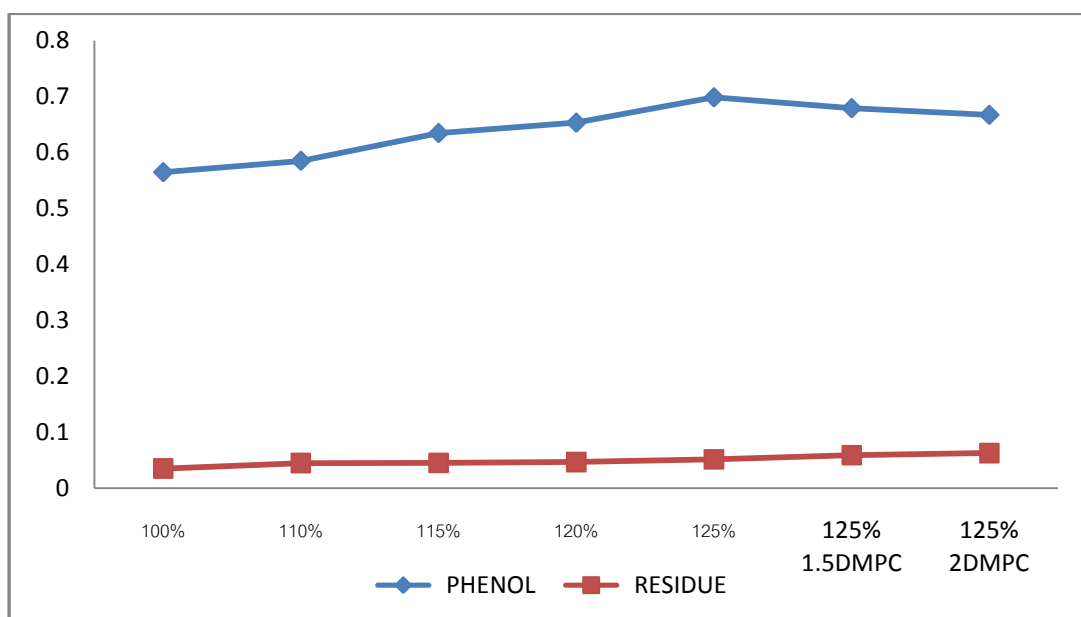
ด้านล่างของ V1404 สามารถทำได้ใกล้เคียง การปรับ รีฟลักซ์ (reflux) เพื่อช่วยให้การกลั่นได้สารที่ออกทางด้านข้าง (sidedraw) ตามที่ต้องการ

#### 4.2.11 ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1405

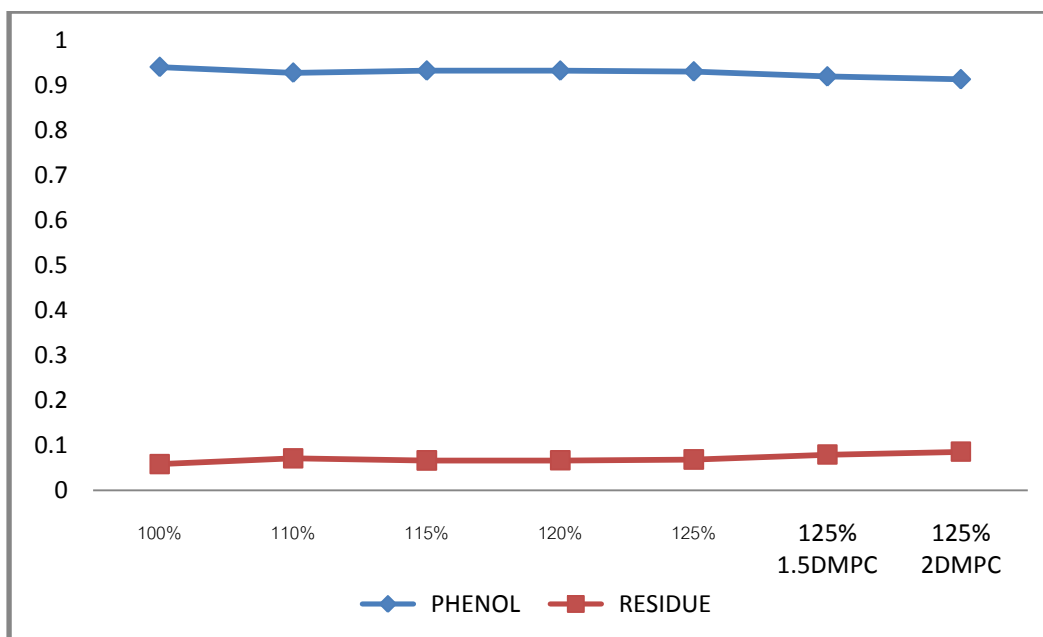
ผลการจำลองการกลั่นที่ V1405 แต่ละกำลังการผลิต แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.11.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1405

กำลังการผลิต	OVHD V1405 Mass Flow tons/hr		OVHD V1405 Fractionation	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.56486	0.035143	0.941429	0.058571
110%	0.58510	0.04490	0.928738	0.071262
115%	0.63467	0.045333	0.933334	0.066666
120%	0.65325	0.046748	0.933218	0.066782
125%	0.69857	0.051428	0.93143	0.06857
125% 1.5DMPC	0.6792	0.058803	0.920321	0.079679
125% 2DMPC	0.66729	0.062713	0.914091	0.085909



ภาพที่ 4.2.11.1 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1405

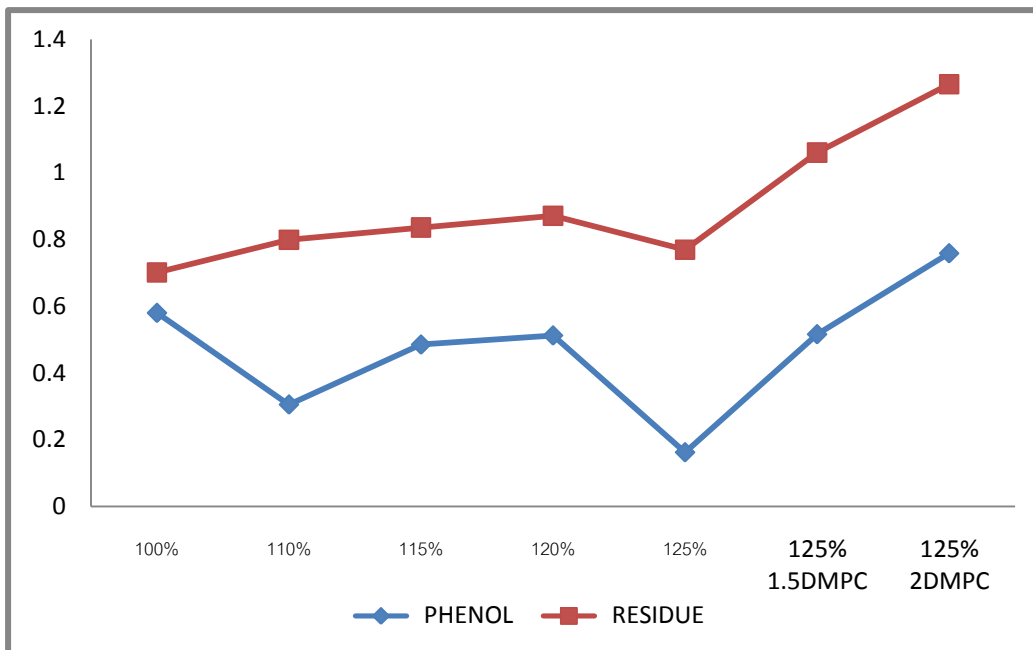


ภาพที่ 4.2.11.2 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านบน V1405

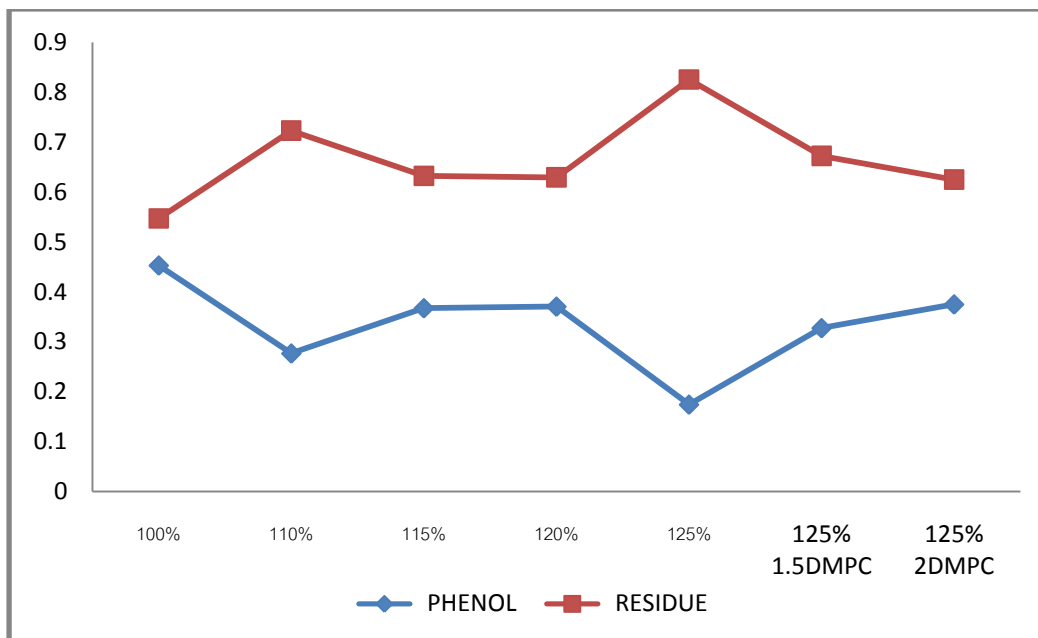
จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารต่างๆที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนอล คาร์บินอล (DMPC) มากกว่าปกติ 1.5 และ 2 เท่า พบว่าปริมาณของฟีนอลหมุนวนลดลง เนื่องจากปริมาณสารมลทิน (residue) มีเพิ่มขึ้น

ตารางที่ 4.2.11.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1405

กำลังการผลิต	BTM V1405 Mass Flow tons/hr		BTM V1405 Mass Fractionation	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.58043	0.7013861	0.45282	0.54718
110%	0.30574	0.799237	0.276696	0.723304
115%	0.48549	0.8362001	0.367328	0.632672
120%	0.51275	0.8712408	0.370489	0.629511
125%	0.16247	0.7695169	0.174328	0.825672
125% 1.5DMPC	0.51649	1.061018	0.327408	0.672592
125% 2DMPC	0.75922	1.2657781	0.374925	0.625075



ภาพที่ 4.2.11.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1405 (tons/hr)



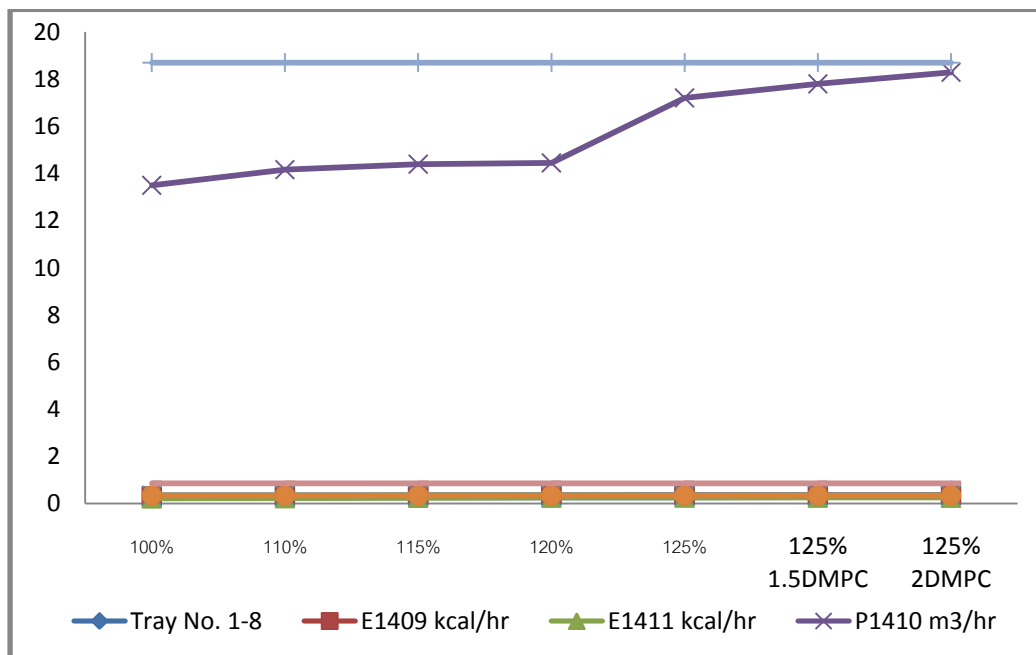
ภาพที่ 4.2.11.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1405

จากตารางและกราฟอัตราส่วนปริมาณสารมลทิน (residue) ที่เกิดขึ้น จะแปรผันตามปริมาณการผลิต แต่พบว่าที่กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มากกว่าปกติ 1.5 และ 2 เท่า เนื่องจากไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) จะเปลี่ยนเป็นสารมลทิน

(residue) ด้วย นอกจากนั้น ยังมีฟีนอลติดไปกับสารมลทิน (residue) บางส่วนด้วย และฟีนอลในส่วนนี้ไม่สามารถนำกลับมาได้

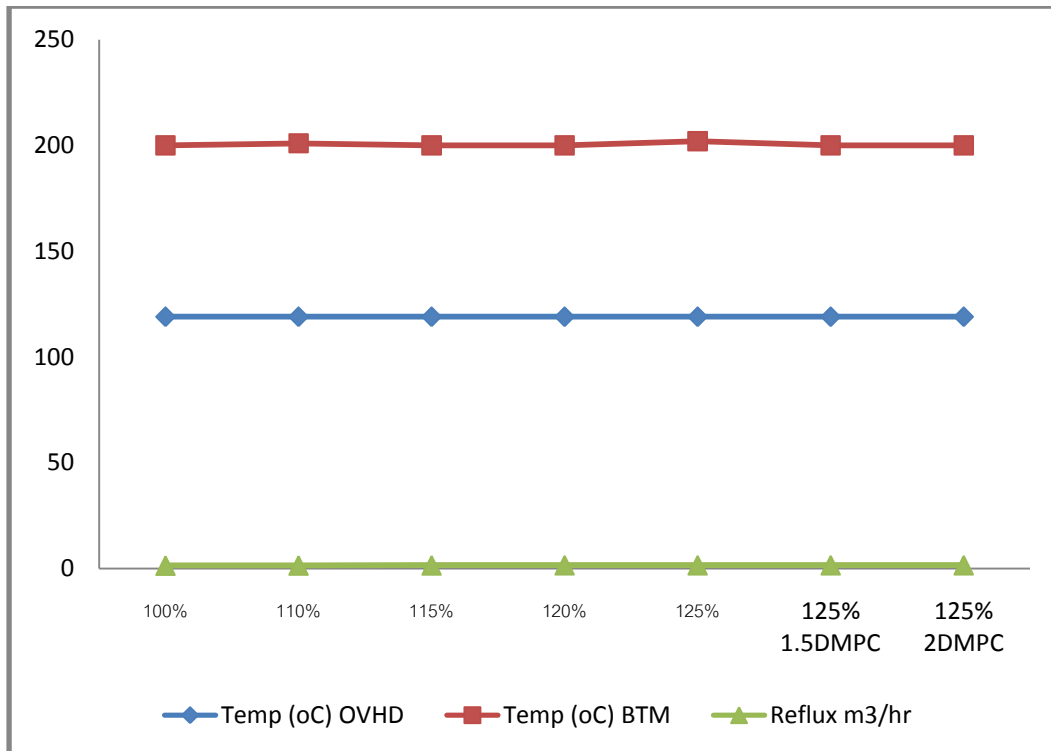
ตารางที่ 4.2.11.3 แสดงสภาวะการทำงานต่างๆของ V1405

กำลังการผลิต	Tray Maximum flooding factor	E1409 Boiler	E1411 Cond	BTM P1410	Temperature (°C)		Reflux
	Tray No. 1-8	kcal/hr	kcal/hr	m3/hr	OVHD	BTM	m3/hr
100%	0.23389883	0.297	0.222	13.49	119	200	1.39
110%	0.241843	0.314	0.232	14.15	119	201	1.45
115%	0.26315913	0.337	0.25	14.39	119	200	1.5
120%	0.26504869	0.339	0.252	14.44	119	200	1.56
125%	0.2640819	0.344	0.257	17.2	119	202	1.55
125% 1.5DMPC	0.27161828	0.345	0.255	17.8	119	200	1.56
125% 2DMPC	0.27589156	0.345	0.253	18.29	119	200	1.56
Design	0.85 Max	0.345	0.34	18.7	-	-	-



ภาพที่ 4.2.11.5 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1405





ภาพที่ 4.2.11.6 สภาวะการทำงานของ temperature , reflux ที่ V1405

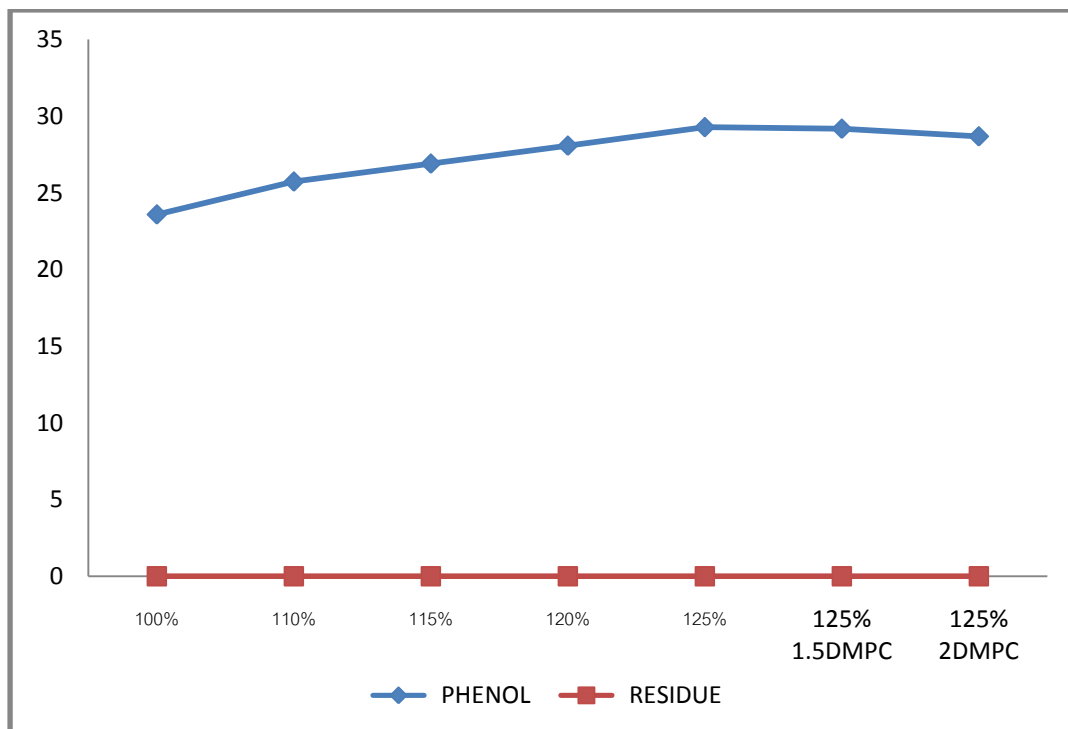
จากตารางและกราฟพบว่า ที่กำลังการผลิตที่ 125% มีแนวโน้มที่ E1409 จะมีการถ่ายเทความร้อนไม่เพียงพอ ควรเฝ้าระวัง ส่วนสภาวะการทำงานของอุณหภูมิ ด้านบนและด้านล่างของ V1405 สามารถทำได้ใกล้เคียง การปรับรีฟลักซ์ (reflux) เพื่อช่วยให้การกลั่นได้สารที่ออกทางด้านบนตามที่ต้องการ

#### 4.2.ผลการจำลองแต่ละกำลังการผลิตที่ V1406

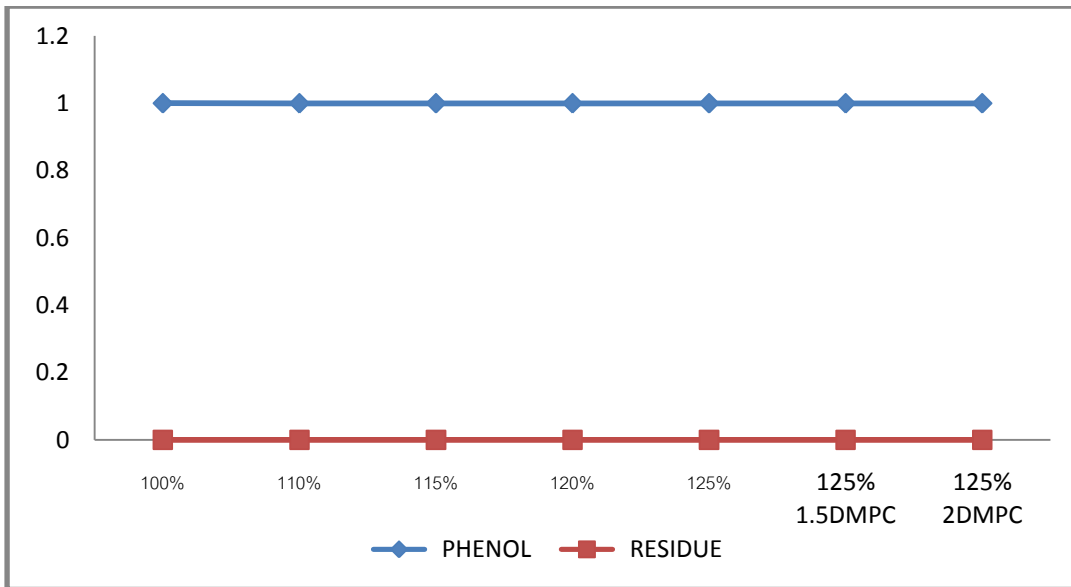
ผลการจำลองการกลั่นที่ V1406 แต่ละกำลังการผลิต แสดงในตารางและกราฟดังต่อไปนี้

ตารางที่ 4.2.12.1 ผลิตรกษณ์ที่ฟีนอลที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1406

กำลังการผลิต	Phenol Mass Flow tons/hr		Phenol Mass Fractionation		% Phenol ที่ได้รับ
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE	
100%	23.598934	0.0010662	0.999955	4.52E-05	100.85
110%	25.74457	0.00543	0.999789	0.0002109	110.02
115%	26.915744	0.0042559	0.999842	0.0001581	115.025
120%	28.086111	0.0038891	0.99986	0.0001403	120.026
125%	29.293922	0.0060776	0.999793	0.0002074	125.188
125% 1.5DMPC	29.193263	0.0067368	0.999769	0.0002307	124.758
125% 2DMPC	28.694801	0.0051991	0.999819	0.0001812	122.627



ภาพที่ 4.2.12.1 ผลิตรกษณ์ที่ฟีนอลที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1406 (tons/hr)

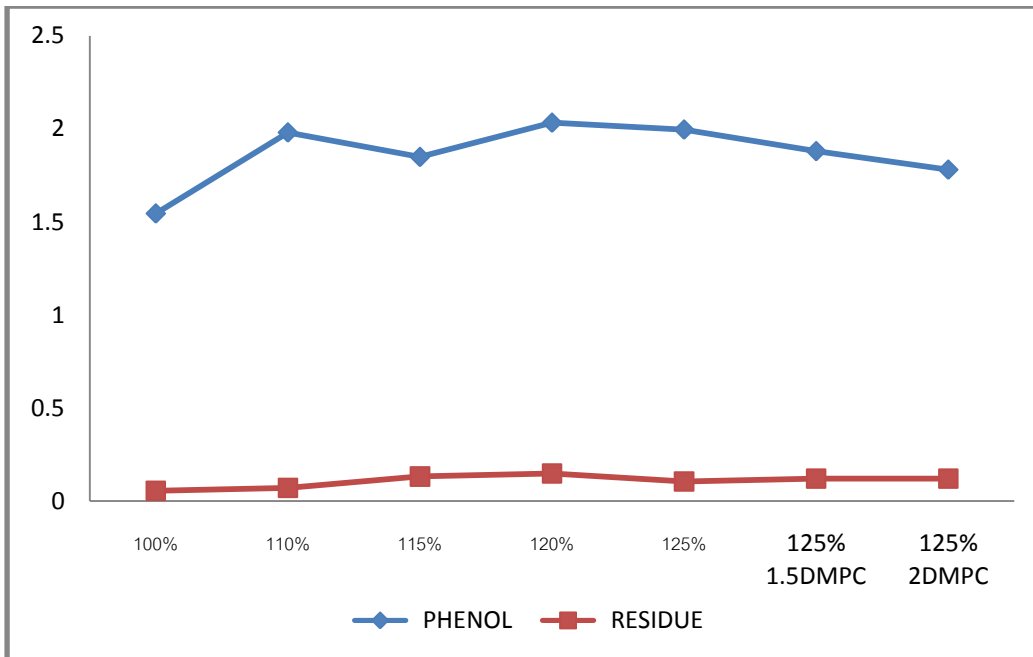


ภาพที่ 4.2.12.2 อัตราส่วนผลิตภัณฑ์ฟีนอลที่ออกด้านข้าง (side draw) ของ V1406

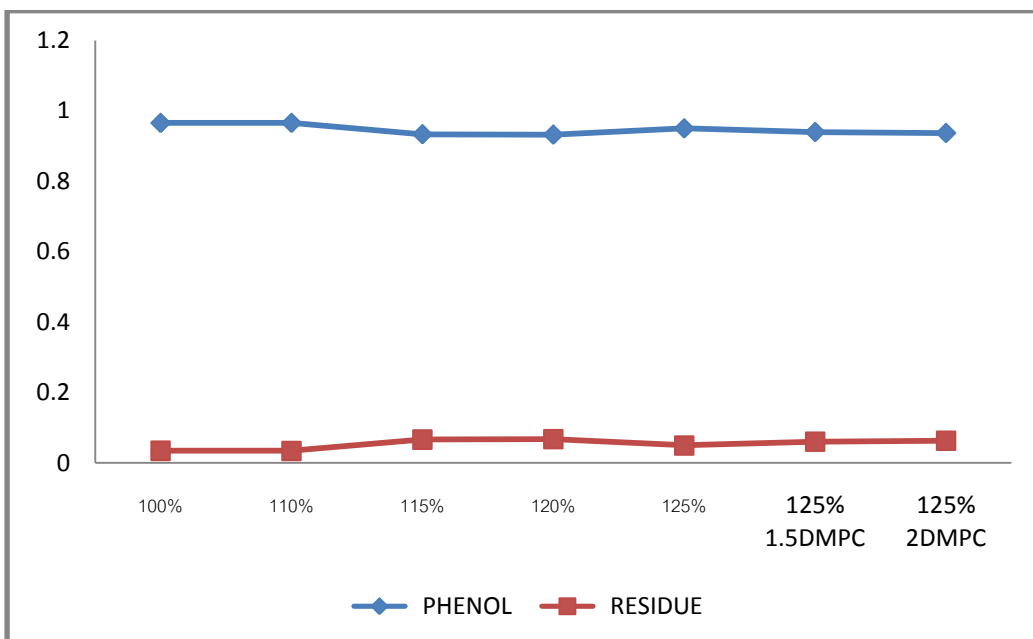
จากตารางและกราฟพบว่า ที่กำลังการผลิตที่ ต่างๆสามารถ ได้ผลิตภัณฑ์ฟีนอลที่มีความบริสุทธิ์ มากกว่าร้อยละ 99.90 แต่พบว่าที่ กำลังการผลิต 125% และมีไดเมทิลฟีนอล คาร์บอนอล (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า ได้กำลังการผลิตเพียง 122.63% เนื่องจากกรกลั่นแยกที่ V1302 ไม่สามารถกลั่นแยกได้เหมาะสม มีผลให้ปริมาณฟีนอลมีแนวโน้มลดลง และจากการจำลองนี้ พบว่าสามารถเพิ่มกำลังการผลิตได้ที่ 125% โดยที่มีไดเมทิลฟีนอล คาร์บอนอล (DMPC) มากกว่าปกติ 1.5 เท่า จะได้กำลังการผลิตที่ 124.76 %

ตารางที่ 4.2.12.2 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1406

กำลังการผลิต	BTM V1406 Mass Flow tons/hr		BTM V1406 Mass Fractionation	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	1.5448915	0.055109	0.965557	0.0344431
110%	1.97986	0.07014	0.965787	0.0342126
115%	1.8483734	0.1316266	0.933522	0.0664781
120%	2.0324842	0.1475158	0.932332	0.0676678
125%	1.9954006	0.104601	0.95019	0.04981
125% 1.5DMPC	1.8794495	0.1205502	0.939725	0.0602751
125% 2DMPC	1.7800837	0.1199166	0.936886	0.063114



ภาพที่ 4.2.12.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1406 (tons/hr)



ภาพที่ 4.2.12.4 อัตราส่วนสารต่างๆในสายออกด้านล่าง V1406

จากตารางและกราฟสามารถควบคุมปริมาณสารที่ออกทางด้านล่าง V1406 ได้ปกติ

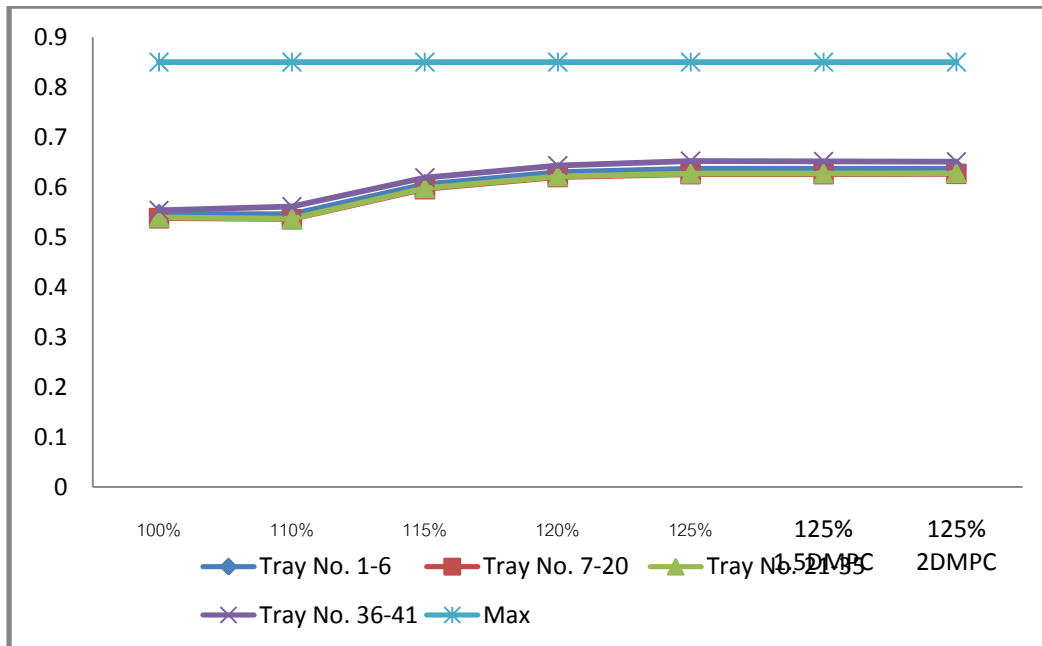
ตารางที่ 4.2.12.3 ปริมาณสารต่างๆในสายออกด้านบน V1406

กำลังการผลิต	OVHD V1406 Mass Flow tons/hr		OVHD V1406 Fractionation	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.5999997	0	1	0
110%	0.60000	0	0.999998	0
115%	0.5999999	0	0.933334	0
120%	0.5999992	0	0.999999	0
125%	0.6999985	0	0.999998	0
125% 1.5DMPC	0.6999984	0	0.999998	0
125% 2DMPC	0.6999987	0	0.999998	0

จากตารางพบว่าสามารถควบคุมปริมาณสารที่ออกทางด้านบน V1406 ได้ปกติ

ตารางที่ 4.2.12.4 ค่า flooding ที่ tray ของ V1406

กำลังการผลิต	Tray Maximum flooding factor			
	Tray No. 1-6	Tray No. 7-20	Tray No. 21-35	Tray No. 36-41
100%	0.54591	0.537875	0.539229	0.553243
110%	0.54595	0.535875	0.536686	0.560635
115%	0.60566	0.596205	0.597734	0.618865
120%	0.62955	0.620015	0.621666	0.643226
125%	0.63685	0.625763	0.627106	0.652236
125% 1.5DMPC	0.63685	0.625884	0.627269	0.651857
125% 2DMPC	0.63685	0.626451	0.627944	0.650891
Design	0.85 Max	0.85 Max	0.85 Max	0.85 Max

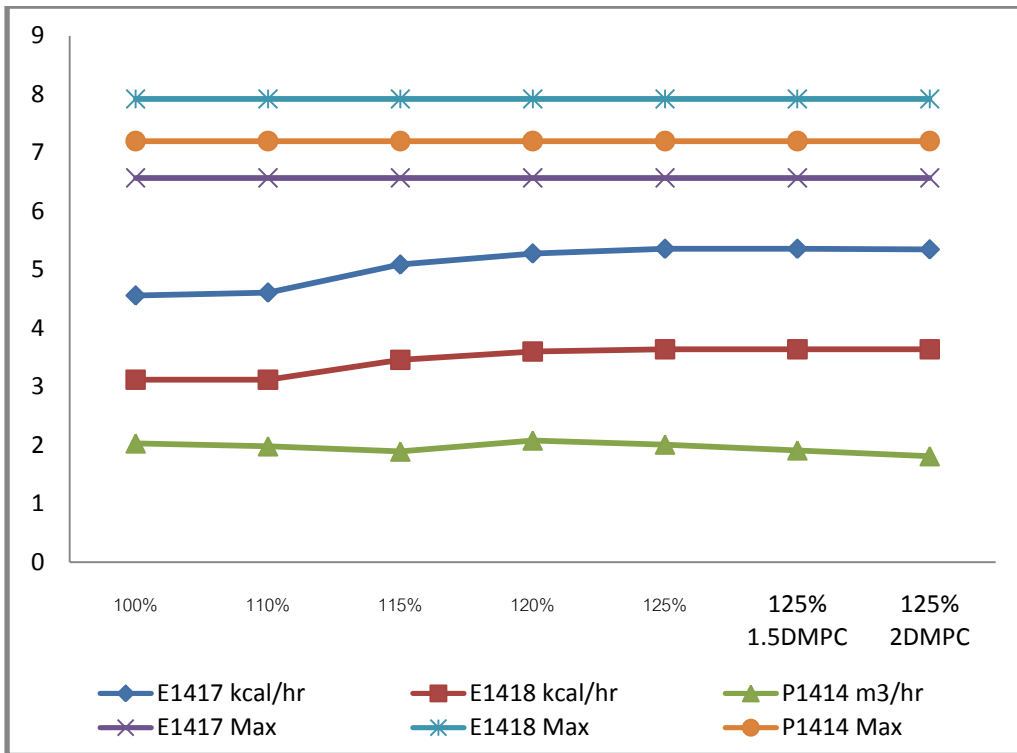


ภาพที่ 4.2.12.5 สภาวะการทำงานของ flooding tray ที่ V1406

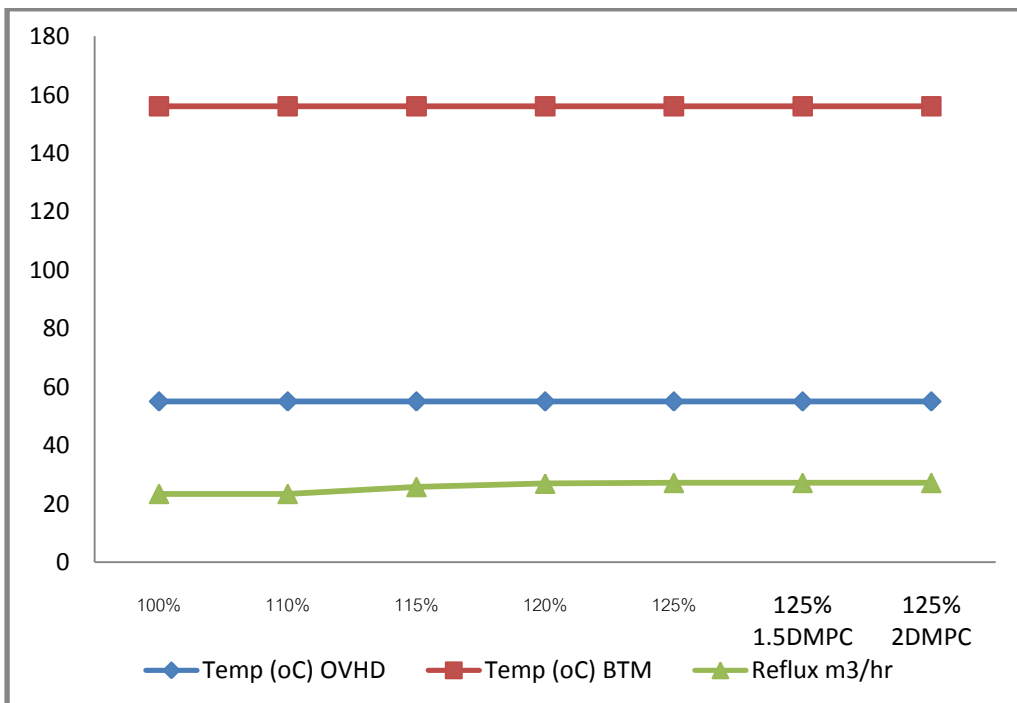
จากตารางและกราฟพบว่า โอกาสเกิดการท่วม (flooding) ที่ เทรย์(tray) ที่ V1406 มีน้อย และเมื่อกำลังการผลิตเพิ่มขึ้น flooding max ที่ เทรย์(tray) ก็จะเพิ่มขึ้นด้วย

ตารางที่ 4.2.12.5 สภาวะการทำงานต่างๆของ V1406

กำลังการผลิต	E1417	E1418	BTM	Temperature (°C)		Reflux
	Boiler	Cond	P1414	OVHD	BTM	
	kcal/hr	kcal/hr	m3/hr			m3/hr
100%	4.56	3.12	2.03	55	156	23.4
110%	4.61	3.12	1.98	55	156	23.4
115%	5.09	3.46	1.89	55	156	25.75
120%	5.28	3.6	2.08	55	156	26.88
125%	5.36	3.64	2.01	55	156	27.14
125%1.5DMPC	5.36	3.64	1.91	55	156	27.14
125% 2DMPC	5.35	3.64	1.81	55	156	27.13
Design	6.57	7.92	7.2	-	-	-



ภาพที่ 4.2.12.6 สภาวะการแลกเปลี่ยนความร้อนและปริมาณสารที่ออกจาก V1406



ภาพที่ 4.2.12.7 สภาวะการทำงาน temperature , reflux ที่ V1406

จากตารางและกราฟสภาวะการทำงานปกติ ทุกกำลังการผลิต

#### 4.3 ผลการวิเคราะห์สภาวะการทำงานของความดันต่างๆที่กำลังผลิต 125%

จำลองกำลังการผลิตสภาวะการทำงานของความดันลดลงจากการผลิตปกติลงที่ 10% และ 20% ตามลำดับโดยที่มีสารต่างๆแต่ละลายไม่มีความแตกต่างโดยมีนัยสำคัญ ซึ่งที่สภาวะปกติแต่ละอุปกรณ์มีสภาวะการทำงานของความดันดังนี้ V1401 0.69 kg/cm<sup>2</sup>g, V1402 470 mmHg, V1403 139.3 mmHg, V1404 105 mmHg, V1405 130 mmHg, V1406 280 mmHg.

ตารางที่ 4.3.1 สภาวะของความดันที่แตกต่างในแต่ละอุปกรณ์ที่ V1401, V1402 และ V1403

หอกลิ้น	สภาวะการทำงาน	กำลังการผลิต			หน่วย
		125%	125% 0.9P	125% 0.8P	
V1401	ความดัน	0.69	0.62	0.552	kg/cm <sup>2</sup> g
	Tray Maximum flooding	0.8453	0.8480	0.8498	-
	อุณหภูมิด้านบน	72	71	70	°C
	อุณหภูมิด้านล่าง	200	199	197.25	°C
	E1402 reboiler	6.19	6.15	6.11	kcal/hr
	E1401 condenser	3.18	3.19	3.19	kcal/hr
V1402	ความดัน	470	423	376	mm.Hg.
	Tray Maximum flooding	0.7017	0.7291	0.7653	-
	อุณหภูมิด้านบน	35	35	35	°C
	อุณหภูมิด้านล่าง	64	62	60	°C
	E1404 reboiler	7.32	7.08	6.89	kcal/hr
	E1406 condenser	8.55	8.54	8.58	kcal/hr
V1403	ความดัน	139.3	423	376	mm.Hg.
	Tray Maximum flooding	0.5824	0.5983	0.6228	-
	อุณหภูมิด้านบน	50	50	50	°C
	อุณหภูมิด้านล่าง	170	168.5	167.5	°C
	E1407 reboiler	4.23	4.2	4.16	kcal/hr
	E1408 condenser	4.2	4.22	4.24	kcal/hr



ตารางที่ 4.3.2 สภาวะของความดันที่แตกต่างในแต่ละอุปกรณ์ที่ V1404,V1405 และ V1406

หอกลับ	สภาวะการทำงาน	กำลังการผลิต			หน่วย
		125%	125% 0.9P	125% 0.8P	
V1404	ความดัน	105	94.5	84	mm.Hg.
	Tray Maximum flooding	0.8062	0.8440	0.8454	-
	อุณหภูมิด้านบน	50	50	50	$^{\circ}\text{C}$
	อุณหภูมิด้านล่าง	158	157	155	$^{\circ}\text{C}$
	E1412 reboiler	5.21	5.16	4.82	kcal/hr
	E1413 condenser	5.05	5.07	4.87	kcal/hr
V1405	ความดัน	130	117	104	mm.Hg.
	Tray Maximum flooding	0.2641	0.2645	0.2640	-
	อุณหภูมิด้านบน	119	119	119	$^{\circ}\text{C}$
	อุณหภูมิด้านล่าง	202	202	202	$^{\circ}\text{C}$
	E1409 reboiler	0.344	0.345	0.345	kcal/hr
	E1411 condenser	0.257	0.257	0.25	kcal/hr
V1406	ความดัน	280	252	224	mm.Hg.
	Tray Maximum flooding	0.6369	0.6681	0.8440	-
	อุณหภูมิด้านบน	55	55	55	$^{\circ}\text{C}$
	อุณหภูมิด้านล่าง	156	154	151.5	$^{\circ}\text{C}$
	E1417 reboiler	5.36	5.31	6.24	kcal/hr
	E1418 condenser	3.64	3.66	4.4	kcal/hr

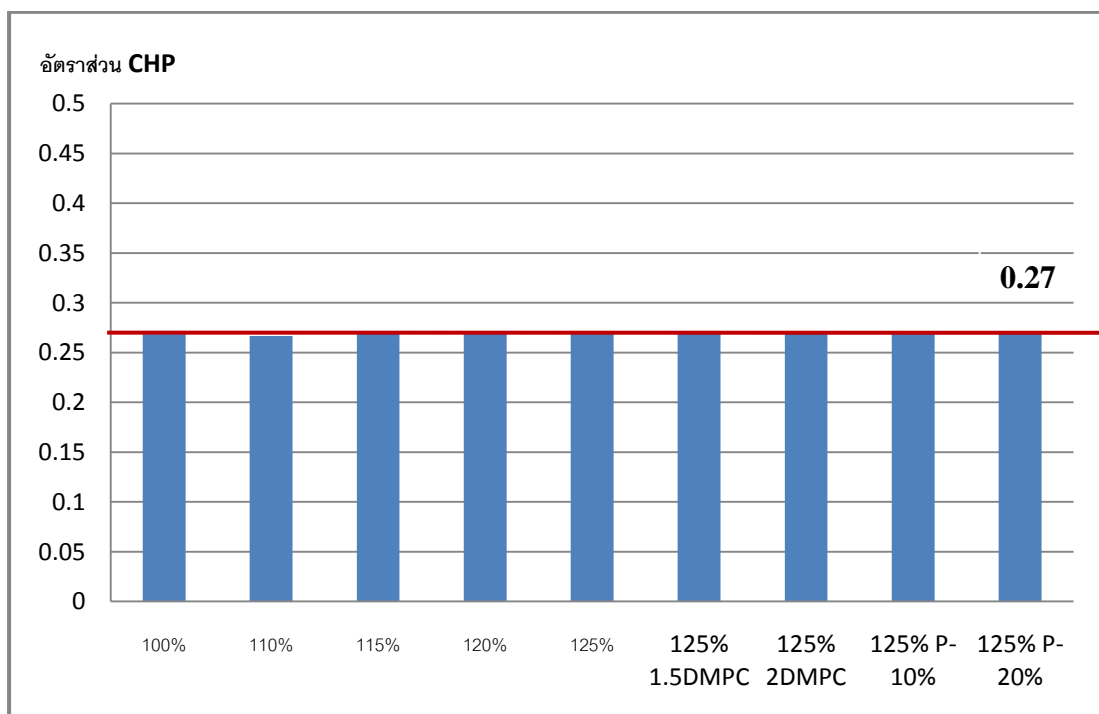
จากตารางแสดงสภาวะการทำงานต่างๆที่เปลี่ยนแปลงเนื่องจากความดันเปลี่ยนดังนี้ เมื่อลดความดันลง มีผลทำให้อุณหภูมิในหอกลับลดลงทุกหอกลับ ,พลังงานความร้อนที่หม้อต้มซ้ำ (reboiler) ลดลงและการท่วมของเทรย์ (tray)เพิ่มขึ้นเมื่อความดันลดลง เมื่อวิเคราะห์แต่ละหอกลับ

พบว่าที่ V1402,V1403 และ V1405 สามารถปรับความดันลดลงได้ตามต้องการมีผลทำให้ การท่วมของเทรย์เพิ่มขึ้นแต่ไม่เกินค่าควบคุม และความร้อนที่หม้อต้มซ้ำลดลง ที่ V1401 และ V1404 ต้องปรับ รีฟลักซ์ (reflux) ลดลงเล็กน้อยเนื่องจาก การท่วมของเทรย์มากเกินไปเกินค่าควบคุม

ส่วนความร้อนที่หม้อต้มต่ำลดลง ที่ V1406 เมื่อลดความดันลงมีผลทำให้สารฟินอลมีปริมาณ สารมลทินเกินค่าควบคุม ทำให้ต้องปรับปริมาตรเพิ่ม มีผลทำให้การท่วมของเทอร์ยสูงใกล้เคียงค่า ควบคุม และความร้อนที่หม้อต้มต่ำเพิ่มขึ้นมาก

#### 4.4 ผลการวิเคราะห์ปัจจัย

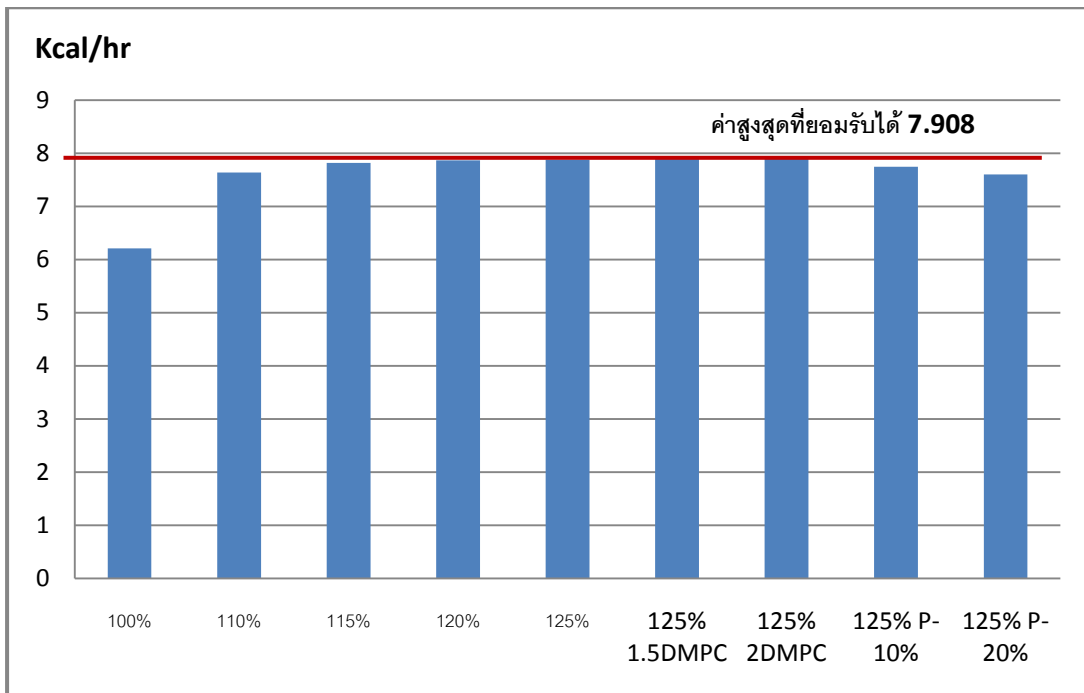
ที่ส่วนปฏิบัติการออกซิเดชัน (ออกจาก OX1202) ค่า conversion ของการเกิด CHP จากการ จำลองสามารถแสดงได้ดังนี้



ภาพที่ 4.4.1 ค่า conversion ของการเกิด CHP ที่ปฏิบัติการออกซิเดชัน

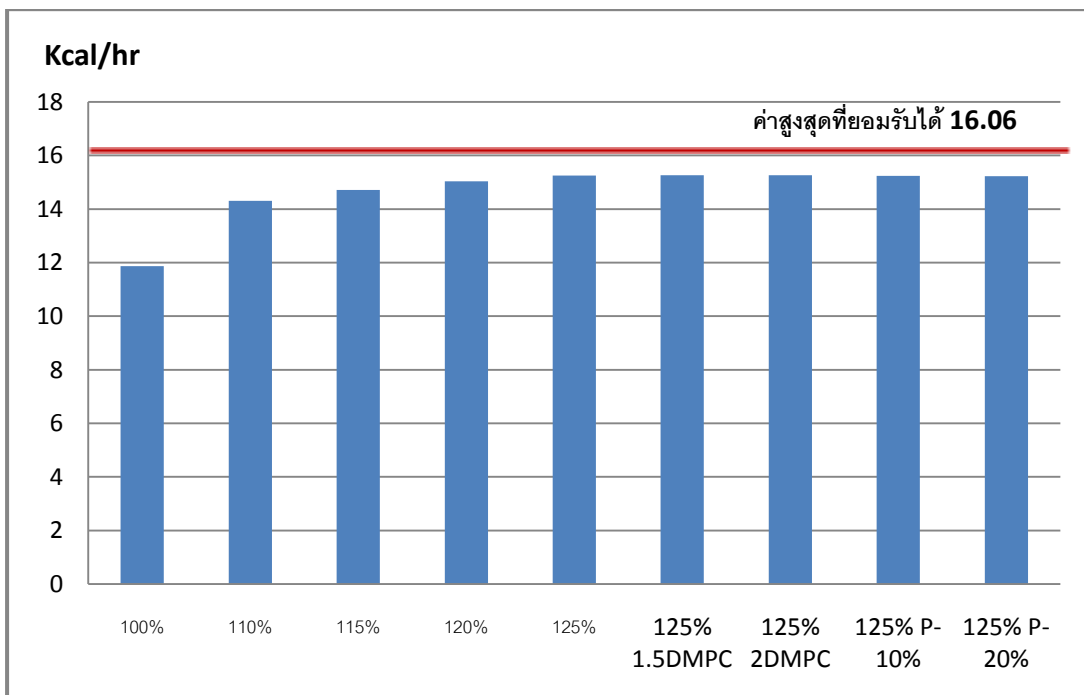
ที่กำลังการผลิตร้อยละ 125 และมีไดเมทิลฟีนอล คาร์บอน (DMPC) มากกว่าปกติ 2 เท่า ไม่สามารถดำเนินการได้ และได้กำลังการผลิตสูงสุดเพียงร้อยละ 122.63 เท่านั้น เนื่องจากการ กัดกร่อนที่ V1302 ไม่สามารถกัดกร่อนได้ มีผลให้ปริมาณฟินอลมีแนวโน้มลดลง และจากการ จำลองนี้พบว่าสามารถเพิ่มกำลังการผลิตได้ที่ 125% โดยที่มีไดเมทิลฟีนอล คาร์บอน (DMPC) มากกว่าปกติ 1.5 เท่า และอุปกรณ์ที่มีแนวโน้มเป็นข้อจำกัดคือ

- E1303 ซึ่งเป็นหม้อต้มต่ำของหอกลั่น V1301



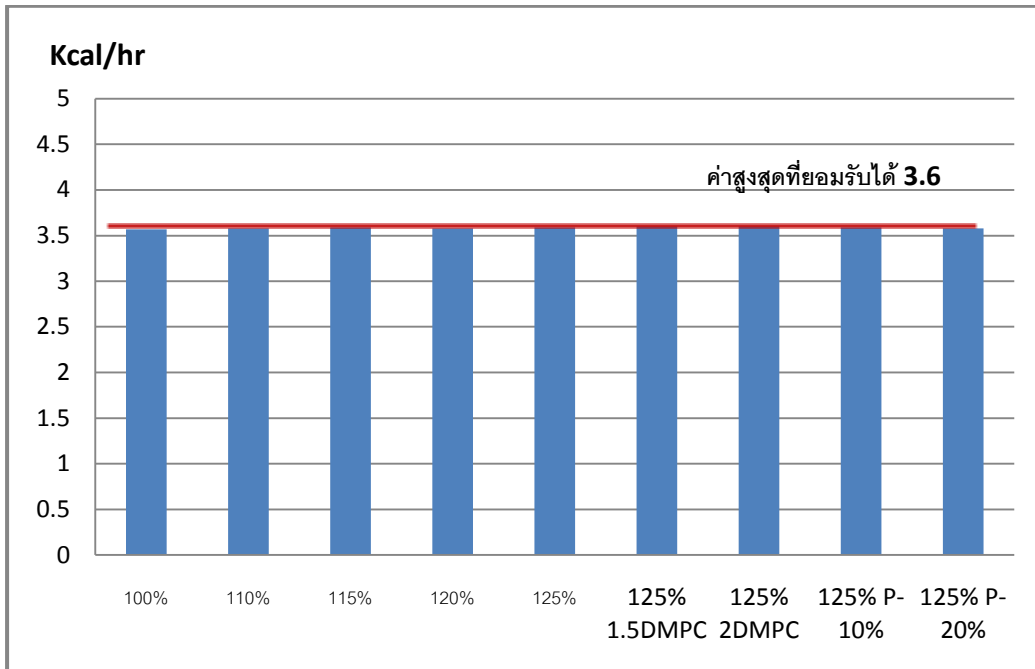
ภาพที่ 4.4.2 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1303

- E1303 ซึ่งเป็นหม้อต้มข้าวของหอกถั่ว V1301



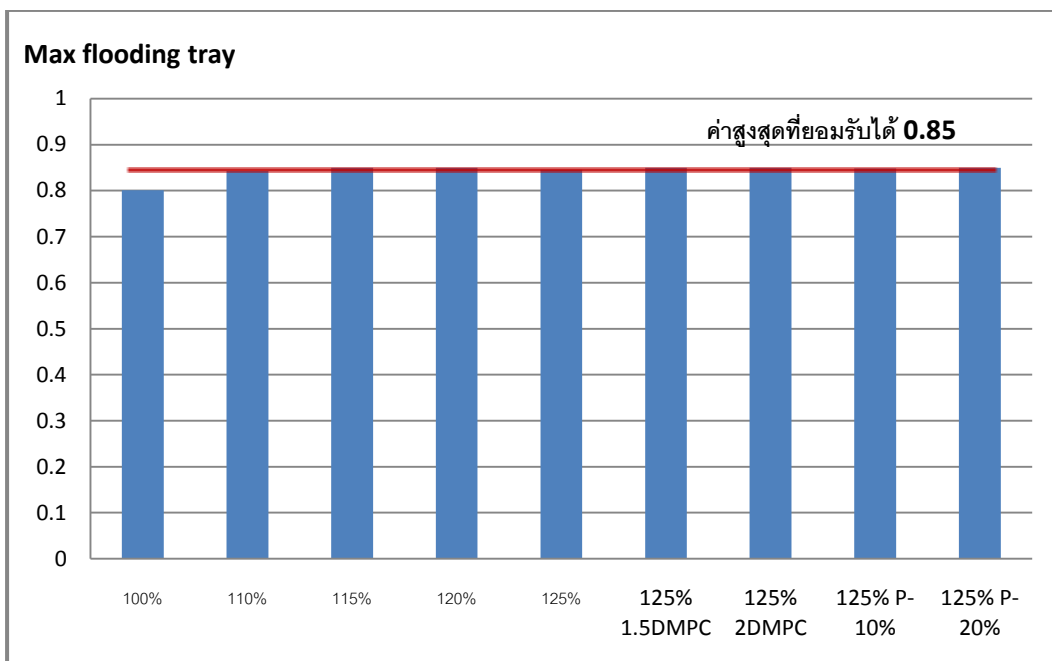
ภาพที่ 4.4.3 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1301

- E1304 ซึ่งเป็นหม้อต้มซ้ำของหอ กลั่น V1302



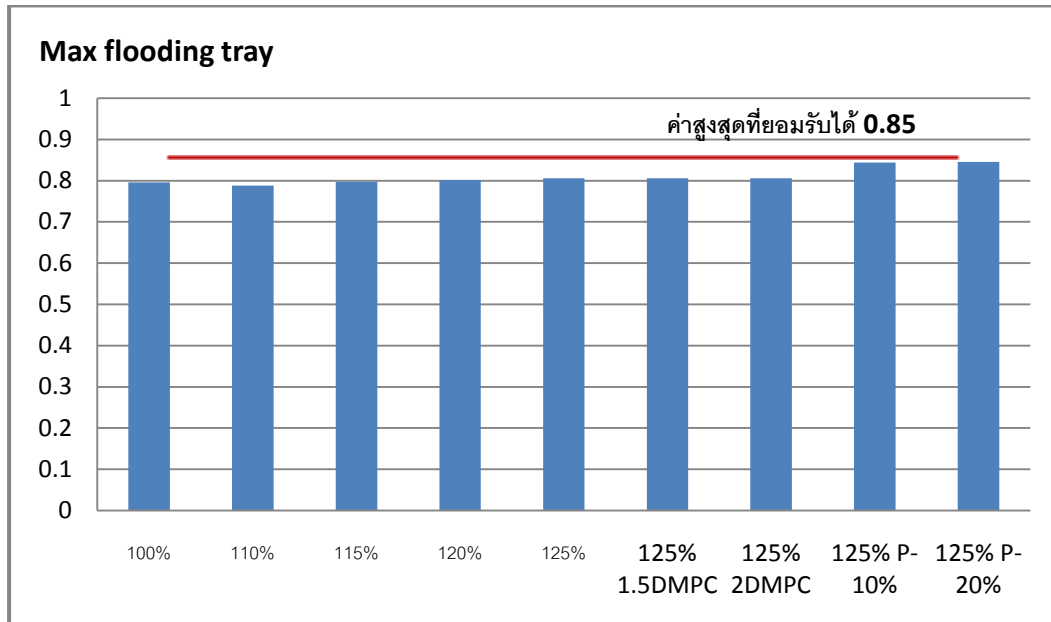
ภาพที่ 4.4.4 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1304

- เทรย์ 17 – 60 ในหอกลั่น V1401 ซึ่งมีค่า flooding max factor ใกล้เคียง 0.85 ซึ่งเป็นค่าสูงสุดที่ออกแบบเพื่อป้องกันไม่ให้หอกลั่นเกิดการท่วม



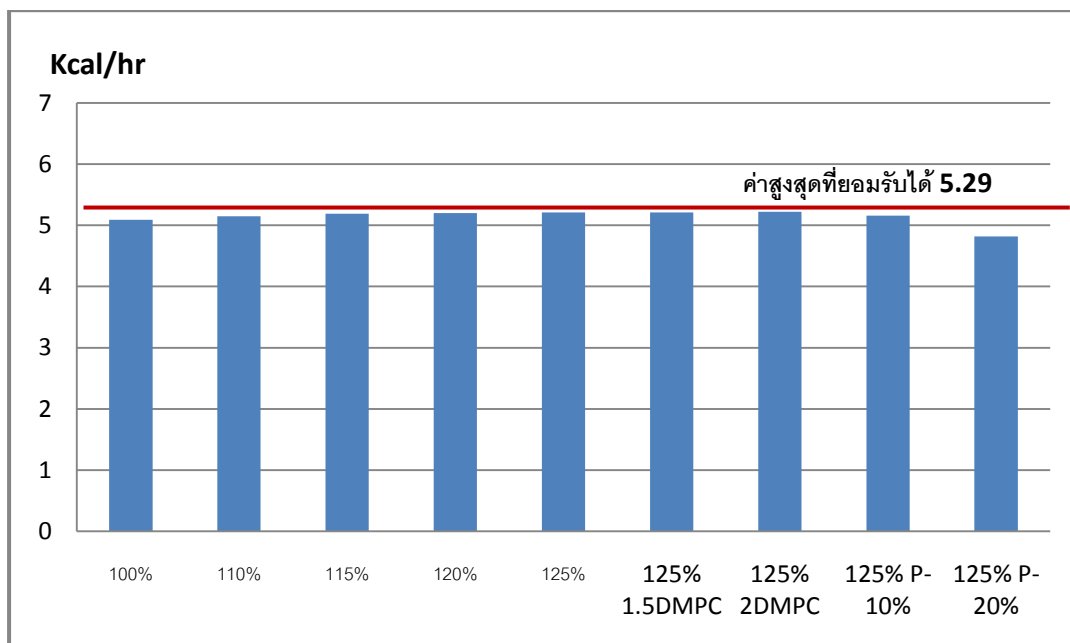
ภาพที่ 4.4.5 เปรียบเทียบ max flooding tray ที่ V401

- เทรย์ 1 – 5 ในหอกลิ้น V1404 ซึ่งมีค่า flooding max factor ใกล้เคียง 0.85 ซึ่งเป็นค่าสูงสุดที่ออกแบบเพื่อป้องกันไม่ให้หอกลิ้นเกิดการท่วม



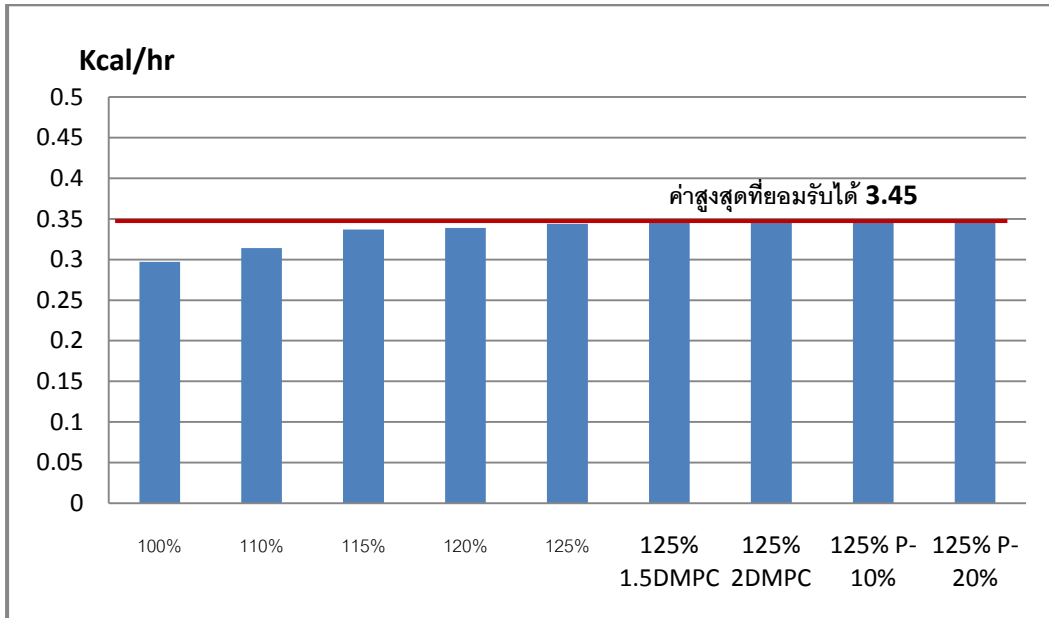
ภาพที่ 4.4.6 เปรียบเทียบ max flooding tray ที่ V404

- E1412 ซึ่งเป็นหม้อต้มซ้ำของหอกลิ้น V1404



ภาพที่ 4.4.7 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1412

- E1409 ซึ่งเป็นหม้อต้มข้าวของหอกถั่ว V1405



ภาพที่ 4.4.8 เปรียบเทียบการใช้พลังงานที่ E1409

## บทที่ 5

### สรุปผลการวิจัย

#### 5.1 สรุปผลการวิจัย

การวิจัยเริ่มจากการจำลองการเกิดปฏิกิริยาของควมินเพื่อให้ได้ ควมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ซึ่งปฏิกิริยาในส่วนนี้ จะได้สารที่ไม่ต้องการออกมาด้วยคือไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล(DMPC) จะทำให้เกิดข้อจำกัดในการกลั่นแยก ในส่วนของ V1301 และ V1302 เพราะถ้ามีปริมาณ ไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มากเกินไป จะทำให้การ กลั่นแยกที่ V1302 มีควมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) ติดออกไปด้านบนมากขึ้นมีผลทำให้สูญเสีย สารที่จะผลิตเป็นฟินอลต่อในส่วนของการปฏิบัติการแตกตัวที่ D1304 (Decomposer) ซึ่งในระบบนี้ควมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ (CHP) จะแตกตัวออกเป็นฟินอลและซิโตนส่วนไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) จะแตกตัวเองเป็น อัลฟาเมทิล สไตรีน (AMS) และ ไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล ( DMPC) บางส่วนจะทำปฏิกิริยากับ ควมินไฮโดรเปอร์ออกไซด์ ได้เป็นสารมลทิน (Residue) เพราะฉะนั้นเมื่อมี ไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล (DMPC) มากขึ้น มีผลทำให้ ฟินอลลดน้อยลง ดังนั้น ในการจำลองนี้จะพบว่าการ จำลองทั้งหมด 9 กรณี และทำการปรับสภาวะการทำงานให้เหมาะสม เพื่อสังเกตพฤติกรรมที่เกิดขึ้นใน ระบบหอกลั่น และ ระบบการทำปฏิกิริยาของการวิจัยนี้

การวิจัยต่อมาทำการจำลองระบบการกลั่นแยกของฟินอลออกจากสารที่ไม่ต้องการเพื่อให้ได้ ฟินอลมีความบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99.90 โดยน้ำหนัก ซึ่งการจำลองทั้ง 9 กรณีสามารถ ได้ ฟินอลที่มีความบริสุทธิ์ มากกว่าร้อยละ 99.90 โดยน้ำหนัก และทำการปรับสภาวะการทำงานให้เหมาะสม เพื่อสังเกตพฤติกรรมที่เกิดขึ้นใน ระบบหอกลั่นของการวิจัยนี้

เมื่อความดันในระบบเปลี่ยน มีผลทำให้อุณหภูมิในหอกลั่นเปลี่ยน ,พลังงานความร้อนที่หม้อต้มซ้ำ (reboiler) เปลี่ยนและการท่วมของเทรย์ (tray)มีการเปลี่ยน รวมถึงสารต่างๆในแต่ละสายมีการเปลี่ยนแปลงด้วย

จากการจำลองเพื่อผลิตฟินอลที่ 125%หรือ 29.3 ตันต่อชม.มีความเป็นไปได้เมื่อสังเกตจากแบบจำลองและมีข้อจำกัดจากการจำลองนี้คือปฏิกิริยาการเกิดไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล ( DMPC) ต้องไม่เกินร้อยละ 1.45 โดยน้ำหนัก เพราะถ้ามีปริมาณไดเมทิลฟีนิล คาร์บีนอล( DMPC) ร้อยละ 1.45โดยน้ำหนัก จะทำให้การกลั่นแยกที่ V1302 ไม่ดี ส่งผลให้การผลิตฟินอลที่ 125% หรือ 29.3 ตันต่อชม. ไม่ได้ตามที่ต้องการ

## 5.2 อภิปรายผลการวิจัย

ในงานวิจัยนี้ได้ศึกษาการขยายกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตฟินอลจากควีน โดยใช้อัตราการผลิตจริงที่กำลังการผลิตร้อยละ 100 110 และ 115 ของการผลิตปกติ และทำนายการผลิตที่ร้อยละ 120 และ 125 รวมทั้งกรณีการผลิตที่ร้อยละ 125 โดยสมมติให้มี DMPC เกิดขึ้น 1.5 และ 2 เท่าของค่าปกติ พบว่าในการผลิตที่ร้อยละ 125 มีความเป็นไปได้แต่ในกรณีที่มี DMPC เกิดขึ้นเกิน 1.5 เท่า กระบวนการผลิตในปัจจุบันไม่สามารถดำเนินการได้ อย่างไรก็ตามในการขยายกำลังการผลิตในช่วงร้อยละ 120 ถึง 125 การปรับตัวแปรดำเนินการต่างๆต้องดำเนินการอย่างระมัดระวังเนื่องจากอุปกรณ์ต่อไปนี้คือ E1301 E1303 E1304 เทรย์ 17-60 ในหอกลับ V1401 เทรย์ 1-5 ในหอกลับ V1404 E1409 E1412 P1402 P1404 มีความเสี่ยงที่จะเข้าใกล้ขีดจำกัดของค่าที่ออกแบบไว้



## รายการอ้างอิง

- A.B. Dandekar, J.P. McWilliams, C.M. Smith, M.A. Better, W.P. Tai, Regeneration of aromatic alkylation catalysts using hydrocarbon stripping. USA. WO 01/83408 Mobil Oil Corporation, 2001.
- Dagang Huang, Minghan Han, Jinfu Wang , Yong Jin. Catalytic decomposition process of cumene hydroperoxide using sulfonic resins as catalyst. Chemical Engineering Journal 88 (2002) : 215-223.
- E. Wong, Cumene to phenol technology: the 4<sup>th</sup> generation, in: Proceedings of the 1998 World Petrochemical Conference, Houston, TX, April 1-2, 1998.
- Ganapati D. Yadav, Navinchandra S. Asthana. Selective decomposition of cumene hydroperoxide into phenol and acetone by a novel cesium substituted heteropolyacid on clay. Applied catalysis A : General 244 (2003) : 341-357.
- G. Stefanidakis, J.E. Gwyn, in: J.J. McKetta, W.A. Cunningham (Eds.), Encyclopedia of Chemical Processing and Design, vol. 2, Marcel Dekker (1977) : 357.
- John F. Knifton , John R. Sanderson. Phenol/acetone cogeneration via solid catalysis Huntsman Corporation. Applied catalysis A : General 161 (1997) : 199-211.
- L. Pellegrini, S. Bonomi, G. Biardi, Identification of risk scenarios in the phenol-acetone process. Part II: The cumene hydroperoxide cleavage section, in: Presentation to the AIChE 37<sup>th</sup> Annual Loss Prevention Symposium, New Orlean, LA, 2003.
- Luyben W. L., Distillation Design and Control Using Aspen Simulation, New York, USA, Wiley, 2006.
- M. Bentham , R. Schulz, Process improvements for a changing phenol I market, in: Proceesings of the Dewitt Petrochemical. USA : Review Conference, Houston, TX, 1991.
- M.E. Levin, A.D. Hill, Reactivity of Unsaturated Hydrocarbons via Adiabatic Calorimetry, in: Proceedings of the 2000 Mary Kay O'Connor Process Safety center Annual Symposium, 2000.

- M.E. Levin a, N.O. Gonzales a, L.W. Zimmermana, J. Yangb. Kinetics of acid-catalyzed cleavage of cumene hydroperoxide. Journal of Hazardous Materials 130 (2006) : 88-106.
- Nirlipt Mahapatra. Design and Simulation of Cumene Plant Using ASPEN PLUS. India : National Institute of Technology Rourkela. 2010.
- Robert J. Schmidt. Industrial catalytic processes—phenol production. Applied catalysis A : General 280 (2005) : 89-103.
- Rosilda Selvin, G.R. Rajarajeswari, L. Selva Roselin, V. Sadasivam, B. Sivasankar, K. Rengaraj. Catalytic decomposition of cumene hydroperoxide into phenol and acetone. Applied catalysis A : General 219 (2001) : 125-129.
- R. Schmidt, A.Zarchy, G. Petersen, New developments in cumene and ethylbenzene alkylation, Paper No. 124b, in: Proceedings of the First Annual Aromatic Producers Conference, AIChE Spring Meeting, New Orleans, LA, March 10-14, 2002.
- Schmidt R. J., Industrial Catalytic Process-Phenol Production. Applied Catalysis A: General 280 (2005) : 89-103.

ภาคผนวก

**ภาคผนวก ก**  
**ข้อมูลการผลิตเทียบแบบจำลอง**

ตารางดังต่อไปนี้นี้เป็นข้อมูลของการผลิตที่ได้จากการผลิตจริงที่ 100 110 115 % ของแต่ละอุปกรณ์ที่ใช้อ้างอิงในการวิจัยนี้

**ตารางที่ ก-1** ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก OX1201

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	CUMENE	CHP	DMPC	CUMENE	CHP	DMPC
100%	0.8591	0.1363	0.0046	0.8562	0.1387	0.0049
110%	0.8559	0.1391	0.0050	0.8541	0.7925	0.0050
115%	0.8545	0.1403	0.0052	0.8544	0.1403	0.0051

**ตารางที่ ก-2** ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก OX1202

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	CUMENE	CHP	DMPC	CUMENE	CHP	DMPC
100%	0.7268	0.2646	0.0086	0.7219	0.2684	0.0097
110%	0.7217	0.2672	0.0092	0.7241	0.2664	0.0093
115%	0.7192	0.2708	0.0100	0.7206	0.2696	0.0096

**ตารางที่ ก-3** ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1301

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	CUMENE	DMPC	CHP	CUMENE	DMPC	CHP
100%	0.9982	0.0009	0.0008	0.9990	0.0007	0.0001
110%	0.9986	0.0009	0.0005	0.9989	0.0006	0.0001
115%	0.9984	0.0009	0.0006	0.9988	0.0007	0.0001

ตารางที่ ก-4 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1301

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	CHP	CUMENE	DMPC	CHP	CUMENE	DMPC
100%	0.5256	0.4582	0.0162	0.5290	0.4527	0.0183
110%	0.5322	0.4504	0.0174	0.5357	0.4462	0.0180
115%	0.5442	0.4363	0.0194	0.5436	0.4377	0.0187

ตารางที่ ก-5 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1302

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	CUMENE	CHP	DMPC	CUMENE	CHP	DMPC
100%	0.9792	0.0137	0.0070	0.9702	0.0189	0.0109
110%	0.9784	0.0142	0.0074	0.9806	0.0089	0.0104
115%	0.9766	0.0154	0.0080	0.9806	0.0103	0.0091

ตารางที่ ก-6 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1302

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	CHP	CUMENE	DMPC	CHP	CUMENE	DMPC
100%	0.8490	0.1290	0.0220	0.8407	0.1364	0.0229
110%	0.8398	0.1368	0.0234	0.8361	0.1407	0.0232
115%	0.8289	0.1455	0.0256	0.8351	0.1410	0.0239

ตารางที่ ก-7 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก D1304

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต					ข้อมูลการจำลอง				
	PHENOL	ACETONE	CUMENE	DMPC	CHP	PHENOL	ACETONE	CUMENE	DMPC	CHP
100%	0.516	0.320	0.123	0.028	0.013	0.510	0.315	0.134	0.029	0.012
110%	0.507	0.313	0.135	0.030	0.015	0.505	0.312	0.138	0.030	0.016
115%	0.502	0.309	0.138	0.032	0.018	0.506	0.312	0.138	0.031	0.013

ตารางที่ ก-8 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกจาก E1305

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต						ข้อมูลการจำลอง					
	PHENOL	ACETONE	CUMENE	AMS	RESIDUE	WATER	PHENOL	ACETONE	CUMENE	AMS	RESIDUE	WATER
100%	0.512	0.317	0.121	0.020	0.017	0.012	0.512	0.316	0.134	0.019	0.016	0.004
110%	0.508	0.312	0.134	0.021	0.017	0.008	0.509	0.314	0.138	0.019	0.017	0.004
115%	0.501	0.309	0.137	0.022	0.020	0.010	0.508	0.314	0.138	0.019	0.016	0.004

ตารางที่ ก-9 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1401

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	ACETONE	WATER	CUMENE	ACETONE	WATER	CUMENE
100%	0.8388	0.0901	0.0711	0.8368	0.0612	0.1020
110%	0.8353	0.0689	0.0958	0.8394	0.0598	0.1008
115%	0.8459	0.0577	0.0964	0.8480	0.0456	0.1063

ตารางที่ ก-10 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1401

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต				ข้อมูลการจำลอง			
	PHENOL	RESIDUE	AMS	CUMENE	PHENOL	RESIDUE	AMS	CUMENE
100%	0.7977	0.0261	0.0308	0.1453	0.7995	0.0246	0.0289	0.1470
110%	0.7904	0.0267	0.0322	0.1507	0.7914	0.0259	0.0290	0.1537
115%	0.7782	0.0314	0.0335	0.1569	0.7928	0.0262	0.0291	0.1519

ตารางที่ ก-11 แสดงข้อมูลอะซิโตนที่ได้จาก V1402

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	ACETONE	WATER	ACETONE	WATER
100%	0.9999	0.0001	0.9999	0.0001
110%	0.9999	0.0001	0.9998	0.0002
115%	0.9999	0.0001	0.9997	0.0003

ตารางที่ ก-12 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1402

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	ACETONE	WATER	CUMENE	ACETONE	WATER	CUMENE
100%	0.2897	0.3969	0.3134	0.2866	0.3926	0.3100
110%	0.0864	0.3820	0.5316	0.0893	0.3384	0.5723
115%	0.0780	0.3448	0.5772	0.0805	0.2750	0.6445

ตารางที่ ก-13 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1403

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต			ข้อมูลการจำลอง		
	PHENOL	AMS	CUMENE	PHENOL	AMS	CUMENE
100%	0.0521	0.1660	0.7819	0.0502	0.1562	0.7936
110%	0.0490	0.1673	0.7837	0.0504	0.1505	0.7991
115%	0.0503	0.1672	0.7825	0.0517	0.1526	0.7957

ตารางที่ ก-14 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1403

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.9670	0.0330	0.9679	0.0321
110%	0.9999	0.0001	0.9973	0.0027
115%	0.9608	0.0392	0.9677	0.0323

**ตารางที่ ก-15** ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านข้างของ V1404

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.9999	0.0001	0.9970	0.0030
110%	0.9999	0.0001	0.9973	0.0027
115%	0.9999	0.0001	0.9942	0.0058

**ตารางที่ ก-16** ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1404

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.5357	0.4643	0.6086	0.3914
110%	0.5394	0.4750	0.5135	0.4865
115%	0.5427	0.4573	0.5596	0.4404

**ตารางที่ ก-17** ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านบนของ V1405

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.9795	0.0205	0.9414	0.0586
110%	0.9992	0.0008	0.9287	0.0713
115%	0.9531	0.0469	0.9333	0.0667

**ตารางที่ ก-18** ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1405

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.1962	0.8038	0.2270	0.7730
110%	0.1986	0.8014	0.2159	0.7841
115%	0.2004	0.7996	0.2196	0.7804



ตารางที่ ก-19 แสดงข้อมูลฟินอลที่ได้จาก V1406

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000
110%	1.0000	0.0000	0.9998	0.0002
115%	0.9999	0.0001	0.9998	0.0002

ตารางที่ ก-20 ข้อมูลสารต่างๆที่ออกด้านล่างของ V1406

กำลังการผลิต	ข้อมูลการผลิต		ข้อมูลการจำลอง	
	PHENOL	RESIDUE	PHENOL	RESIDUE
100%	0.9965	0.0035	0.9656	0.0344
110%	0.9899	0.0351	0.9658	0.0342
115%	0.9988	0.0012	0.9335	0.0665

## ภาคผนวก ข.

### การเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายในการเพิ่มกำลังการผลิต

เนื่องด้วยเมื่อมีการเพิ่มกำลังการผลิตนั้น จะต้องมีการเพิ่มการใช้สาธารณูปโภคเพิ่มขึ้นด้วย ซึ่งในกรณีนี้สิ่งที่สนใจคือ ค่าใช้จ่ายของ ไอน้ำ และ น้ำหล่อเย็น ดังนั้นจึงทำการคำนวณเพื่อดู แนวโน้มของพลังงานที่ใช้เพิ่ม ในแต่ละอุปกรณ์ว่าส่งผลกระทบต่อ การเพิ่มกำลังการผลิตหรือไม่

#### ไอน้ำ หรือ steam

ไอน้ำที่รับเข้ากระบวนการผลิต เป็นไอน้ำที่ความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup> และเป็นไอน้ำอิ่มตัวที่ อุณหภูมิ 208 °C. และมีราคา ต้นละ 800 บาท (ข้อมูลปี 2012 ที่นิคมอุตสาหกรรมในมาบตาพุด) ซึ่งอุปกรณ์ที่ใช้ได้แก่ระบบ reboiler ที่ หอกลับ V1401 คือ E1402 ,V1403 คือ E1407, V1404 คือ E1412 ,V1405 คือ E1409 และ V1406 คือ E1417 ส่วนที่ V1301คือ E1302, V1402 คือ E1404 ใช้ไอน้ำที่ความดัน 1.5 กก./ซม.<sup>2</sup> และ V1302 คือ E1304 ใช้ไอน้ำที่ความดัน 3 กก./ซม.<sup>2</sup> ซึ่งเป็นไอน้ำอิ่มตัวที่ อุณหภูมิ 114 และ 130 °C. ตามลำดับ ไอน้ำที่ความดัน 1.5 และ 3 กก./ซม.<sup>2</sup> จะไม่นำมาคิดค่าใช้จ่ายในการผลิต เนื่องจากเป็นไอน้ำที่ได้จากการ let down มาจาก ไอน้ำที่ความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup> จากการใช้ที่ หอกลับอื่นๆ ดังนั้นจึงไม่มีค่าใช้จ่ายเพิ่ม เมื่อทำการคำนวณจาก Duty ที่ได้จากการจำลองกระบวนการผลิต สามารถนำ duty มาคำนวณหาปริมาณ steam ที่ใช้ จาก ข้อมูลทางด้านวิศวกรรมจากผู้ผลิตอุปกรณ์ ซึ่งตัวอย่างการคำนวณดังต่อไปนี้

ตัวอย่างการคำนวณระบบ reboiler ที่ หอกลับ V1401 คือ E1402

จากการออกแบบ Duty ที่ใช้คือ  $11.6 \times 10^6$  kcal/hr. ซึ่งใช้ ไอน้ำที่ความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup> ปริมาณ 25.352 m<sup>3</sup>/hr.

แบบจำลองที่กำลังการผลิต 100% ใช้ Duty  $5.9 \times 10^6$  kcal/hr. ใช้ ไอน้ำที่ความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup> ปริมาณ

$$= 25.352 \times 5.9 \times 10^6 / 11.6 \times 10^6 \quad \text{m}^3/\text{hr}$$

$$= 12.894 \quad \text{m}^3/\text{hr}$$

จากนั้นทำการคำนวณทุกกำลังการผลิต สามารถคำนวณปริมาณไอน้ำที่ความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup> ได้ดังตารางต่อไปนี้

ตาราง ข-1 ปริมาณการใช้ไอน้ำความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup>

Item	Steam ที่ ใช้ Design m <sup>3</sup> /hr	100%	110%	115%	120%	125%	125% 1.5DMPC m3/hr	125% 2DMPC m3/hr	125%p- 10% m3/hr	125%p- 20% m3/hr
E1402	25.35	12.89	13.31	13.48	13.48	13.53	13.59	13.62	13.46	13.45
E1407	19.03	6.61	7.62	7.93	9.27	9.27	9.97	9.62	9.25	9.24
E1412	11.59	11.15	11.28	11.37	11.39	11.41	11.41	11.43	11.27	10.53
E1409	0.76	0.65	0.69	0.74	0.74	0.75	0.76	0.76	0.76	0.76
E1417	14.38	9.98	10.09	11.14	11.55	11.73	11.73	11.71	11.73	13.66
Total	71.11	41.29	42.99	44.66	46.44	46.69	47.46	47.13	46.47	47.64
อัตราส่วนเมื่อเทียบกับที่ 100%		1.00	1.04	1.08	1.12	1.13	1.15	1.14	1.13	1.15

ตาราง ข-2 ค่าใช้จ่ายการใช้ไอน้ำความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup>

Item	ค่าใช้จ่าย Design บาท/hr	100%	110%	115%	120%	125%	125% 1.5DMPC	125% 2DMPC	125%p- 10%	125%p- 20%
E1402	20282	10316	10648	10788	10788	10823	10875	10893	10753	10683
E1407	15227	5292	6098	6343	7412	7412	7973	7692	7360	7289
E1412	9270	8919	9024	9094	9112	9129	9129	9147	9042	8446
E1409	605	521	550	591	594	603	605	605	605	605
E1417	11501	7982	8070	8910	9243	9383	9383	9365	9383	10923
Total	56884	33030	34390	35726	37149	37350	37965	37702	37142	37946
อัตราส่วนเมื่อ เทียบกับที่ 100%		1.000	1.041	1.082	1.125	1.131	1.149	1.141	1.124	1.149

จากตารางแสดงให้เห็นว่า เมื่อเพิ่มกำลังการผลิตการใช้ไอน้ำที่ความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup> ไม่ได้เพิ่มตามอัตราส่วนที่กำลังการผลิตเพิ่มขึ้น ดังนั้นการเพิ่มกำลังการผลิต ปริมาณไอน้ำที่ความดัน 18 กก./ซม.<sup>2</sup> จะใช้ลดลง ซึ่งเป็นการเพิ่มกำไรให้แก่ผลิตภัณฑ์

## น้ำหล่อเย็น

น้ำหล่อเย็น คือน้ำที่ใช้กับระบบแลกเปลี่ยนความร้อนที่กระบวนการผลิต ซึ่งมีค่าควบคุมต่างๆ ซึ่งค่าควบคุมที่มีผลโดยตรงกับคุณภาพน้ำหล่อเย็น คือ ปริมาณ คลอไรด์ ( Cl ) ซึ่งในกระบวนการผลิตฟินอลนั้นส่วนใหญ่ระบบ tube ของ condenser exchanger จะใช้เป็น stainless steel 304L (สาเหตุที่ใช้เนื่องจาก ฟินอลเป็นสารที่กัดกร่อนท่อที่ทำจาก carbon steel ได้) ดังนั้นจึงต้องควบคุมปริมาณ คลอไรด์ ไม่เกิน 200 ppm wt. ดังนั้นรอบในการใช้น้ำหล่อเย็นจึงมีจำกัด ส่งผลทำให้ต้องทำการถ่ายทิ้งเป็นจำนวนมาก ซึ่งน้ำที่นำมาเติมใหม่ เป็นน้ำกรองมีคลอไรด์อยู่ในค่าควบคุมไม่เกิน 26.36 ppm wt. ซึ่งราคาน้ำกรองอยู่ที่ 1 ลบ.เมตร ที่ 30 บาท (ข้อมูลปี 2012 ที่นิคมอุตสาหกรรมในมาบตาพุด)

ตัวอย่างการคำนวณปริมาณน้ำหล่อเย็นที่ใช้ในกระบวนการผลิตฟินอล

C = Circulation rate ของ น้ำหล่อเย็น

B = Blowdown as % of C

E = Evaporation losses as % of C =  $0.1\Delta T$

D = Draft losses as % C

$X_c$  = ppm of any soluble salts in C ( 158.16 ppm ค่าสูงสุดสำหรับกระบวนการผลิตฟินอล เนื่องจากต้องมีการเติมสารเคมีเข้าไปในระบบน้ำหล่อเย็นด้วย คือ โซเดียมไฮโปคลอไรด์ (NaOCl) .

M = Make up water.

$X_m$  = ppm of any soluble salts in M ( 26.36 ppm )

$N = X_c / X_m = \text{number of concentration} = 158.16 / 26.36 = 6$

Overall balance  $M = E + D + B$  (Eq. 1)

Soluble salts balance  $M X_m = B X_c + D X_c$  (Eq. 2)  
 $= (B + D) X_c$

$X_c / X_m = N = M / (B + D)$  (Eq. 3)

Substituting (3) in (1) we have:

$M = E + M / N$

$M(N - 1) = NE$  but  $E = 0.1\Delta T$

$M = 0.1\Delta TN / (N - 1)$  (Eq. 4)

From equation (3)

$$B + D = 0.1\Delta T / (N - 1)$$

And for  $D = 0.05\%$

$$B = 0.1\Delta T / (N - 1) - 0.05\%$$

การคำนวณน้ำหล่อเย็นที่ต้องเติมที่ cooling Tower.(พิจารณาที่การออกแบบ)

### การคำนวณอัตราการระเหย (evaporation rate (E))

The evaporation loss is approximately 1% of circulation water for each 10 °F (5.56 °C) of cooling range.

The cooling range	=	10 °C
The evaporation loss	=	1 x 10 / 5.56 = 1.8 %
The recirculation rate	=	7585.143 m <sup>3</sup> /hr
The evaporation rate (E)	=	136.5 m <sup>3</sup> /hr

### การสูญเสีย drafts (Draft loss (D))

The draft loss of cooling tower	=	0.05 %
The recirculation rate	=	7585.143 m <sup>3</sup> /hr
The draft loss rate	=	3.8 m <sup>3</sup> /hr

### อัตราการปล่อยทิ้ง (Blowdown rate (B))

The blowdown rate can be calculated from

$$B = M/N - D$$

$$M = E/(N-1)$$

$$B = E/(N-1) - D$$

$$\text{Cycle of concentration} = 6$$

$$B = 136.5/5 - 3.8 = 23.5 \text{ m}^3/\text{hr}$$

### อัตราการเติมน้ำ (Make up water rate (M))

$$\begin{aligned}
 M &= E + D + B \\
 &= 136.5 + 3.8 + 23.5 \\
 &= 163.8 \text{ m}^3/\text{hr}
 \end{aligned}$$

จากตัวอย่างการคำนวณสามารถคำนวณหาค่าใช้จ่ายในการใช้น้ำหล่อเย็นที่ต้องเติม ในแต่ละกำลังการผลิตได้ดังนี้

ตาราง ข-3 ปริมาณการใช้และการเติมของน้ำหล่อเย็น

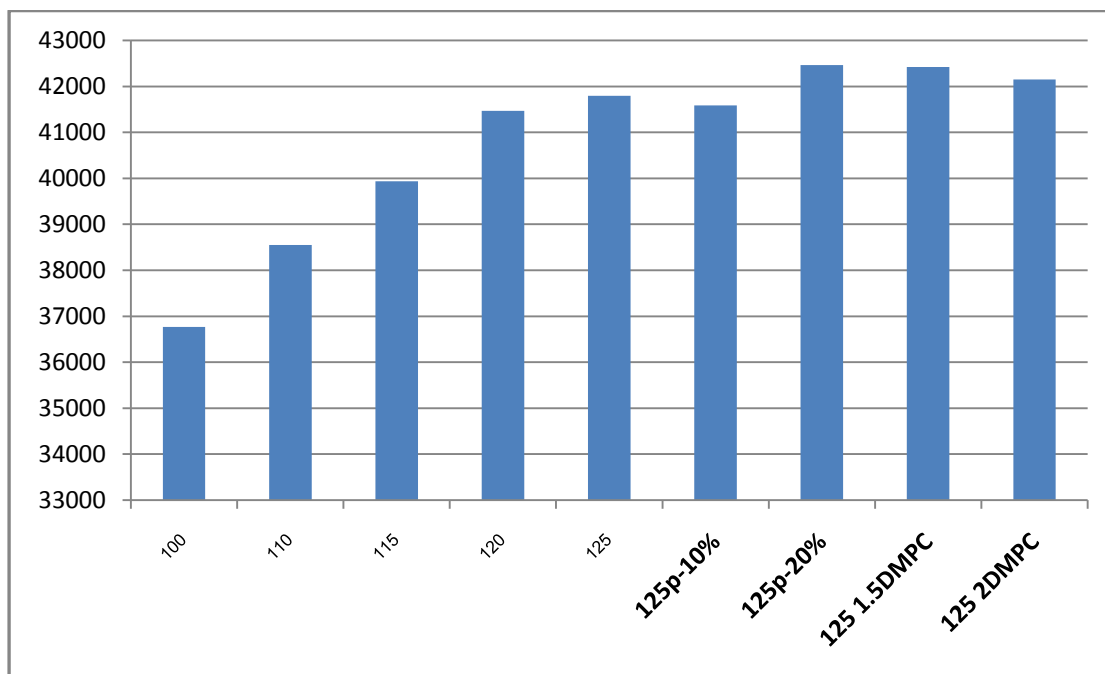
Item	Actual	100%	110%	115%	120%	125%	125% 1.5DMPC	125% 2DMPC	125%p- 10%	125%p- 20%
	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr	m <sup>3</sup> /hr
E1301	2007	1484	1789	1839	1880	1906	1907	1907	1905	1904
E1305	622	419	419	419	418	421	419	419	418	417
E1401	990	261	266	249	236	243	240	244	244	244
E1406	2195	917	992	964	992	1069	1062	1062	1067	1072
E1408	837	232	267	277	319	323	344	333	325	326
E1413	106	87	89	90	90	92	92	93	93	89
E1411	34	22	23	25	25	26	26	25	26	25
E1418	793	313	313	347	361	365	365	365	365	441
Total	7585	3735	4158	4209	4322	4444	4456	4449	4442	4517
Ratio	1.00	0.49	0.55	0.55	0.57	0.59	0.59	0.59	0.59	0.60
Make up	164	81	90	91	93	96	96	96	96	98

## พิจารณาค่าใช้จ่ายแต่ละกำลังการผลิต

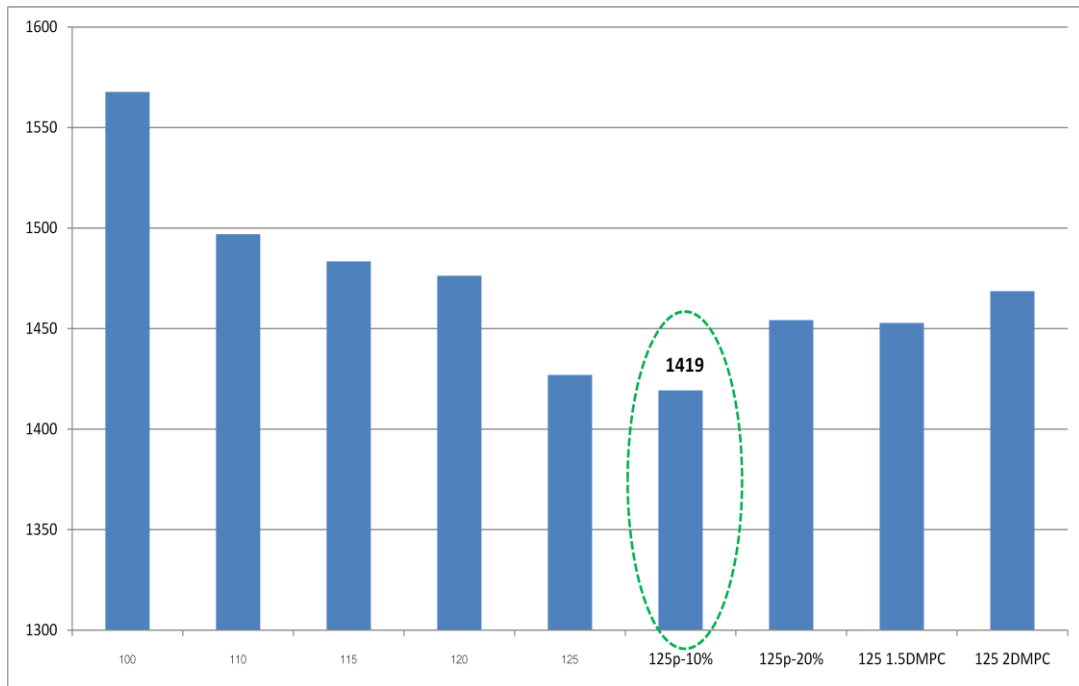
ตาราง ข-4 ปริมาณค่าใช้จ่ายเปรียบเทียบทุกกำลังการผลิต

Item	100%	110%	115%	120%	125%	125% 1.5DMPC	125% 2DMPC	125%p- 10%	125%p- 20%
	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.	บาท/ ชม.
ไอน้ำ	33030	34390	35726	37149	37350	37965	37702	37142	37946
น้ำหล่อเย็น	2420	2693	2727	2800	2879	2887	2882	2877	2927
รวม	35449	37084	38453	39948	40229	40852	40584	40019	40873
อัตราส่วน	1	1.05	1.08	1.13	1.13	1.15	1.14	1.13	1.15

จากตารางพบว่าเมื่อเพิ่มกำลังการผลิตค่าใช้จ่ายในการผลิตจะลดต่ำลง ดังนั้นการเพิ่มกำลังการผลิตมีผลดีต่อการลดค่าใช้จ่ายต่อหน่วยผลิตภัณฑ์ที่ผลิต



ภาพที่ ข-1 เปรียบเทียบค่าใช้จ่ายแต่ละกำลังการผลิต



ภาพที่ ข-2 ค่าใช้จ่ายในการผลิตต่อตันพินอลที่กำลังการผลิตต่างๆ

ที่กำลังการผลิตร้อยละ 125 และลดความดันลงในแต่ละอุปกรณ์ พบว่าค่าใช้จ่ายต่อตันพินอลน้อยที่สุดจากการจำลอง



## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

ข้าพเจ้านายณัฐวิรัช พงศ์สิริภควัต เกิดเมื่อวันที่ 18 พฤศจิกายน พ.ศ. 2514 ที่ จังหวัดชลบุรี ประเทศไทย ข้าพเจ้าได้รับปริญญาตรี สาขาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ มหาวิทยาลัยขอนแก่น ประเทศไทย ในปี 2537 ต่อมาได้ทำงานในโรงงานอุตสาหกรรมในประเทศไทย จนกระทั่งได้มาศึกษาต่อที่ คณะวิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ประเทศไทย และได้รับปริญญามหาบัณฑิต ในปี 2554.