

การออกแบบรายงานแลกเปลี่ยนความรื้อนในกระบวนการผลิตคือมีน

นางสาวภัทรา จารุเกษม

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี ภาควิชาวิศวกรรมเคมี

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2554

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.

# DESIGN OF HEAT EXCHANGER NETWORK IN CUMENE PRODUCTION PROCESS

Miss Patthra Jarukasem

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	การออกแบบข่ายงานแลกเปลี่ยนความรู้ในกระบวนการผลิตควมีน
โดย	นางสาวภัทรา จารุเกษม
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.สุรเทพ เขียวหอม

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยรับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์  
(รองศาสตราจารย์ ดร.บุญสม เลิศสิทธิ์วงศ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

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

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

..... กรรมการ  
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.กษิตศ หนูทอง)

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

ภัทรา จารุเกษม : การออกแบบข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนในกระบวนการผลิตคิวมีน. (DESIGN OF HEAT EXCHANGER NETWORK IN CUMENE PRODUCTION PROCESS) อ. ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผศ.ดร.สุเทพ เขียวหอม, 56 หน้า

คิวมีนเป็นสารมัธยันตร์ที่ใช้ในกระบวนการผลิตฟินอล จากสารตั้งต้นเบนซีนและโพรพาลีนทำปฏิกิริยาอัลคิเลชัน โดยผ่านกระบวนการกลั่นแยกเพื่อให้ผลิตภัณฑ์คิวมีนที่มีความบริสุทธิ์มากกว่าร้อยละ 99.92 โดยน้ำหนัก ซึ่งในกระบวนการผลิตจะใช้ไอน้ำแรงดันสูงในปริมาณมาก โดยงานวิจัยนี้พบว่าที่อุณหภูมิ 115 °C/105 °C นั้นเป็นช่วงแคบที่สุดในการส่งถ่ายพลังงาน (Pinch Analysis) พร้อมกับออกแบบข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่นำเอาไอระเหยจากหอกลั่นคิวมีนและดีไอพีบี (Cumene and DIPB vent condenser) และกระแสที่ป้อนไปยังหอกลั่นคิวมีน (Cumene column feed cooler) มาแลกเปลี่ยนความร้อนกับกระแสเย็นที่รีไซเคิลเบนซีนจากเครื่องปฏิกรณ์แอลคิเลชัน (Benzene recycle from Alkylation reactor) และเครื่องผลิตไอน้ำแรงดัน 3 บาร์ที่หอกลั่นคิวมีน (Cumene column S3 generator) พบว่าค่าพลังงานที่ใช้ Heating และ Cooling ของระบบจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่อกำลังการผลิตคิวมีนสูงขึ้น โดยค่า Heating ของระบบจะลดลงคิดเป็น ร้อยละ 34.1 ของค่า Heating ในกรณีพื้นฐานที่กำลังการผลิต 90% โดยเมื่อคิดเปรียบเทียบกับค่าการลงทุนแล้วนั้นจะคุ้มทุนภายในระยะเวลาไม่เกิน 2 ปี

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

# # 527 15581 21: MAJOR CHEMICAL ENGINEERING

KEYWORDS: CUMENE / PINCH ANALYSIS / HEAT EXCHANGER NETWORK

PATTHRA JARUKASEM: DESIGN OF HEAT EXCHANGER NETWORK IN CUMENE PRODUCTION PROCESS. ADVISOR: ASST PROF SOORATHEP KHEAWHOM, Ph. D., 56 pp.

Cumene is an intermediate using in Phenol production process. It is produced from alkylation reaction between Benzene and Propylene, and then purified by using high pressure steam, 40 kg/cm<sup>2</sup>, in the fractionation unit to achieve 99.92 %wt Cumene purity. As this process consumes large amount of high pressure steam, this work focuses on design of heat exchanger network. The optimum Pinch analysis is at 115 °C/ 105 °C. The new heat exchanger network designed can improve a rate of energy consumption in the production process. Cumene and DIPB vent condenser and one more is Benzene recycle from Alkylation reactor exchanges heat with cold stream of Benzene recycle from Alkylation reactor and Cumene column S3 generator, respectively. The heating and cooling energy will increase when the operating rate increase and found that heat exchanger network reduce the heating energy, representing 34.1 percent of heat exchanger network base case at 90% operating rate. The return of the project investment is approximately within 2 years.

Department : Chemical Engineering..... Student's Signature .....

Field of Study : Chemical Engineering..... Advisor's Signature .....

Academic Year : 2011.....

## กิตติกรรมประกาศ

งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของ ผศ.ดร.สุรเทพ เขียวหอม อาจารย์ที่ปรึกษาที่ให้คำแนะนำในการดำเนินการวิจัยมาโดยตลอด และ ผศ.ดร.มนตรี วงศ์ศรี ผศ.ดร.กษิตศ หนูทอง และ ผศ.ดร.ประกร รามกุล คณะกรรมการงานวิจัยฉบับนี้ที่ได้ให้คำแนะนำ และข้อคิดเห็นต่างๆมา ผู้วิจัยขอกราบขอบพระคุณมา ณ ที่นี้ นอกจากนี้การสนับสนุนด้านข้อมูลของงานวิจัยได้รับจากบริษัทพีทีที ฟีนอล จำกัด โดยมีคุณวัชรภรณ์ แสงอรุณเป็นผู้ให้คำแนะนำในการทำแบบจำลองกระบวนการผลิต เพื่อให้ให้นำเอาผลของการวิจัยไปใช้ได้อย่างมีประสิทธิภาพมากที่สุด

สุดท้ายนี้ ขอขอบคุณครอบครัวจากรุเกษม ที่คอยให้กำลังใจ และเป็นแรงบันดาลใจในการศึกษาต่อครั้งนี้ ทำให้ผู้วิจัยมีกำลังใจที่ศึกษาจนสำเร็จลุล่วงได้

# สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ณ
สารบัญภาพ.....	ญ
<b>บทที่ 1 บทนำ</b>	
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	3
1.3 ขอบเขตของการวิจัย.....	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
1.5 วิธีดำเนินงานวิจัย.....	3
<b>บทที่ 2 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง</b>	
2.1 ประวัติการพัฒนาระบบการผลิตควมึน.....	4
2.2 กระบวนการผลิตควมึน (Q-MAX Process).....	7
2.3 Pinch Analysis.....	14
2.4 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	20
<b>บทที่ 3 วิธีการดำเนินการวิจัย</b>	
3.1 การเก็บรวบรวมข้อมูล.....	23
3.2 การวิเคราะห์ Sensitivity.....	34
3.3 การศึกษาข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network: HEN) ของกระบวนการผลิตควมึน.....	39
<b>บทที่ 4 ผลการวิเคราะห์ข้อมูล</b>	
4.1 การศึกษาข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตควมึน.....	41
4.2 ผลกระทบของ operating rate ต่อข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้ ออกแบบ.....	42

**บทที่ 5 สรุปผลการวิจัย**

5.1 สรุปผลการวิจัย.....	46
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	47
รายการอ้างอิง.....	48
<b>ภาคผนวก</b>	
ภาคผนวก ก รายละเอียดของกระแสน้ำร้อนและเย็น.....	51
ภาคผนวก ข ข้อมูลของการดำเนินการผลิตของแต่ละช่วงกำลัง.....	53
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	56



## สารบัญตาราง

		หน้า
ตารางที่ 1	ชนิด คำอธิบายและค่าพลังงานของแต่ละกระแสน้ำในระบบผลิตควมร้อน.....	23
ตารางที่ 2	ค่า $\Delta T_{min}$ ที่เหมาะสมตามแต่ละประเภทอุตสาหกรรม.....	35
ตารางที่ 3	ชนิด คำอธิบายและค่าพลังงานของแต่ละกระแสน้ำในระบบผลิตควมร้อนเมื่อเปลี่ยนแปลงกำลังการผลิต.....	38
ตารางที่ 4	ข้อมูลเพื่อประเมินค่าการลงทุน.....	39
ตารางที่ 5	ประสิทธิภาพ เงินลงทุนในการก่อสร้างและค่าใช้จ่ายในการผลิต.....	40
ตารางที่ 6	วิเคราะห์ความคุ้มทุนของข่างานแลกเปลี่ยนควมร้อนแต่ละกรณี.....	42
ตารางที่ 7	ค่า Heating และ Cooling ของข่างานแลกเปลี่ยนควมร้อนกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2.....	42
ตารางที่ 8	ค่าก่อสร้างและค่าดำเนินการผลิตของข่างานแลกเปลี่ยนควมร้อนกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2.....	45
ตาราง ก1	รายละเอียดของกระแสน้ำร้อนและเย็น.....	52
ตาราง ข1	ข้อมูลอัตราการใช้ของของแต่ละกระแสน้ำในแต่ละช่วงกำลังการผลิตควมร้อน.....	54

## สารบัญภาพ

	หน้า	
ภาพที่ 1	สายอนุพันธ์ฟินอลที่เกิดจากกระบวนการผลิตคิวมีน.....	1
ภาพที่ 2	ปฏิกิริยาอัลคิเลชัน แสดงการเกิดสารคิวมีน (Alkylation Reaction).....	2
ภาพที่ 3	แผนภาพกระบวนการผลิตคิวมีน (Cumene Process).....	2
ภาพที่ 4	แผนภาพกระบวนการผลิตสารเคมีที่ทำการศึกษา .....	6
ภาพที่ 5	แผนภาพกระบวนการผลิตคิวมีนจากโพรพาลีนและเบนซีน.....	13
ภาพที่ 6	แผนภาพตัวอย่างการทำ Pinch analysis อย่างง่าย.....	14
ภาพที่ 7	ตัวอย่างความสัมพันธ์ของอุณหภูมิและเอนทัลปีของสตรีมร้อนและสตรีมเย็น...	14
ภาพที่ 8	ตัวอย่างแสดงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสตรีมร้อนและสตรีมเย็น.....	15
ภาพที่ 9	ตัวอย่าง T-H Plot แสดงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน.....	15
ภาพที่ 10	ขั้นตอนการทำ Heat exchanger network .....	17
ภาพที่ 11	ขั้นตอนการทำ Pinch analysis .....	19
ภาพที่ 12	Composite curve.....	24
ภาพที่ 13	Grand Composite curve .....	25
ภาพที่ 14	แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีพื้นฐาน (Base case).....	26
ภาพที่ 15	แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 1 (HEN Case 1).....	27
ภาพที่ 16	แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 2 (HEN Case 2).....	28
ภาพที่ 17	แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 3 (HEN Case 3).....	29
ภาพที่ 18	แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 4 (HEN Case 4).....	30
ภาพที่ 19	แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 5 (HEN Case 5).....	31

ภาพที่ 20	ปริมาณพลังงานที่ต้องใช้, พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน และค่าการลงทุนที่เปลี่ยนแปลงตาม $\Delta T_{min}$ .....	34
ภาพที่ 21	ค่า Heating ของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนที่กำลังการผลิตต่างๆ ของกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2.....	43
ภาพที่ 22	ร้อยละของค่าพลังงานที่ลดลงในการ Heating ของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมื่นที่กำลังการผลิตต่างๆ.....	43
ภาพที่ 23	ค่า Cooling ของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนที่กำลังการผลิตต่างๆ ของกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2.....	44
ภาพที่ 24	ร้อยละของค่าดำเนินการผลิตที่ลดลงของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมื่นที่กำลังการผลิตต่างๆ.....	45
ภาพที่ ก1	ภาพแสดงตำแหน่งจากกระบวนการผลิตควมื่นของกระแสร้อนและเป็นแต่ละกระแส.....	55

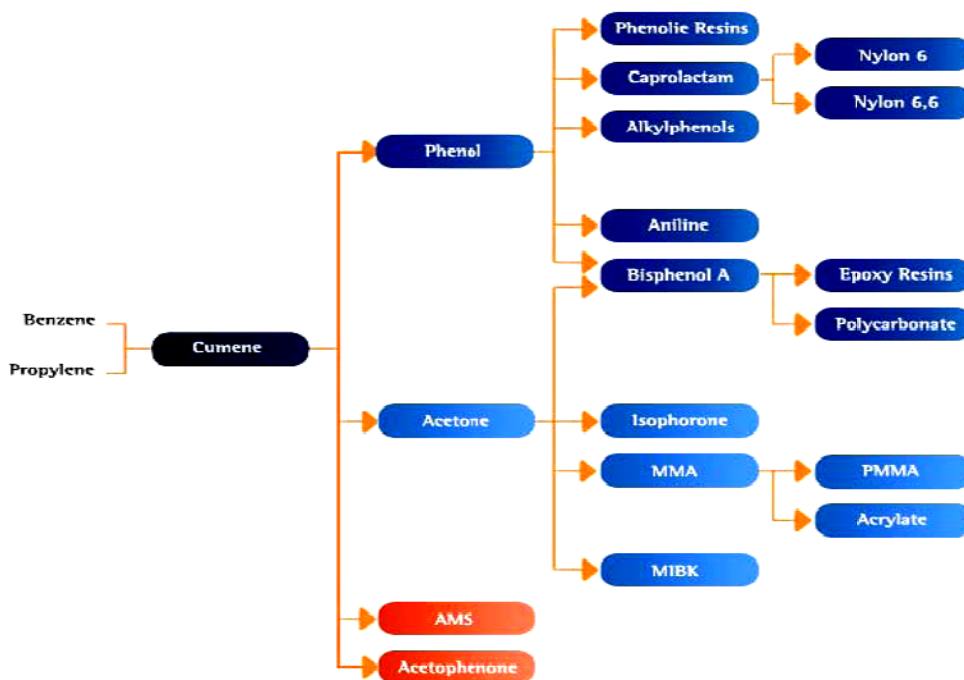
# บทที่ 1

## บทนำ

### 1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

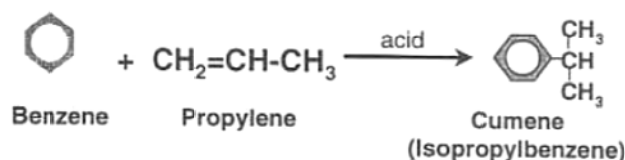
คิวมีนเป็นผลิตภัณฑ์ในสายอุตสาหกรรมปิโตรเคมี จากข้อมูล ICIS [1] แสดงให้เห็นถึงความต้องการในตลาด (Global cumene demand) ในช่วงปี 2001 ถึง 2006 มีการเติบโตเพิ่มขึ้นมากกว่า 5% ต่อปี โดย 98% ของจากการผลิตคิวมีนจะใช้ในการผลิตฟีนอลและอะซิโตนที่เป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ แนวโน้มความต้องการของคิวมีนจะขึ้นอยู่กับความสามารถในนำสารอนุพันธ์ของฟีนอลไปใช้งานเป็นส่วนใหญ่

อนุพันธ์ฟีนอลที่นิยมที่สุดคือ Bisphenol-A (BPA) ซึ่งเป็นสารตั้งต้นของโพลีคาร์บอเนตเรซิน (PC resin) โดยที่นิยมนำไปใช้ในอุตสาหกรรมรถยนต์เป็นวัสดุติดตั้งทดแทนกระจกและโลหะ การนำไปใช้เป็นกระจกเพื่อการรักษาความปลอดภัย และสถาปัตยกรรม และที่สำคัญยังมีการนำไปใช้ประโยชน์สำหรับคอมพิวเตอร์ (ซีดี) และแผ่นดิสก์ไดรฟ์ (ดีวีดี) ICIS [1] โดยแผนภาพแสดงสายอนุพันธ์ฟีนอลที่เกิดจากกระบวนการผลิตคิวมีนแสดงได้ดังภาพที่ 1

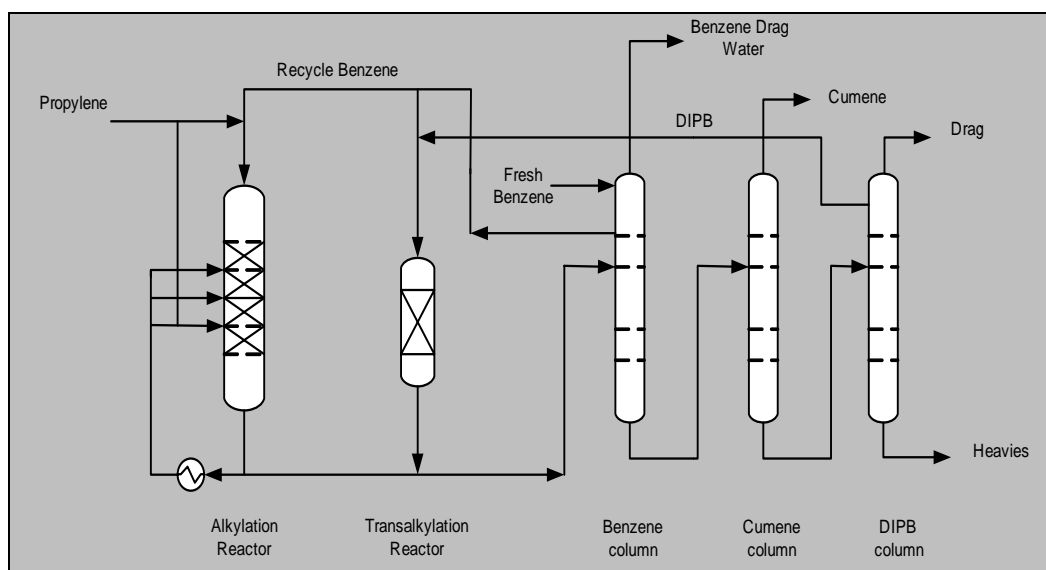


ภาพที่ 1 สายอนุพันธ์ฟีนอลที่เกิดจากกระบวนการผลิตคิวมีน

ในกระบวนการผลิตควีนซึ่งเป็นสารมัธยันตร์ (Intermediate) ที่ใช้ในกระบวนการผลิต ฟีนอล (Phenol) โดยมีสารตั้งต้นเป็นเบนซีน (Benzene) และโพรพาลีน (Propylene) ทำปฏิกิริยาอัลคิเลชัน (Alkylation Reaction) ดังภาพที่ 1 โดยกระบวนการผลิตควีนมีการใช้ไอน้ำแรงดันสูง (Steam 40 kg/cm<sup>2</sup>) เพื่อให้ได้ควีนที่มีความบริสุทธิ์มากกว่า 99.92%wt โดยใช้พลังงานปริมาณ 248,460.5 เมกะวัตต์ต่อปี คิดเป็นสัดส่วนประมาณ 35% ของค่าสาธารณูปโภคทั้งหมด ซึ่งเป็นระบบสนับสนุนการผลิตหลักของกระบวนการผลิตควีน จึงเกิดแนวคิดในการอนุรักษ์พลังงานโดยการนำพลังงานที่ใช้ในกระบวนการผลิตมาใช้ให้เกิดประโยชน์สูงสุด โดยวิธีการออกแบบข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network) จะถูกวิเคราะห์เพื่อหาจุดที่มีประสิทธิภาพ โดยการวิเคราะห์ช่วงแคบที่สุดในการส่งถ่ายพลังงาน (Pinch Analysis) เพื่อให้สามารถลดการใช้พลังงานจากไอน้ำแรงดันสูงและลดต้นทุนในการผลิตควีนได้



ภาพที่ 2 ปฏิกิริยาอัลคิเลชัน แสดงการเกิดสารควีน (Alkylation Reaction)



ภาพที่ 3 แผนภาพกระบวนการควีน (Cumene Process)

## 1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. ออกแบบขบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนด้วยการวิเคราะห์ช่วงที่แคบที่สุดในการส่งถ่ายพลังงาน (Pinch analysis) สำหรับกระบวนการผลิตคิวมันและวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity analysis) ของขบวนการแลกเปลี่ยนที่ออกแบบได้
2. ออกแบบขบวนการเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

## 1.3 ขอบเขตของการวิจัย

1. ออกแบบขบวนการและเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมันที่ได้ดำเนินการผลิตในบริษัทพีทีที ฟีนอล จำกัด
2. ศึกษาข้อมูลในการใช้พลังงานในกระบวนการผลิตสารคิวมันโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus วิเคราะห์หาจุดที่ใช้พลังงานอย่างมีประสิทธิภาพ ด้วยวิธีวิเคราะห์ช่วงแคบที่สุดในการส่งถ่ายพลังงาน (Pinch Analysis)
3. ออกแบบขบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนและวิเคราะห์การพลังงานที่ใช้ของขบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้ออกแบบไว้
4. วิเคราะห์หาผลกระทบที่เกิดจากการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของแต่ละสายกระบวนการผลิต (Stream Sensitivity Analysis)

## 1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. ลดการใช้พลังงานของกระบวนการผลิตคิวมัน
2. ขบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมัน

## 1.5 วิธีดำเนินการวิจัย

1. ศึกษาทฤษฎี กระบวนการผลิตและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง
2. ออกแบบจำลองการใช้พลังงานของหน่วยผลิตคิวมันโดยใช้ Aspen Plus
3. ออกแบบขบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยวิธีการวิเคราะห์แบบ Pinch Analysis
4. วิเคราะห์การใช้พลังงานของขบวนการแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบไว้
5. สรุปผลและจัดทำเป็นรูปเล่มวิทยานิพนธ์

## บทที่ 2

### เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

#### แนวคิดและทฤษฎี

##### 2.1 ประวัติการพัฒนาระบวนการผลิตคิวมิน

การกลั่นน้ำมันในยุคแรกเป็นการกลั่นแบบง่าย ๆ การนำไปใช้ประโยชน์ค่อนข้างน้อยและเกิดกลุ่มน้ำมันหนัก (Heavy oil) เป็นจำนวนมากในปี 1900 [2] ได้พัฒนาระบวนการการแตกตัวด้วยความร้อน (Thermal cracking) จนสามารถนำมาใช้ให้เกิดประโยชน์มากขึ้นเทียบเท่ากับน้ำมันเบนซิน (Gasoline) โดยในกระบวนการการแตกตัวด้วยความร้อนจะมีผลิตภัณฑ์ข้างเคียง (By product) เกิดขึ้น เช่น มีเทน (Methane), อีเทน (Ethane), เอทิลีน (Ethylene), โพรเพน (Propane), โพรพิลีน (Propylene) และ ก๊าซบิวทิลีน (Butylene gas) และจะถูกนำไปใช้ประโยชน์ได้ไม่เท่าที่ควรและมีจำนวนมากอย่างเช่น มีเทนซึ่งหาได้ง่ายเทียบเท่ากับก๊าซธรรมชาติ (Natural gas) ที่เป็นเชื้อเพลิงที่ไม่มีคุณค่าทางการค้า จึงมีความต้องการที่จะบรรจุหรือควมแน่นแก๊สเหล่านี้ให้มีจุดเดือดใกล้เคียงกับน้ำมันเบนซิน [3] จึงก่อให้เกิดแนวคิดในการพัฒนาของกลุ่มบริษัทยูโอพี (UOP) นั่นคือกระบวนการ “UOP Catalytic condensation” โดยใช้ Solid Phosphoric Acid (SPA) เป็นตัวเร่งปฏิกิริยา (Catalyst) ซึ่งแต่ก่อนการควมแน่นของโอเลฟินเบา (Light olefins) ไม่สามารถทำได้โดยการใช้น้ำหล่อเย็นและภายใต้สภาวะที่มีความดันเช่นเดียวกันกับกระบวนการผลิต LPG วิธีจึงกลับมาเป็นที่รู้จักอีกครั้งคือ “Catalytic condensation of olefins” กระบวนการนี้ถูกนำไปปรับปรุงดัดแปลงวิธีการและนำไปใช้อย่างแพร่หลายในช่วงปี 1930 [4]

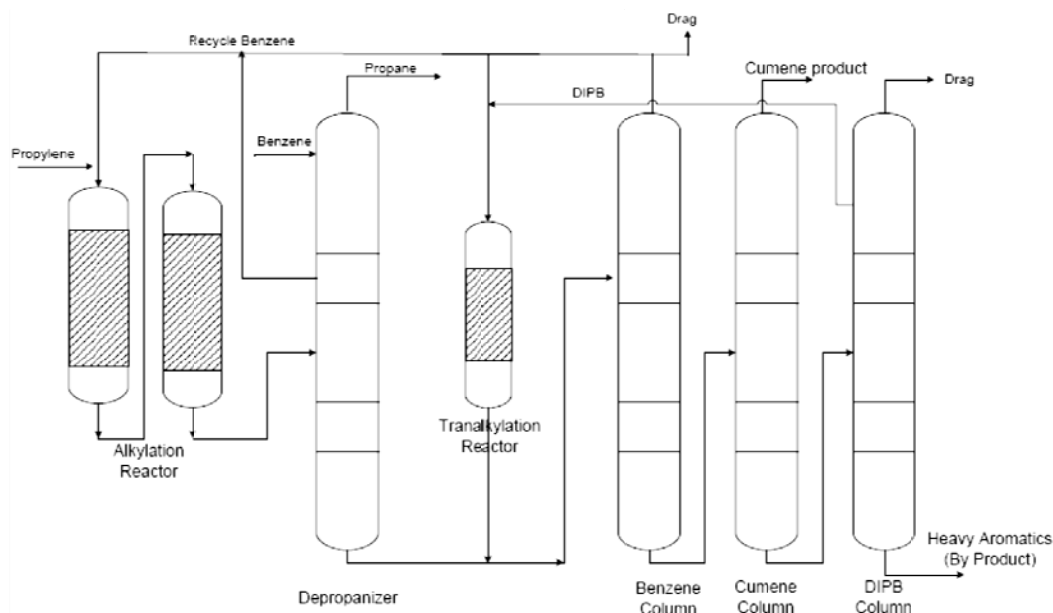
หลังจากปี 1930 ได้มีการใช้เทคโนโลยี Catalytic condensation โดยปรับปรุงปฏิกิริยาการผลิตสารโอเลฟิน (Olefin) และ อะโรมาติก (Aromatic), คิวมิน (Cumene) ที่เกิดจากโพรพิลีนและเบนซิน ใช้กันอย่างกว้างขวางใช้ในสงครามโลกครั้งที่ 2 โดยนำไปใช้ในการเพิ่มค่าออกเทนของน้ำมันเชื้อเพลิงเครื่องบินตั้งแต่มีคิวมินเข้ามาทำให้เพิ่มค่าออกเทนได้สูงถึง 99.3 และความดันไอดำ 0.013 Kg/cm<sup>2</sup>a (Low RVP) และค่าจุดเยือกแข็งเป็น -97 องศาเซลเซียส ในปี 1950 ได้มีการปรับปรุงทางการค้าเนื่องจากปริมาณคิวมินล้นตลาดเนื่องจากสงครามสงบ โดยการนำคิวมินมาทำปฏิกิริยา Peroxidation ได้ Cumene hydroperoxide ซึ่ง Decomposition ได้ฟีนอล (Phenol) กับ อะซีโตน (Acetone) หลังจากนั้นคิวมินที่มีความบริสุทธิ์สูงเกือบทั้งหมดก็ถูกนำมาผลิตฟีนอลและอะซีโตนโดยเฉพาะ [3] หลายปีที่ผ่านมามีได้ใช้กระบวนการผลิตนี้มาโดยตลอด ในปี 1995 ประมาณร้อยละ 70 ของคิวมินที่ผลิตขึ้นในโลกนี้ใช้กระบวนการผลิต UOP Catalytic

condensation โดยใช้ SPA catalyst และอีกวิธีหนึ่งคือวิธี  $AlCl_3$  Slurry process จนกระทั่งปี ค.ศ. 2007 มากกว่าร้อยละ 90 ของควีนที่ผลิตได้จะมาจากกระบวนการ Zeolitic catalyst [4]

UOP ได้มีการพัฒนาตัวเร่งปฏิกิริยาชนิดใหม่มาแทน SPA ในกลางปี 1980 โดยได้รับการกระตุ้นจากความต้องการของลูกค้าที่มีความต้องการควีนที่เพิ่มมากขึ้น ในช่วงของการพัฒนาปรับปรุงมีปัจจัยมากมายของการตัวเร่งปฏิกิริยาแต่ละประเภทเนื่องจากมีความแตกต่างกันมากในการทดสอบ เพื่อที่จะพิสูจน์ว่าวิธีใดจะผลิตควีนได้ดีที่สุด การทดสอบตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อคัดเลือกนั้น จะตัดสินจาก การเกิดปฏิกิริยาพื้นฐาน (Basic activity), อัตราการเกิดผลิตภัณฑ์ (Yield product), การเกิดสิ่งเจือปน (Impurity formation) และเสถียรภาพระยะสั้น (Short-term stability) หลังจากผ่านการทดสอบเบื้องต้น มีตัวเร่งปฏิกิริยาหลายตัวที่ผ่านการทดสอบ จากนั้นได้นำมาหาเสถียรภาพในระยะยาวและผลการเปลี่ยนแปลงของตัวเร่งปฏิกิริยา เมื่อเปลี่ยนแปลงเงื่อนไขของกระบวนการผลิต ตัวเร่งปฏิกิริยาบางตัวแสดงให้เห็นถึงศักยภาพของการให้อัตราการเกิดควีนทั้งหมดสูง เมื่อใช้ทรานอัลคิเลชัน (Transalkylation) เปลี่ยนไดไอโซโพรพิลเบนซีน (Diisopropylbenzene) เป็นควีน [4]

ในปี 1990 UOP ได้ทำการเสนอตัวเร่งปฏิกิริยาจำพวกซีโอไลท์ (Zeolite) เพื่อนำไปใช้ในกระบวนการควแม็กซ์ (Q-MAX Process) เพื่อการผลิตควีนที่ดีที่สุดรวมถึงได้ผลผลิตที่มาก ไม่เกิดสิ่งเจือปนและมีความเสถียรสูง ในปี 1995 ได้มีการผลิตในเชิงการค้าโดยการนำกระบวนการควแม็กซ์มาทดลองในโรงงานต้นแบบ ในระหว่างทดลองผลิตพบว่ากระบวนการผลิตนี้มีประสิทธิภาพได้คุณภาพผลิตภัณฑ์ตามความต้องการของอายุการใช้งานของตัวเร่งปฏิกิริยาดังนั้นจึงพร้อมที่จะผลิตเพื่อจำหน่าย กระบวนการควแม็กซ์มีข้อดีหลายอย่างมากกว่ากระบวนการ Catalytic condensation เช่น ค่าใช้จ่ายในการลงทุนต่ำ, ค่าใช้จ่ายในการผลิตต่ำ, เพิ่มคุณภาพผลิตภัณฑ์ และลดค่าใช้จ่ายในการเปลี่ยนตัวเร่งปฏิกิริยา [3,4] ตัวอย่างที่ดีเช่น การปรับปรุงที่มีอย่างต่อเนื่องโดยดูที่ปริมาณเบนซีนทั้งหมดต่ออัตราส่วนของโพรพิลีน (Benzene/Propylene Ratio) กับตัวเร่งปฏิกิริยาในระบบที่สามารถลดลงได้ จากกระบวนการ SPA ควีน ดั้งเดิมที่มีการใช้สัดส่วนเบนซีนต่อโพรพิลีน Ratio ที่ 8:1 และหลังจากที่มีการเสนอวิธีการใหม่ในปี 1980 อัตราส่วนก็ลดลงเหลือ 5:1 และมีการนำตัวเร่งปฏิกิริยาซีโอไลติก (Zeolitic catalyst) มาสามารถลดอัตราส่วนบีต่อพี (B/P Ratio) ลงเรื่อยๆ โดยเริ่มที่ 4:1 โดยเราสามารถเพิ่มประสิทธิภาพของกระบวนการกลั่นที่ให้ผลตอบแทนที่ดีที่สุดเท่ากับที่ 2:1 [3,4]





ภาพที่ 4 แผนภาพกระบวนการผลิตคิวมีน สำหรับ Propylene non-polymer grade

กระบวนการผลิตคิวมีน มีชื่อทางการค้าว่ากระบวนการคิวแม็กซ์ (Q-MAX Process) ที่ผลิตคิวมีนที่ให้ความบริสุทธิ์สูงจากปฏิกิริยาอัลคิเลชันของเบนซีนกับโพรพิลีนโดยใช้โดยใช้ตัวเร่งปฏิกิริยาซีโอไลท์แบบที่สามารถนำกลับมาใช้ใหม่ได้ (Regenerable zeolite-based catalyst) ดังแผนภาพของกระบวนการผลิตในรูปที่ 2 ซึ่งประกอบไปด้วย 2 ปฏิกิริยาใน Q-MAX Process คือ

1. ปฏิกิริยาอัลคิเลชัน คือ เบนซีนกับโพรพิลีนทำปฏิกิริยาเกิดเป็นคิวมีน (Isopropylbenzene) ปฏิกิริยาอัลคิเลชันจะเกิดในที่ๆ มี เบนซีนที่มากเกินไปในส่วนอัลคิเลชันสิ่งสำคัญคือโพรพิลีน จะต้องทำปฏิกิริยาทั้งหมด ในขั้นตอนอัลคิเลชัน คิวมีนบางส่วนจะทำปฏิกิริยากับโพรพิลีนเกิดเป็นไดไอโซโพรพิลเบนซีนหรือดีไอพีบี (Diisopropylbenzene: DIPB)

2. ปฏิกิริยาทรานอัลคิเลชัน โดยดีไอพีบีจะทำปฏิกิริยากับเบนซีนในส่วนทรานอัลคิเลชันเกิดเป็นคิวมีน เพิ่มขึ้น จากรูปที่ 4 เมื่อป้อนโพรพิลีนเข้าที่ถังปฏิกิริยาอัลคิเลชัน และรวมกันกับเบนซีนรีไซเคิล โดยโพรพิลีนมักจะเกิดมาจากการกระบวนการผลิตแบบการแตกตัวด้วยตัวเร่งปฏิกิริยาแบบเหลว (Fluid catalytic cracking) หรือการแตกตัวของเอทิลีน (Ethylene cracker) จึงมักจะปนเปื้อนด้วยโพรเพน (Propane) และในส่วนของเบนซีนจะเกิดมาจากการกระบวนการเนฟทารีฟอร์มเมอร์ (Naphtha reformer) หรือการแตกตัวของเอทิลีน (Ethylene cracker) และทำให้บริสุทธิ์ได้จากการสกัด (Extraction) หรือการกลั่น (Fractionation)

สิ่งที่ได้มาจากส่วนอัลคิลเลชั่น จะถูกป้อนไปที่หอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ (Depropanizer column) เพื่อแยกเอาโพรเพนออกจากโพรพิลีน โพรเพนที่ได้จะมีความบริสุทธิ์สูงเป็นอันดับ 2 จากส่วนการผลิตคิวแมกซ์ เบนซีนบางส่วนที่มาจากด้านข้างของหอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์จะกลับไปเข้าที่ส่วนเครื่องปฏิกรณ์อัลคิลเลชั่น และจากส่วนล่างจะไปรวมกับสิ่งที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิลเลชั่นจากนั้นจะป้อนเข้าสู่หอกลั่นเบนซีน (Benzene column) ของที่ออกจากด้านบนของหอกลั่นเบนซีนจะกลับไปเครื่องปฏิกรณ์อัลคิลเลชั่นและทรานอัลคิลเลชั่น โดยจะมีการดึงเอาของออกจากด้านบนของหอกลั่น เพื่อลดความเข้มข้นของสารที่ไม่ใช่จำพวกอะโรมาติก (non-reactive) สารที่อยู่ด้านล่างของหอกลั่นเบนซีนจะส่งไปที่หอกลั่นคิวมีน (Cumene column) เพื่อแยกผลิตภัณฑ์หลักออกจากกลุ่มอะโรมาติกหนัก (Heavy aromatic) ด้านล่างของหอกลั่นคิวมีนจะเติมไปด้วยดีไอพีบี โดยที่หอกลั่นดีไอพีบี (Diisopropylbenzene column) จะแยกดีไอพีบีออกจากสารอื่นๆที่หนักกว่าซึ่งจะออกจากด้านข้างและถูกส่งไปที่เครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิลเลชั่นเพื่อเปลี่ยนดีไอพีบีให้เป็นคิวมีน ด้านล่างของหอกลั่นดีไอพีบี จะประกอบด้วยสารอะโรมาติกหนัก (Heavy aromatic) จะถูกส่งไปเป็นเชื้อเพลิงหรือไปผสมกับสารผลิตภัณฑ์อื่นๆ มีการดึงเอาของออกจากด้านบนของหอกลั่นดีไอพีบีบางส่วน เพื่อแยกเอาสารที่มีจุดเดือดระหว่างคิวมีนและดีไอพีบี ออก เช่นไซมีน (Cymene) และ บิวทิลเบนซีน (Butylbenzene) [3,4]

## 2.2 กระบวนการผลิตคิวมีน (Q-MAX Process)

กระบวนการผลิตคิวแมกซ์ มีหน้าที่สำคัญในการผลิตไอโซโพรพิลเบนซีน (Isopropylbenzene: IPB) หรือคิวมีน โดยใช้โพรพิลีนกับเบนซีนเป็นสารตั้งต้น ซึ่งจะประกอบด้วยส่วนสำคัญ 2 ส่วนคือ

1. ส่วนการเกิดปฏิกิริยา (อัลคิลเลชั่น, ทรานอัลคิลเลชั่น)
2. ส่วนกลั่นแยก

### สายการผลิตประกอบด้วย

1. การนำโพรพิลีนและเบนซีนมาผสมในตามอัตราส่วน 1 ต่อ 2.5 และป้อนเข้าไปทำปฏิกิริยาในถังปฏิกิริยา ซึ่งภายในจะมีประกอบด้วยตัวเร่งปฏิกิริยา เกิดปฏิกิริยาอัลคิลเลชั่นเพื่อให้ได้เป็นผลิตภัณฑ์คิวมีน
2. ส่วนที่ทำการแยกผลิตภัณฑ์ออกจากส่วนที่ยังไม่ทำปฏิกิริยา (ส่วนมากจะเป็นเบนซีน) เพื่อส่งต่อไปยังส่วนกลั่นแยกเพื่อให้ได้ความบริสุทธิ์ตามที่ต้องการ

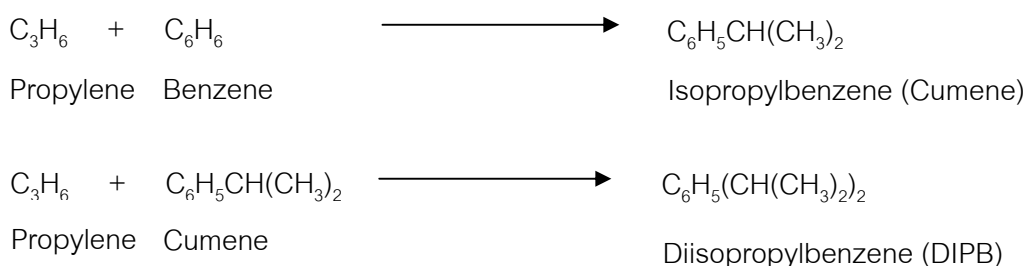
3. รีไซเคิลเบนซีน (Recycle Benzene) เพื่อส่งต่อไปยังถังปฏิกรณ์อัลคิเลชันและทรานอัลคิเลชัน
4. รีไซเคิลดีไอพีบีเพื่อส่งต่อไปยังส่วนทรานอัลคิเลชันเพื่อทำการเปลี่ยนรูปให้เป็น คิวมีน

### ส่วนการเกิดปฏิกิริยา

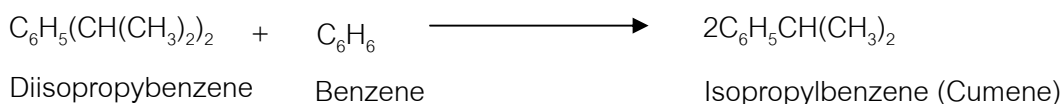
คิวมีนเป็นผลิตภัณฑ์หลักที่ได้มาจากเบนซีนและโพรพิลีนที่ทำปฏิกิริยาอัลคิเลชันกัน และได้ดีไอพีบีที่เป็นผลิตภัณฑ์พลอยได้ของส่วนอัลคิเลชันด้วย โดยดีไอพีบีจะถูกส่งต่อไปทำปฏิกิริยากับเบนซีนที่ทรานอัลคิเลชันเพื่อเปลี่ยนรูปกลับมาเป็นคิวมีน ซึ่งเป็นการเพิ่มอัตราการเกิดปฏิกิริยาของคิวมีน

ปฏิกิริยาอัลคิเลชันจะเกิดขึ้นที่เครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชัน (บางกระบวนการผลิตอาจมีเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชันมากกว่า 1 ตัว) ซึ่งจะประกอบด้วยชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยาหลายชั้น

### ปฏิกิริยาอัลคิเลชัน



### ปฏิกิริยาทรานอัลคิเลชัน



สารตั้งต้นโพรพิลีนถูกป้อนมาจากถังเก็บโดยส่งเข้าสู่ถังรองรับการป้อน (Feed surge drum) โดยใช้การควบคุมอัตราการไหล (Flow control) จากนั้นโพรพิลีนจะถูกส่งต่อไปยังเครื่องกำจัดสารอาไซน์ (Arsine guard bed) โดยจะให้ในกรณีที่สารตั้งต้นโพรพิลีนมีอาไซน์เป็นสารปนเปื้อนมากกว่าค่าที่กำหนด โดย Arsine guard bed มีหน้าที่ในการกำจัดอาไซน์ที่ปนเปื้อนมา

กับโพรพิลีนออก ซึ่งถ้ามีอาไฮรน์ปนเปื้อนอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นแล้วนั้น จะไม่สามารถทำรีเจนเนอเรชั่น (Regeneration) ในระบบเปิดได้เนื่องจากอาไฮรน์เป็นมลพิษกับสิ่งแวดล้อม จากนั้นจะส่งต่อไปยังส่วนชั้นกรองโพรพิลีน (Propylene guard bed) ซึ่งประกอบไปด้วยเรซิน (Resin) หรือเคล (Clay) โดยมีหน้าที่ในการกำจัดไอออน (Cation) และสารประกอบจากกลุ่มไนโตรเจน (Basic nitrogen compound) ซึ่งชั้นกรองนี้จะช่วยป้องกันการเสียหายของตัวเร่งปฏิกิริยาในเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่น โดยชั้นกรองโพรพิลีนจะมี 2 ชุดเป็นแบบตัวนำและตัวตาม (ตัวนำคือส่วนที่สารป้อนเข้าก่อน, ตัวตามคือส่วนที่สารจะจ่ายต่อไปจากตัวนำ) โดยที่ตัวตามจะสามารถใช้งานแบบชั้นกรองตัวเดียว (Single guard bed) ได้ในกรณีที่ตัวนำเสื่อมสภาพและต้องทำรีเจนเนอเรชั่นหรือถ้ามีชั้นกรองเพียงชุดเดียวก็ต้องเลือกใช้ทางอ้อมเพื่อทำการเปลี่ยนหรือรีเจนเนอเรชั่น

โพรพิลีนสายป้อนที่จะส่งไปยังเครื่องปฏิกรณ์จะถูกแบ่งเข้าในแต่ละชั้นของเครื่องปฏิกรณ์ โดยจะควบคุมอัตราการไหลให้เหมาะสม โพรพิลีนสายป้อนจะต้องไปรวมกับสายของรีไซเคิลเบนซีน

เครื่องอุ่นสายป้อนปกติจะใช้ในช่วงเริ่มเดินการผลิต ในกรณีเมื่อการผลิตปกติแล้วไม่ต้องใช้เนื่องจากจะมีความร้อนที่เกิดขึ้นในปฏิกิริยาของอัลคิเลชั่น

#### เหตุผลในการแบ่ง Flow propylene feed เข้าแต่ละ bed ของ reactor

- เพื่อรักษาสัดส่วนของเบนซีนต่อโพรพิลีน ให้สูงพอในแต่ละชั้นของเครื่องปฏิกรณ์และยังเป็นการเพิ่มค่าการเลือก (Selectivity) ของตัวเร่งปฏิกิริยาให้สูงขึ้น แต่ถ้าอัตราการไหลของโพรพิลีน ที่ป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์เป็นแบบอนุกรมจะต้องทำการเพิ่มอัตราการไหลของเบนซีน ให้สูงขึ้นเพื่อที่จะรักษาสัดส่วนให้เหมาะสมซึ่งหมายถึงว่าจะต้องเพิ่มพลังงานและค่าอุปกรณ์มากขึ้นด้วย
- เป็นการลดอุณหภูมิไม่ให้สูงเกินไปในแต่ละชั้น เบนซีนที่จะเข้าถึงปฏิกิริยาอัลคิเลชั่นจะเป็นแบบอนุกรม ส่วนสายโพรพิลีนจะเข้าไปในแต่ละชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยาโดยแบ่งเข้าเป็นแบบขนาน โดยที่โพรพิลีนจะถูกทำปฏิกิริยาจนหมดในแต่ละชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยา ซึ่งปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจะเป็นปฏิกิริยาคลายความร้อน ซึ่งในแต่ละชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยา อุณหภูมิจะสูงขึ้นประมาณ 11 องศาฟาเรนไฮต์หรือ 6 องศาเซลเซียส (บางการออกแบบจะสูงขึ้นประมาณ 23 องศาฟาเรนไฮต์) ดังนั้นจึงมีความจำเป็นที่จะควบคุมอุณหภูมิขาเข้าของแต่ละชั้นของเครื่องปฏิกรณ์ให้เหมาะสม โดยใช้สายที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นที่ถูกลดอุณหภูมิลงแล้วโดยผ่านเครื่องทำความเย็น กลับมาควบคุมอุณหภูมิขา

เข้าของแต่ละชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยา สายรีไซเคิลขาออกจะมีสายอ้อมที่ใช้เพื่อใช้ควบคุมอุณหภูมิของสายที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นก่อนที่ปะปนเข้าแต่ละชั้นในเครื่องปฏิกรณ์

สายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นจะถูกแบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ

1. สายรีไซเคิลขาออกไปยังเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่น
2. สายขาออกไปยังหอกลั่นเบนซีน

### 1. สายรีไซเคิลขาออกไปยังเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่น แบ่งได้ออกเป็น 2 ส่วน

1.1 Non cool effluent เป็นสายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์แล้วไม่ได้ผ่านเครื่องทำความเย็นซึ่งจะมีอุณหภูมิสูง โดยจะถูกส่งเข้ารวมกับสายปะปนในด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นเพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับขาเข้าของด้านบนของเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่น

1.2. Cool effluent เป็นสายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์แล้วผ่านเครื่องทำความเย็นเพื่อลดอุณหภูมิลง ก่อนที่จะส่งไปในเข้าแต่ละชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยาเพื่อนำไปลดอุณหภูมิที่เพิ่มขึ้นในแต่ละชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยา

2. สายขาออกไปยังหอกลั่นเบนซีน เป็นส่วนที่เหลือทั้งหมดของขาออกจากปฏิกิริยาอัลคิเลชั่นจะถูกส่งต่อไปที่หอกลั่นเบนซีน โดยความดันที่เครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นมีหน้าที่ทำให้ทั้งระบบในเครื่องปฏิกรณ์เป็นสถานะของเหลว (Liquid phase) การควบคุมความดันทั้งระบบไม่ว่าจะเป็นการส่งสายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นหรือสถานะของเหลวที่จะใช้การควบคุมจากวาล์วควบคุมความดัน (Pressure control valve)

เบนซีนที่ปะปนในเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่นจะถูกส่งมาจากด้านข้างของหอกลั่นเบนซีน โดยจะมีเครื่องวิเคราะห์แบบออนไลน์ (Online analyzer) เพื่อตรวจวัดปริมาณความชื้น (Moisture) ในสายปะปนก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่น

ปฏิกิริยาทรานอัลคิเลชั่นจะเกิดในเครื่องปฏิกรณ์โดยการไหลแบบบนลงล่าง (Single down flow) ที่มีชั้นของตัวเร่งปฏิกิริยาเพียง 1 ชั้นและต้องควบคุมความดันให้สูงพอ เพื่อให้ทั้งระบบเป็นสถานะของเหลว

สายปะปนที่เข้าเครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชั่น จะประกอบด้วยรีไซเคิลเบนซีนและดีไอพีพีที่มาจากส่วนกลั่นแยก (Fractionation section) ซึ่งจะมารวมกันก่อนปะปนเข้าสู่เครื่องปฏิกรณ์รีไซเคิลจะถูกส่งมาจากด้านข้างของหอกลั่นเบนซีน และรีไซเคิลดีไอพีพีจะถูกส่งมาจากด้านข้างของหอกลั่นดีไอพีพีโดยใช้ปั๊มและการควบคุมอัตราการไหล จากนั้นผ่านเครื่องทำความร้อนในด้าน

สายป้อนของเครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชั่น ทำหน้าที่เพิ่มอุณหภูมิให้กับรีไซเคิลเบนซีนและ รีไซเคิลดีไอพีบีก่อนที่จะเข้าเครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชั่น เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้ได้ตามต้องการโดยจะมีเครื่องตรวจวิเคราะห์ความชื้น (Moisture analyzer) เพื่อตรวจวัดปริมาณความชื้นก่อนป้อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชั่น ซึ่งน้ำหรือความชื้นจะมีผลกระทบต่อปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชั่นมาก เนื่องจากน้ำจะไปทำให้ตัวเร่งปฏิกิริยาเสื่อมสภาพ ถ้าปริมาณน้ำเพิ่มขึ้นจะต้องเพิ่มอุณหภูมิของปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชั่นให้สูงขึ้นเพื่อรักษาการทำปฏิกิริยา (Conversion) จากนั้นสายออกจากปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชั่นจะถูกส่งต่อไปยังหอกลั่นเบนซีนโดยใช้วาล์วควบคุมความดันเป็นตัวควบคุม

### Fractionation Section

ควมที่ออกมาจากเครื่องปฏิกรณ์จะถูกทำการแยก และทำให้บริสุทธิ์ได้เป็นผลิตภัณฑ์ที่ในส่วนการกลั่นแยก (Fractionation unit) โดยมีหน้าที่สำคัญคือการแยกกรีไซเคิลเบนซีนและรีไซเคิลดีไอพีบีและอะโรมาติกหนัก (Heavy aromatic) ที่เป็นผลิตภัณฑ์ข้างเคียงและในส่วนของการกลั่นเบนซีนในด้านที่บนของหอกลั่นจะช่วยกำจัดพวกสารกลุ่มตัวเบาและสารที่ไม่ใช่จำพวกอะโรมาติกออกจากกรีไซเคิลเบนซีนและในส่วนของการกลั่นดีไอพีบีจะทำหน้าที่กำจัดพวกสิ่งเจือปนที่ติดมากับผลิตภัณฑ์

การออกแบบของส่วนการกลั่นแยกจะขึ้นอยู่กับปัจจัยต่างๆ ซึ่งทำให้เกิดผลที่แตกต่างกันโดยอธิบายได้ดังนี้

#### 1. หอกลั่นดีโพรพาไนเซอร์ (Depropanizer Column)

สายที่ออกจากเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชั่น จะถูกป้อนเข้าที่หอกลั่นดีโพรพาไนเซอร์โดยใช้การควบคุมความดันซึ่งจะประกอบด้วย โพรเพน, เบนซีน, ควม, ดีไอพีบีและกลุ่มอะโรมาติกหนัก โดยโพรเพนและเบนซีนบางส่วนจะถูกแยกออกที่ด้านบนของหอกลั่น ส่วนด้านล่างของหอกลั่นจะเป็นพวกกลุ่มเบนซีน, ควม, ดีไอพีบี และกลุ่มอะโรมาติกหนักโดยไอระเหยที่ด้านบนของหอกลั่นจะถูกควบแน่นเมื่อผ่านเครื่องทำความเย็น และจะมารวมกันที่ถังรองรับซึ่งที่ถังนี้จะมีส่วนที่มีไว้สำหรับแยกน้ำออกจากสารประกอบอื่น ไอระเหยบางส่วนจะถูกบังคับให้ไม่ผ่านเครื่องควบแน่นเพื่อเป็นการควบคุมความดันของหอกลั่น อัตราการไหลของรีฟลัก (Flow reflux) ของ หอกลั่นดีโพรพาไนเซอร์จะขึ้นอยู่กับอุณหภูมิของภายในหอกลั่นและโพรเพนจะถูกส่งไปยังถังเก็บต่อไป ซึ่งปริมาณของโพรเพนที่ส่งออกจะถูกควบคุมโดยระดับของถังรองรับ ในบางครั้งจะมีการเติมสารเบน

ขึ้น ที่ด้านข้างของหอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์และรีไซเคิลเบนซีนจะถูกส่งต่อไปยังเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชัน ส่วนด้านล่างของหอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์จะถูกส่งมารวมกับสายที่ออกมาจากเครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชันและจะถูกส่งต่อไปยังหอกลั่นเบนซีนต่อไป เบนซีนที่ถูกส่งมาจากถังเก็บผ่านชั้นชั้นกรองเบนซีน (Benzene guard bed) เพื่อกำจัดสารประกอบจำพวกไนโตรเจน (Nitrogen compound) โดยปริมาณที่เบนซีนที่ป้อนเข้าจะต้องปรับให้สมดุลกันเพื่อรักษาสัดส่วน (อัตราส่วนของเบนซีนต่อโพรพาลีน) ของเบนซีนในระบบให้ได้ตามกำหนดไว้ แต่กระบวนการที่ศึกษาี้ กระบวนการผลิตได้ถูกออกแบบให้ยกเว้นหอกลั่นนี้เนื่องจากมีการจำกัดความบริสุทธิ์ของเบนซีนและโพรพาลีน

## 2. หอกลั่นเบนซีน (Benzene Column)

สายป้อนที่ส่งเข้าหอกลั่นเบนซีนจะเข้ามาจากหลายส่วนดังนี้ ด้านล่างของหอกลั่นดีโพรพาโนเซอร์ สารตั้งต้นเบนซีนจากถังเก็บ สายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชัน สายขาออกจากเครื่องปฏิกรณ์ทรานอัลคิเลชัน โดยหอกลั่นนี้จะทำหน้าที่ไล่น้ำที่ติดมาจากสารตั้งต้นเบนซีนซึ่งไอร่าเหยที่เกิดจากทางด้านบนของหอกลั่นเบนซีนจะถูกควบแน่นโดยเครื่องให้ความเย็นแล้วส่งต่อไปที่ถังกักเก็บ ในส่วนของถังนี้มีหน้าที่รองรับไอร่าเหยที่ควบแน่นแล้วกลายเป็นของเหลว แต่บางส่วนของไอร่าเหยนี้จะถูกบังคับให้ผ่านเครื่องทำความเย็นไป เพื่อควบคุมความดันของหอกลั่นนี้ ในส่วนของรีฟลักซ์ปั๊มทำหน้าที่เป็นรีฟลักซ์ของหอกลั่นเบนซีนโดยที่การควบคุมอัตราการไหลจะปรับตามอุณหภูมิของหอกลั่น ในส่วนของไอร่าเหยที่เกิดในด้านบนของหอกลั่นเบนซีนส่วนมากจะเป็นสารที่ไม่ใช่จำพวกอะโรมาติก โดยถ้าความดันสูงเกินไปก็จะถูกส่งไปยังหอเผาส่วนรีไซเคิลเบนซีน จะออกมาทางด้านข้างของหอกลั่นเบนซีน และจะถูกส่งต่อไปยังเครื่องปฏิกรณ์อัลคิเลชันและทรานอัลคิเลชัน โดยการควบคุมอัตราการไหลและส่วนของด้านล่างของหอกลั่นก็จะถูกส่งต่อไปยังหอกลั่นคิวมินต่อไป โดยมีระบบควบคุมระดับในหอกลั่นเป็นตัวควบคุม

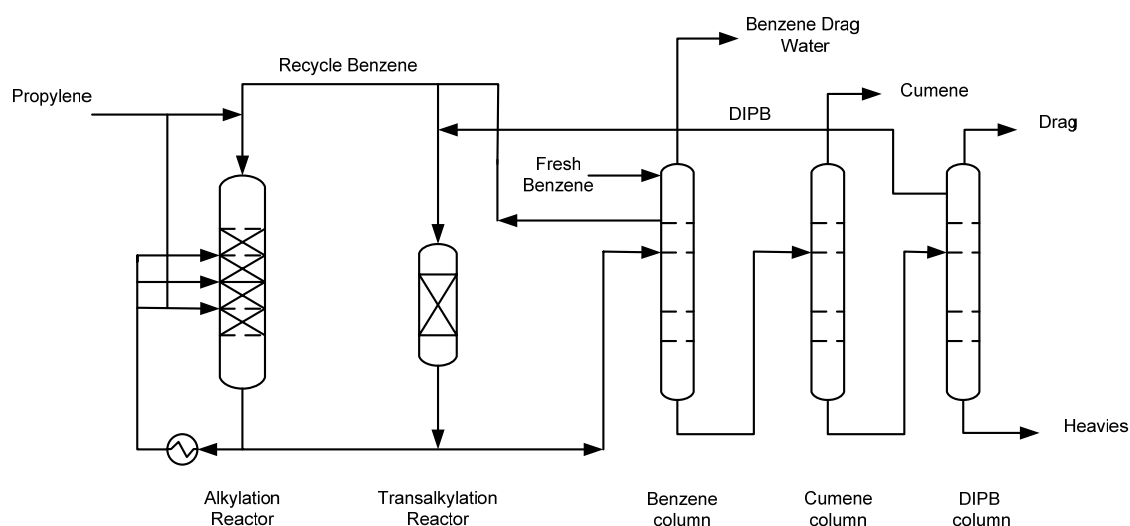
## 3. หอกลั่นคิวมิน (Cumene Column)

หอกลั่นคิวมินทำหน้าที่ในการกลั่นแยกผลิตภัณฑ์คิวมิน ออกจากดีไอพีบีและสารอะโรมาติกหนัก โดยทางด้านบนของหอกลั่นและจะควบแน่นเมื่อผ่าน เครื่องให้ความเย็นที่ด้านบนของหอกลั่น แล้วจะมารวมกันที่ถังรองรับด้านบนของหอกลั่นเช่นเดียวกัน ในส่วนไอร่าเหยที่เหลือจะถูกส่งไปเพื่อแยกเป็นคิวมินออกและในส่วนที่แยกผลิตภัณฑ์คิวมินจะถูกดึงออกจากด้านข้างของหอกลั่นจากนั้นจะส่งไปยังเครื่องทำความเย็นเพื่อลดอุณหภูมิของคิวมินที่กลั่นแยกออกมาจากหอกลั่น

ก่อนเข้าไปยังถังเก็บผลิตภัณฑ์คิวมีน ในส่วนของด้านล่างของหอกลั่นจะถูกส่งต่อไปยังหอกลั่นดีไอพีบี (DIPB column) โดยมีระบบควบคุมระดับในหอกลั่นเป็นตัวควบคุม

#### 4. หอกลั่นดีไอพีบี (DIPB column)

หอกลั่นดีไอพีบีทำหน้าที่ในการกลั่นแยกดีไอพีบี โดยทางด้านบนของหอกลั่นจะเป็นไอระเหยที่ประกอบไปด้วยดีไอพีบีและสารอะโรมาติกหนักโดยจะผ่านเครื่องทำความเย็น เพื่อควบแน่น จากนั้นจะมารวมกันที่ถังรองรับที่ด้านบนของหอกลั่น โดยรีฟลักซ์ของหอกลั่นดีไอพีบีจะถูกป้อนมาจากถังรองรับส่วนนี้ซึ่งจะใช้ระบบควบคุมโดยการใส่ระดับของถังรองรับนี้ในการควบคุม อัตราการไหลของรีฟลักซ์ในส่วนด้านบนของหอกลั่นนี้จะกำจัดพวก บิวทิลเบนซีน, ไซมีนและสิ่งเจือปน ซึ่งจะติดมาจากสิ่งเจือปนของสารตั้งต้น โดยถ้ามีสิ่งเจือปนน้อยมากสามารถส่งไปแยกคิวมีนออกได้ที่หอกลั่นคิวมีน ส่วนดีไอพีบีที่ได้จากด้านข้างจะส่งต่อไปส่วนทรานอัลคิลเลชันเพื่อไปทำปฏิกิริยากับเบนซีนให้ได้เป็นคิวมีนอีกครั้ง ส่วนด้านล่างของหอกลั่นดีไอพีบีส่วนใหญ่จะเป็นสารอะโรมาติกหนัก และจะถูกส่งผ่านเครื่องทำความเย็นแล้วนำไปเก็บที่ถังเก็บผลิตภัณฑ์คิวมีน โดยมีระบบควบคุมระดับในหอกลั่นเป็นตัวควบคุม



ภาพที่ 5 แผนภาพกระบวนการผลิตคิวมีนจากโพรพาลีนและเบนซีน สำหรับ Propylene non-polymer grade ที่ใช้ในการศึกษาวิจัยครั้งนี้



## 2.3 Pinch Analysis

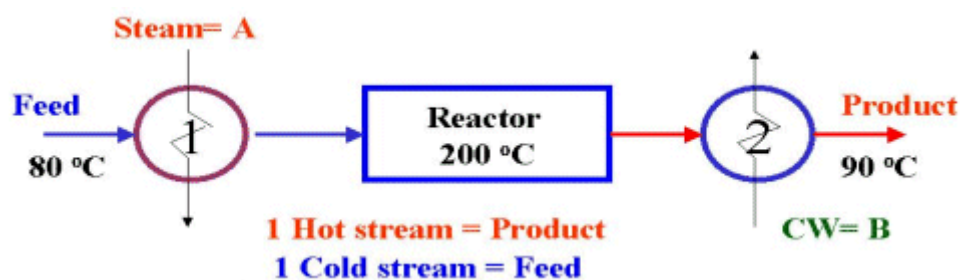
แนวทางการอนุรักษ์พลังงานที่ใช้กันอยู่ในปัจจุบันมีหลายวิธี เริ่มตั้งแต่แนวทางง่าย ๆ เช่น การรณรงค์ให้ประหยัดน้ำและไฟฟ้าภายในอาคารหรือโรงงาน ไปจนถึงแนวทางที่มีความซับซ้อนมากขึ้น เช่น เทคโนโลยีสะอาด และการลดของเสียจากกระบวนการผลิตสำหรับฉบับนี้ ขอเสนอแนวทางอนุรักษ์พลังงานที่น่าสนใจอีกแนวทางหนึ่ง เรียกว่า “Pinch Technology” [5]

### 2.3.1 Pinch Analysis คืออะไร

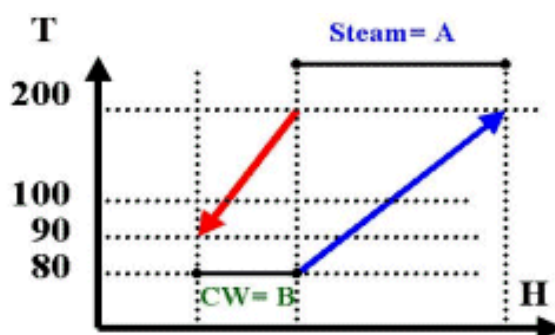
“Pinch Technology” ถูกคิดค้นโดยวิศวกรเคมีชาวเยอรมันชื่อ Linnhoff Matijasevia ในปี 1977 [6] ที่ต้องการนำเสนอวิธีที่นำเอาหลักการทางอุณหพลศาสตร์เพื่อยืนยันปริมาณพลังงานที่น้อยที่สุดในการออกแบบเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่ง “Pinch Analysis” มักถูกนำไปใช้เป็นเครื่องมือในการศึกษาของกระบวนการทางอุตสาหกรรม โดยมีการสร้างซอฟต์แวร์ที่สามารถรองรับเพื่อการวิเคราะห์ได้อย่างรวดเร็วและมีประสิทธิภาพ

Pinch technology เป็นวิธีการแบบง่ายในการวิเคราะห์กระบวนการ ทางเคมีที่มีการใช้ utilities โดยยึดกฎของอุณหพลศาสตร์ กล่าวคือมีการวิเคราะห์สมการพลังงานสำหรับการคำนวณการเปลี่ยนแปลงเอนทัลปี (dH) ในแต่ละสตรีมที่ผ่านอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน พร้อมกับกำหนดทิศทางการไหลของความร้อน ที่เรียกว่าเป็น สตรีมร้อน (Hot stream) และสตรีมเย็น (Cold stream) โดยในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแบบสตรีมร้อนไม่สามารถระบายความร้อนด้วยอุณหภูมิต่ำกว่าแหล่งจ่ายกระแสเย็นหรือกระแสเย็นสามารถทำให้ร้อนที่อุณหภูมิมากกว่าอุณหภูมิของกระแสร้อน โดยในทางปฏิบัติกระแสร้อนสามารถถูกระบายความร้อนไปได้ที่อุณหภูมิจุดหนึ่ง ซึ่งจุดที่มีความแตกต่างของอุณหภูมิต่ำสุด (DTmin) ในโปรไฟล์อุณหภูมิสตรีมสำหรับเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน จะเรียกว่า “Pinch point” หรือ “Pinch condition” ซึ่งจุดนี้จะบ่งบอกความสามารถในการแลกเปลี่ยนความร้อนขั้นต่ำที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนสามารถทำได้ [7, 14]

Pinch Analysis สามารถระบุค่าพลังงานความร้อนที่ต้องการน้อยที่สุดในกระบวนการและสามารถวิเคราะห์ถึงการลงทุนเพื่อทำเครือข่ายของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับข้อมูลในการใช้พลังงานจริงแล้วจะสามารถนำไปประเมินหาการสูญเสียการใช้พลังงานเพื่อวิเคราะห์ความคุ้มค่าได้



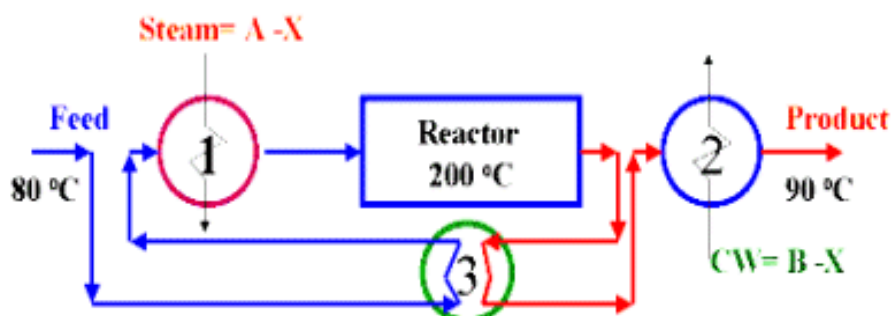
ภาพที่ 6 แผนภาพตัวอย่างการทำ Pinch analysis อย่างง่าย [7]



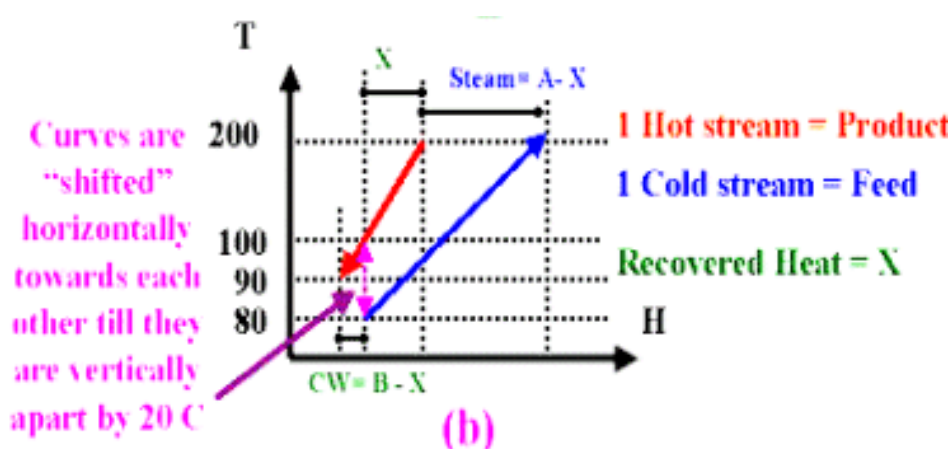
ภาพที่ 7 ตัวอย่างความสัมพันธ์ของอุณหภูมิและเอนทัลปีของสตรีมร้อนและสตรีมเย็น. [7]

เมื่อพิจารณาผังการผลิตอย่างง่ายดังรูปที่ 6 จะพบว่ากระแสที่ป้อนเข้าจะถูกเพิ่มอุณหภูมิ ก่อนเข้าสู่ถังปฏิกรณ์โดยใช้ไอน้ำที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวที่ 1 ส่วนกระแสของผลิตภัณฑ์ ถูกลดอุณหภูมิจากที่ออกจากถังปฏิกรณ์ โดยน้ำหล่อเย็นที่เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตัวที่ 2 เมื่อเปรียบเทียบ อุณหภูมิเปรียบเทียบกับเอนทัลปีดังแสดงในรูปที่ 7 แสดงกระแสของสารตั้งต้น และผลิตภัณฑ์พร้อมกับภาวะปริมาณการใช้สตรีมร้อนและสตรีมเย็น.

ซึ่งเมื่อพิจารณาแล้วสามารถพัฒนาประสิทธิภาพการใช้พลังงานได้อุปกรณ์แลกเปลี่ยน ความร้อนอีก 1 ตัวดังแสดงในรูปที่ 8 T-H Plot แสดงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ 3 ที่สามารถดึง เอาความร้อนของกระแสของผลิตภัณฑ์ไป pre heat กระแสของสารตั้งต้นก่อนป้อนเข้าระบบ จะ พบว่าปริมาณการใช้พลังงานลดน้อยลง โดยจุดที่มีความแตกต่างของอุณหภูมิต่ำสุด (DTmin) จะ แสดงปริมาณความต้องการใช้พลังงานน้อยที่สุดหรือ “Pinch Analysis”



ภาพที่ 8 ตัวอย่างแสดงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างสตรีมร้อนและสตรีมเย็น. [7]



ภาพที่ 9 ตัวอย่าง T-H Plot แสดงเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน [7]

### 2.3.2 แนวคิดพื้นฐานของ Pinch Analysis

กระบวนการผลิตของอุตสาหกรรมส่วนใหญ่จะเกี่ยวข้องกับการถ่ายโอนความร้อนของไอน้ำกระบวนการหนึ่งไปสู่กระบวนการอื่นๆ (Interchanging) หรือจาก ไอน้ำ Utility เปลี่ยนไปเป็นไอน้ำในกระบวนการผลิต ในสถานการณ์วิกฤติพลังงานในปัจจุบันมีเป้าหมายหลักในการออกแบบกระบวนการอุตสาหกรรมเพื่อเพิ่มการกู้คืนความร้อนของกระบวนการผลิตและลดความต้องการการใช้พลังงาน โดยการออกแบบเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่เหมาะสม ซึ่งอาจสามารถสรุปแนวคิดหลักความสำคัญของ Pinch analysis ได้ดังนี้

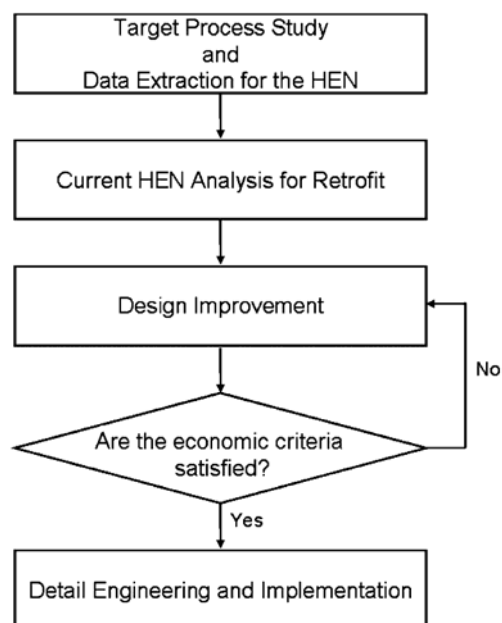
1. พยายามทำให้ composite curves (DT min) ให้เข้าใกล้กันมากที่สุดเท่าที่จะทำได้ โดยไม่ละเมิดกฎข้อที่สองของอุณหพลศาสตร์ (ไม่มีการแลกเปลี่ยนความร้อนจะมีอุณหภูมิครอสโอเวอร์ได้)
2. เลือกระดับ utilities ที่เหมาะสมเพื่อที่จะเลือกใช้ utilities ที่มีราคาต่ำกว่าโดยที่ยังสามารถรองรับความต้องการการใช้พลังงานทั้งหมดไว้ได้

3. กำหนดเป้าหมายการใช้พลังงานและเงินทุน โดยคำนวณจากค่าใช้จ่ายต่อปีของสาธารณูปโภคและเงินทุนเพื่อสร้างเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน
4. กำหนดต้นเป้าหมาย เพื่อให้ใช้ในการกำหนดระดับที่เหมาะสมของการกู้คืนความร้อนหรือค่า DTmin โดยปรับสมดุลด้านต้นทุนและด้านพลังงานเข้าด้วยกันซึ่งจะได้ได้ผลการประมาณการที่แม่นยำ โดยใช้ค่าใช้จ่ายเพียง 10-15% ของการออกแบบระบบกู้คืนความร้อนทั้งระบบ โดยสาระสำคัญของ Pinch Technology ก็คือการประเมินทางเศรษฐศาสตร์ได้อย่างรวดเร็ว นั่นเอง
5. Plus / Minus และหลักการการจัดวางตำแหน่งที่เหมาะสม เพื่อดำเนินการปรับปรุงและลดความต้องการ Utility และค่าใช้จ่ายที่เกี่ยวข้อง เหมาะสมสำหรับการควบคุมการทำงานของอุปกรณ์หลัก เช่น คอลัมน์กลั่น, evaporators, เตาเผา, เครื่องมือให้ความร้อน, บั้มความร้อนและอื่น ๆ เพื่อที่จะลดความต้องการใช้ Utility โดยการนำระบบร่วมกัน

### 2.3.3 ขั้นตอนการทำ Pinch Analysis

ในการขั้นตอนการทำ Pinch Analysis มีการนำเสนอจากผู้เชี่ยวชาญแตกต่างกันออกไปเช่นดังในรูปที่ 9 ขั้นตอนการทำ Pinch analysis ที่แสดงเป็น 5 ขั้นตอน [8]

- ขั้นตอนแรกที่มีความสำคัญมากที่สุดคือการทำความเข้าใจในกระบวนการผลิตและการตั้งเอาข้อมูลที่เหมาะสมมาใช้สร้างเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ถูกต้อง
- ขั้นตอนที่สองเป็นการวิเคราะห์หาช่องว่างของการใช้พลังงาน ที่เปรียบเทียบปริมาณการใช้พลังงานจากการจำลองของเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนกับการใช้พลังงานจริง
- ขั้นตอนที่สามเมื่อเห็นช่องว่างของการลดการใช้พลังงานได้แล้วจึงนำออกแบบเพื่อการพัฒนาการใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ
- ขั้นตอนที่สี่คือการพิจารณาการลงทุนจากการออกแบบไว้ว่าคุ้มค่าหรือไม่ ถ้าไม่จะต้องมีการวิเคราะห์เพื่อออกแบบระบบใหม่
- กรณีที่ถ้าการลงทุนคุ้มค่าจะทำขั้นตอนสุดท้ายคือการลงรายละเอียดในการออกแบบและเริ่มใช้ระบบ



ภาพที่ 10 ขั้นตอนการทำ Heat exchanger network [8]

ส่วนการนำเสนอจากแหล่งข้อมูลอื่น [7] แสดงรายละเอียดของการทำ Pinch analysis ไว้เป็น 9 ขั้นตอนดังนี้

- ขั้นตอนที่ 1 การกำหนดสตรีมร้อน, สตรีมเย็นและสตรีมพลังงานอื่นๆ ในกระบวนการผลิต ซึ่งการกำหนดสตรีมแต่ละกระแสจำเป็นต้องด้วยความถี่ถ้วน
- ขั้นตอนที่ 2 การใส่ข้อมูลทางอุณหพลศาสตร์ของแต่ละสตรีม โดยข้อมูลนี้สังเคราะห์มาจากการทำดุลมวลและความร้อน ซึ่งข้อมูลนี้สามารถคิดคำนวณได้ดังนี้

Supply temperature ( $T_s$  °C) คือ อุณหภูมิที่กระแสสามารถจ่ายได้

Target temperature ( $T_T$  °C) คือ อุณหภูมิที่กระแสจะต้องนำไปใช้

Heat capacity flow rate ( $CP$  kW/°C) คือ ผลิตภัณฑ์ของอัตราไหล ( $m$ ) ในหน่วย กิโลกรัมต่อวินาที และค่าความร้อนจำเพาะ ( $C_p$ ) ในหน่วย kJ/kg °C

$$CP = m \times C_p \quad \dots (1)$$

Enthalpy Change ( $dH$ ) เกี่ยวข้องกับสตรีมที่ผ่านเครื่องแลกเปลี่ยนซึ่งจะคิดได้จากกฎข้อแรกของอุณหพลศาสตร์ ดังสมการ

$$dH = Q + W \quad \dots (2)$$

ในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ไม่มี mechanical work ( $W = 0$ ) ซึ่งจากสมการ (2) จะได้

$$dH = Q$$

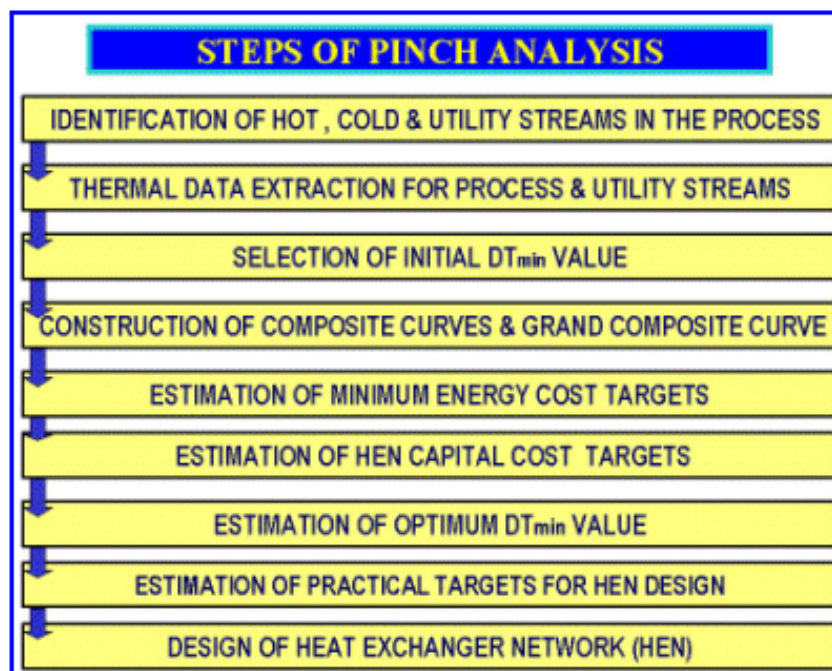
โดยที่ Q จะแสดง heat supply โดยคิดได้จากความสัมพันธ์ดังสมการ

$$Q = CP \times (T_s - T_T) \quad \dots\dots (3)$$

ดังนั้น Enthalpy Change

$$dH = CP \times (T_s - T_T) \quad \dots\dots (4)$$

- ขั้นตอนที่ 3 การเลือกค่าแตกต่างเบื้องต้นของอุณหภูมิที่ต่ำสุด ซึ่งจะแสดงจุดที่สามารถดึงเอาพลังงานกลับมาใช้ได้อย่างมีประสิทธิภาพ
- ขั้นตอนที่ 4 สร้าง Composite Curve (CC) ที่แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิและเอนทัลปี (T-H) และสามารถแสดงค่าเป้าหมายการใช้พลังงานโดยรวมได้แต่ยังไม่สามารถแสดงการใช้พลังงานในระดับที่มีการใช้สตรีมพลังงานแตกต่างกันออกไป โดยสิ่งที่สามารถอธิบายคือ Grand Composite Curve (GCC) ที่สามารถแสดงพลังงานที่กระบวนการผลิตต้องการเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงการป้อนพลังงาน ซึ่งผู้ออกแบบสามารถหาได้ว่าการใช้สตรีมที่ต้องการใช้เหมาะกับจุดไหนเพื่อใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพมากที่สุด
- ขั้นตอนที่ 5 จาก GCC สามารถประเมินค่าพลังงานความร้อนต่ำสุดที่จะใช้ในกระบวนการผลิต
- ขั้นตอนที่ 6 คือการพิจารณาการลงทุนของเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบไว้
- ขั้นตอนที่ 7 คือประเมินความคุ้มค่าของเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบไว้ เปรียบเทียบกับค่าพลังงานที่สามารถอนุรักษ์ไว้ได้ว่าจุดใดที่เหมาะสมกับการลงทุนมากที่สุด
- กรณีที่ถ้าการลงทุนคุ้มค่าจะทำขั้นตอนสุดท้ายคือการลงรายละเอียดในการออกแบบและเริ่มใช้ระบบ



ภาพที่ 11 ขั้นตอนการทำ Pinch analysis [7]

#### 2.4 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

การวิเคราะห์แบบ Pinch เป็นวิธีการที่มีประสิทธิภาพและเป็นเครื่องมือที่ใช้พัฒนาเครือข่ายของอุปกรณ์แลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network: HEN) [8] โดยมีผู้เชี่ยวชาญได้ทำการวิจัยได้นำไปใช้ในการพัฒนาระบบการผลิตต่างๆ และนำเสนอผลงานไว้มากมายดังเช่นตัวอย่างต่อไปนี้

Sung-Geun Yoon และคณะ [8] ประเทศเกาหลีได้ทำการศึกษาการใช้ Pinch analysis จากการทำเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตเอทิลเบนซีนที่ถูกผลิตจากเอทิลีนและเบนซีน โดยการใช้ข้อมูลจริงจากการใช้พลังงานของกระบวนการผลิตเปรียบเทียบกับข้อมูลการทำแบบจำลองของเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อน ซึ่งทำให้พบว่ายังมีช่องว่างที่สามารถลดการใช้พลังงานได้คือพลังงานความร้อนที่เหลือจากด้านบนของหอกลั่นแยกสารระเหยง่ายหอที่ 2 นั้นสามารถนำไปอุ่นสารตั้งต้นเบนซีนจาก 48 เป็น 60 องศาเซลเซียสโดยแบบจำลองเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนนี้ออกแบบให้มีการเพิ่มเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนอีก 1 ตัวพร้อมกับปรับปรุงสถานะการเดินระบบการผลิต ผลของการทำครั้งนี้คือสามารถลดค่าใช้จ่ายการใช้

พลังงานได้ 5.6% โดยเมื่อเปรียบเทียบกับค่าลงทุนในการทำเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อนพบว่าสามารถคืนทุนได้ในระยะเวลาน้อยกว่า 1 ปี

L. Matijasevia และคณะ [6] ประเทศโครเอเชีย มีการศึกษาการนำเอาพลังงานกลับมาใช้ใหม่โดยการใช้ pinch technology ในกระบวนการการผลิตกรดไนตริกเข้มข้นร้อยละ 57-60 ที่มีกำลังการผลิต 450 ตันต่อวันโดยประเมินความต้องการการใช้พลังงานจากไอน้ำแรงดันปานกลางและน้ำหล่อเย็น โดยการทำแบบจำลองเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตพบว่าสามารถยุบรวมเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน 3 ตัวด้วยเครื่องใหม่ 1 ตัวที่ใช้ไอของไนตริกเพื่อไปอุ่นแอมโมเนียและไอเสียจากกระบวนการผลิต เมื่อหักค่าใช้จ่ายในการลงทุนแล้วพบว่าสามารถลดค่าใช้จ่ายได้ปีละ 431,845 ดอลลาร์สหรัฐ

Alexandre C. และคณะ [9] ได้ศึกษาการทำ heat integration ของกระบวนการผลิตคิวมีนโดยใช้ pinch analysis จากการใช้ software SuperTarget ทำแบบจำลอง เมื่อใช้ Pinch analysis เข้ามาวิเคราะห์พบว่ามีความ  $dT_{min}$  เป็น 10 องศาเซลเซียส โดยพลังงานที่ต้องการใช้ในสตรีมร้อน = 9143.4 kW ส่วนของสตรีมเย็น = 11,063 kW ซึ่งจุดที่ต้องการใช้พลังงานมากที่สุดคือสายที่ป้อนเข้าหอกลั่นเบนซีน และพบว่ามีการทิ้งพลังงานสู่สิ่งแวดล้อมมากในสตรีมร้อนช่วงหอกลั่นลำดับที่ 2 และ 3 มีอุณหภูมิช่วง 100 องศาเซลเซียส จึงมีการวิเคราะห์เพื่อที่จะใช้พลังงานที่เหลือในกระบวนการผลิตนำกลับมาใช้ในกระบวนการผลิตอีกครั้ง ซึ่งมีการสร้างแบบจำลองในการปรับปรุงกระบวนการผลิตคือเพิ่มความดันในหอกลั่นเท่ากับสามารถอนุรักษ์พลังงานการควบแน่นของไอน้ำแรงดันต่ำ แต่อย่างไรก็ตามในการปรับปรุงนี้มีการวิเคราะห์ผลกระทบอื่น ๆ ต่อกระบวนการผลิตเพิ่มเติมเพื่อเพิ่มความปลอดภัยในการปฏิบัติงาน โดยภาพรวมแล้วนั้นการนำ Pinch analysis เข้ามาปรับปรุงกระบวนการผลิตสามารถลดพลังงานความร้อนลงได้ถึง 43% ทั้งของกระแสร้อนและเย็น

M. Sorin และคณะ [10] Combined energy and pinch approach to process analysis ประเทศแคนาดา ได้มีการศึกษาการบูรณาการ pinch analysis ของกระบวนการผลิตไฮโดรเจนจากกระบวนการ methane reforming ซึ่งได้จัดทำแบบจำลองเครื่องถ่ายแลกเปลี่ยนความร้อน และปรับปรุงการแลกเปลี่ยนความร้อนภายในกระบวนการผลิตโดยที่ปราศจากการเปลี่ยนแปลงอุปกรณ์ในกระบวนการผลิต ซึ่งส่งผลให้ได้ประโยชน์มีอุณหภูมิของถังปฏิกริยาลดลง



15 องศาเซลเซียส เพิ่มความบริสุทธิ์ของผลิตภัณฑ์ไฮโดรเจนร้อยละ 0.05 พร้อมกับสามารถพัฒนากระบวนการผลิตให้อัตราการเกิดไฮโดรเจนในการผลิตเพิ่มขึ้นร้อยละ 2

Jutta Geldermann และคณะ [11] Integrated technique assessment based on the pinch analysis approach for the design of production networks ได้มีการศึกษา Pinch technology มีวัตถุประสงค์เพื่อใช้ในการออกแบบระบบต่างๆร่วมกัน ซึ่งรวมถึง Retrofitting และการวางแผนการผลิต เพื่อให้เป็นไปตาม เป้าหมาย ทั้งด้านการใช้พลังงานและด้านการเงิน ซึ่งการกำหนด ให้เกิดอุณหภูมิแตกต่างกันต่ำที่สุดในระบบถ่ายเทความร้อนระหว่างระบบ ทำความร้อนและระบบทำความเย็น ที่นี้ได้แสดงถึง mass pinch analysis ซึ่งจะรวมการออกแบบทางวิศวกรรม จึงมีการดัดแปลงมาใช้ในการออกแบบเครื่องอบสีของกระบวนการเคลือบผิว รถยนต์ ซึ่งได้พบว่า นอกจากความร้อนจะถ่ายเทภายในห้องอบสีแต่ละห้องแล้วยังพบว่าความร้อนยังถ่ายเทไปสู่ห้องอบสีข้างๆด้วยดังนั้นจึงได้ปรับผังห้องอบสีใหม่เป็นแบบขนานซึ่งช่วยลดการสูญเสียความร้อนได้ ซึ่งได้ผลการควบคุมกระบวนการผลิต และการดำเนินการวิจัยได้ช่วยให้สามารถช่วยให้บรรลุวัตถุประสงค์ทางด้านเศรษฐศาสตร์และด้านสิ่งแวดล้อม

K.Liebmann และคณะ [12] Integrated design of a conventional crude oil distillation tower using pinch analysis ประเทศอังกฤษ ศึกษาแนวทางการลดค่าใช้จ่ายค่าสาธารณูปโภคที่มีปริมาณการใช้สูงเพื่อไอน้ำของการกลั่นน้ำมันดิบ โดยการจัดทำเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนที่สามารถลดการใช้สาธารณูปโภคด้วยการดึงเอาความร้อนที่เหลือกลับมาใช้ให้ได้มากที่สุด และแนวทางในการใช้งานนั้นจะถูกพิจารณาร่วมกับอุปกรณ์อื่นข้างเคียงพอลดปริมาณการใช้พลังงาน โดยวิธีที่นำ pinch analysis เข้ามาวิเคราะห์แบบจำลองของเครือข่ายแลกเปลี่ยนความร้อนนี้ออกแบบให้จัดวางหอกันแตกออกเป็นลำดับอย่างง่ายซึ่งช่วยให้มีการกระจายแต่ละชั้นตอนที่เหมาะสมและการวิเคราะห์ได้ง่าย โดยมีการปรับปรุงกระบวนการผลิตคือติดตั้ง reboiler เพิ่มที่หอกันลำดับที่ 2 แทนที่จะดึงเอาไอน้ำออกจากระบบ นอกจากนั้นยังติดตั้ง thermo couple ในส่วนของหอกันเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการควบคุมกระบวนการผลิต ซึ่งการปรับเปลี่ยนกระบวนการผลิตนี้ส่งผลให้สามารถประหยัดพลังงานได้ 20% ซึ่งสามารถลดต้นทุนในการผลิต เพิ่มโอกาสที่จะเพิ่มผลผลิตได้อย่างมาก

## บทที่ 3

### วิธีดำเนินการวิจัย

#### 3.1 การเก็บรวบรวมข้อมูล

จากการศึกษาข้างงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมีน ดังในภาพที่ 4 แสดงแผนผังกระบวนการคิวมีน โดยวิเคราะห์ค่าพลังงานที่ต่ำที่สุดที่ระบบต้องการ โดยคิดแยกแต่ละกระแสในกระบวนการผลิตได้ออกเป็นด้านร้อนและเย็นโดยสามารถคิดดังแสดงในตารางที่ 1 ที่แสดงอัตราการไหลค่าความจุความร้อนในแต่ละกระแสโดยคำนวณจากกฎของอุณหพลศาสตร์ตามสมการที่ (1), (3) และ (4)

ตัวอย่างเช่นการคำนวณหาค่าพลังงานของกระแสลำดับที่ 1 (H1) ดังนี้

$$dH = m \times C_p \times (T_s - T_T) \quad \dots (4)$$

$$T_s = 138 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_T = 66 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.248 \text{ kJ/kg}\cdot^\circ\text{C}$$

$$m = 98559 \text{ kg/h}$$

$$dH = 176.33 \text{ kJ/h} \times 10^5$$

โดยค่าอุณหภูมิด้านขาเข้า ( $T_s$ ) ด้านที่ระบบต้องการ ( $T_T$ ) ค่า Specific heat ( $C_p$ ) และอัตราการไหลของแต่ละกระแสจะแสดงอยู่ในภาคผนวก ก

โดยการพิจารณาเลือกกระแสเพื่อนำมาวิเคราะห์ในการออกแบบข้างงานแลกเปลี่ยนความร้อนนั้นจะต้องเป็นกระแสที่มีการถ่ายเทพลังงานสิ้นเปลืองไปกับไอน้ำแรงดันสูงหรือน้ำหล่อเย็น นอกจากนั้นกระแสนั้นจะต้องสามารถ Tie in ได้จริง โดยผู้วิจัยได้ทำการสำรวจพื้นที่หน้างานจริงแล้ว โดยสามารถสรุปกระแสนำมาทำเป็นข้างงานได้ดังตารางที่ 1

ตารางที่ 1 ชนิด คำอธิบายและค่าพลังงานของแต่ละกระแสในกระบวนการผลิตคิวมีน

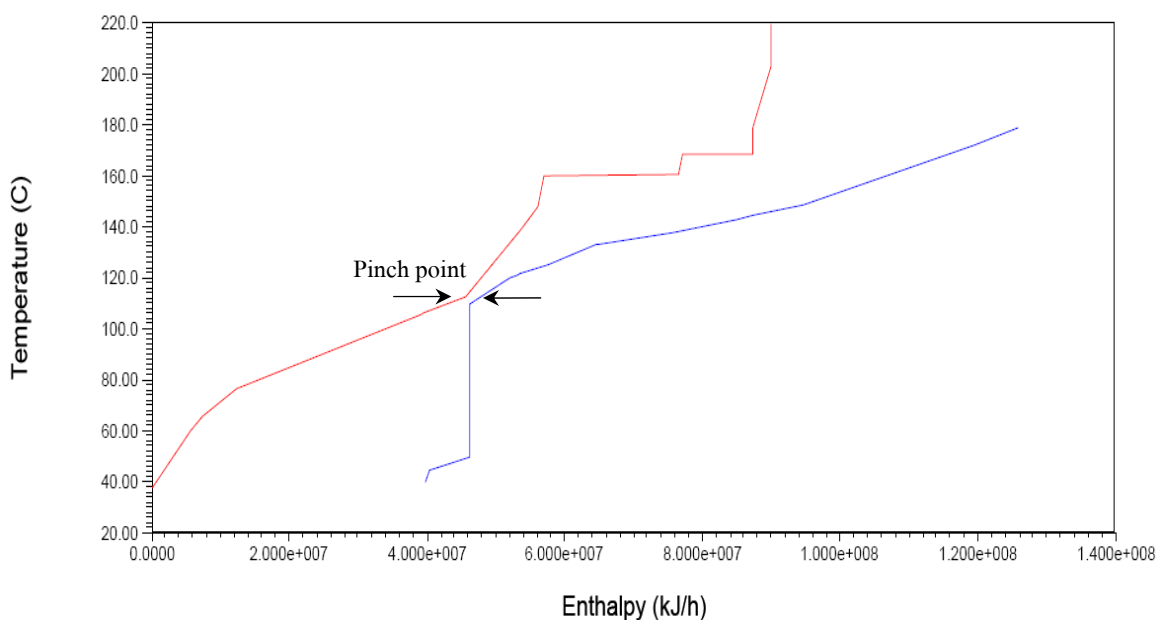
ลำดับที่	ชนิด	คำอธิบาย	ENTHALPY <sup>(*)</sup>
H1	ร้อน	Alkylation Reactor Effluent Cooler	176.33
H2	ร้อน	Benzene Column Condenser	307.59
H3	ร้อน	Cumene Column Feed Cooler	27.29
H4	ร้อน	Cumene Column Vent Condenser	193.16

H5	ร้อน	Cumene Product Cooler	85.38
H6	ร้อน	DIPB Column Condenser	195.23
H7	ร้อน	DIPB Column Bottom Condenser	0.53
C1	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Heater	1.82
C2	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Trim Heater	107.42
C3	เย็น	Benzene Feed Heater	65.31
C4	เย็น	Cumene Column S3 Generation	459.45
C5	เย็น	Benzene Recycle from Alkylation Reactor	226.09

(<sup>\*)</sup> (kJ/h \* 10<sup>5</sup>)

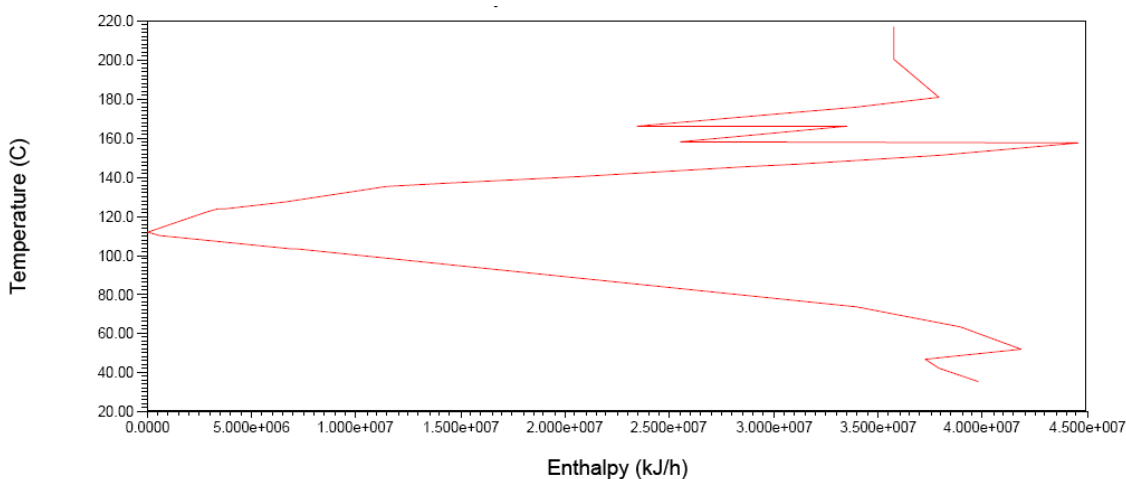
จากนั้นจะวิเคราะห์เพื่อหาจุดพินช์ เพื่อนำไปสร้างแบบจำลองของข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีประสิทธิภาพ และสามารถระบุค่าพลังงานความร้อนที่ต้องการน้อยที่สุดในข่ายงานที่ออกแบบ จากนั้นจะวิเคราะห์จุดพินช์ที่มีประสิทธิภาพมากที่สุดคือ 115 °C/ 105 °C

โดยแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอุณหภูมิและเอนทัลปี (T-H) และสามารถแสดงค่าเป้าหมายการใช้พลังงานโดยรวมได้ดังแสดงในภาพที่ 1



ภาพที่ 12 Composite curve

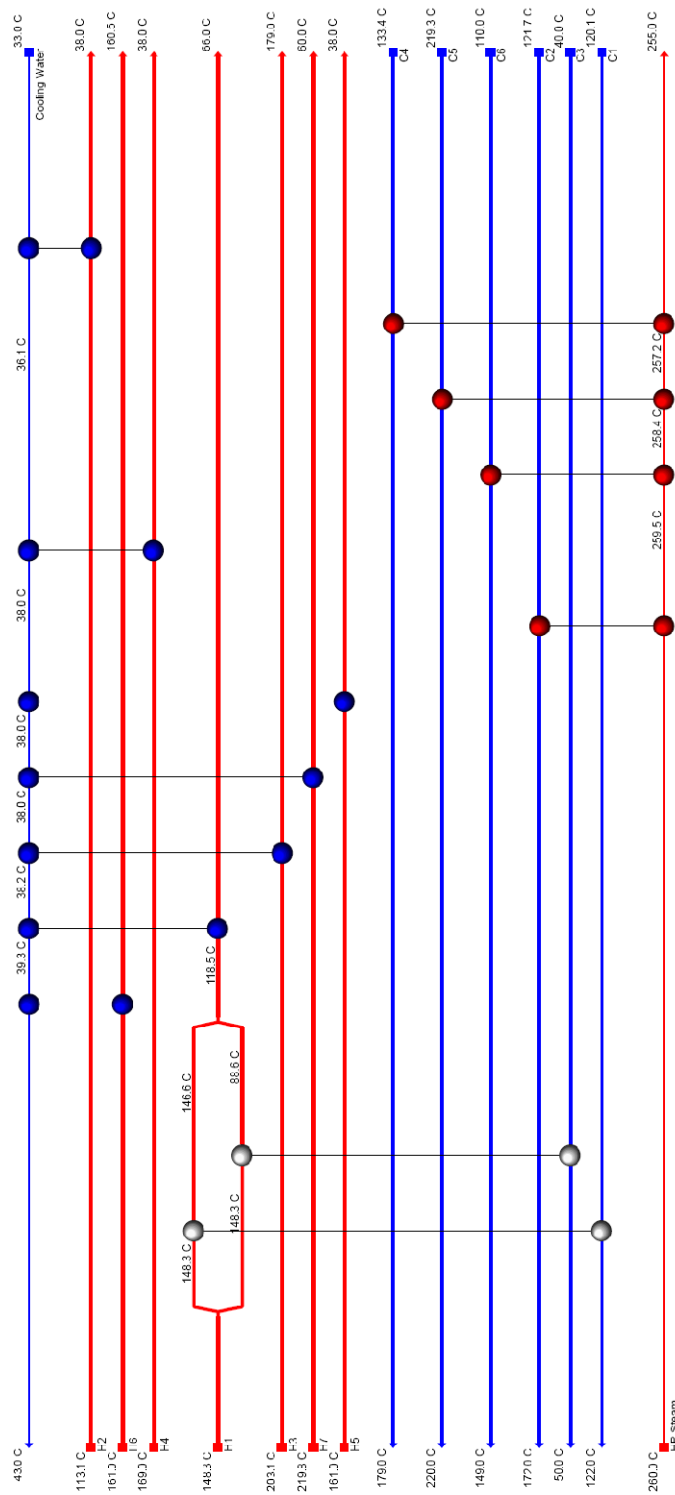
นอกจากนั้นยังสามารถแสดงการใช้พลังงานในระดับที่มีการใช้สตรีมพลังงานแตกต่างกัน ออกไปซึ่งจะประเมินค่าพลังงานความร้อนต่ำสุดที่จะใช้ในกระบวนการได้ โดยใช้ความสัมพันธ์ที่ เรียกว่า Grand Composite Curve (GCC) ดังในรูปที่ 2 ที่หาได้ว่าการใช้สตรีมที่ต้องการใช้เหมาะ กับการจุดไหนเพื่อใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพมากที่สุด



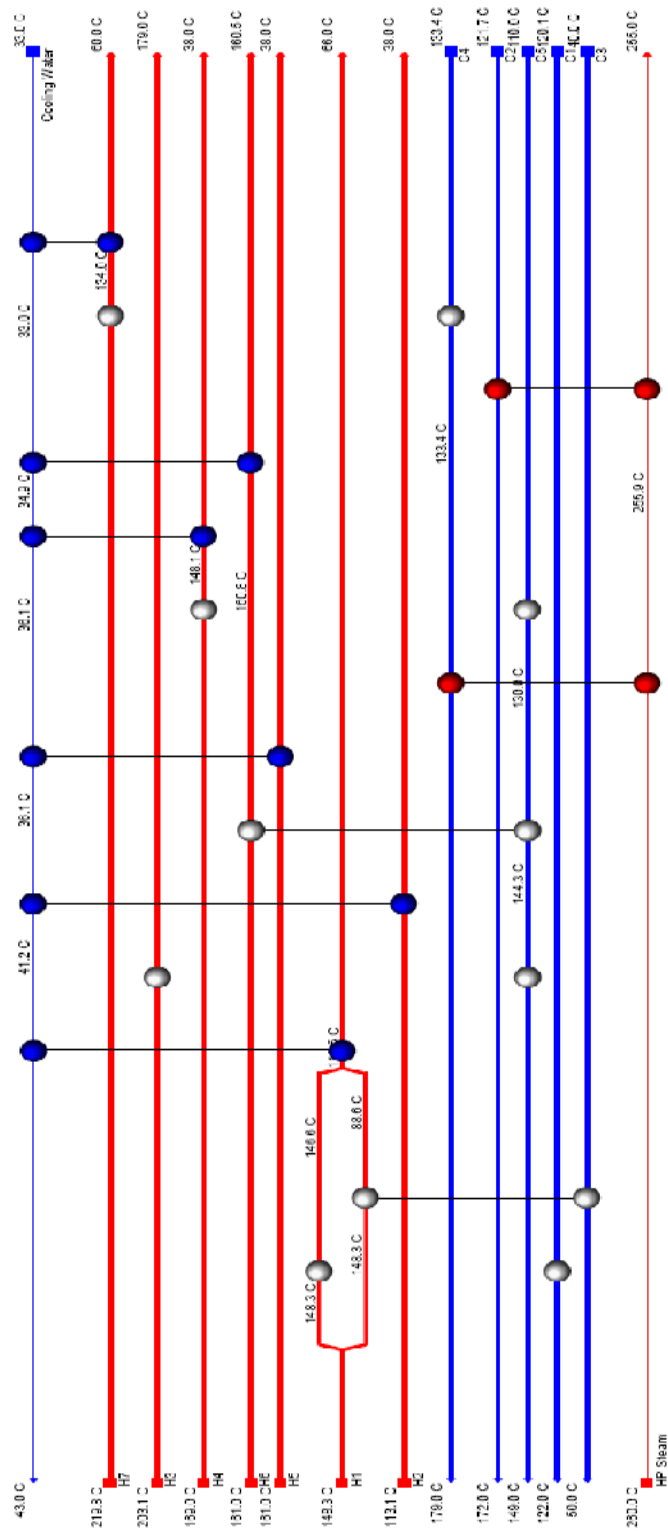
ภาพที่ 13 Grand Composite curve

จากนั้นนำข้อมูลไปออกแบบการจำลองขบวนการแลกเปลี่ยนความร้อน ของกระบวนการผลิตควีน โดยปรับปรุงจากกรณีพื้นฐาน (Base case) ดังแสดงในภาพที่ 3 นั้น พบว่าในปัจจุบัน ในกระบวนการผลิตจริงมีการออกแบบเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีการนำกระแสเย็นและร้อน มาทำการแลกเปลี่ยนความร้อนไว้แล้วอยู่ 2 จุดคือ

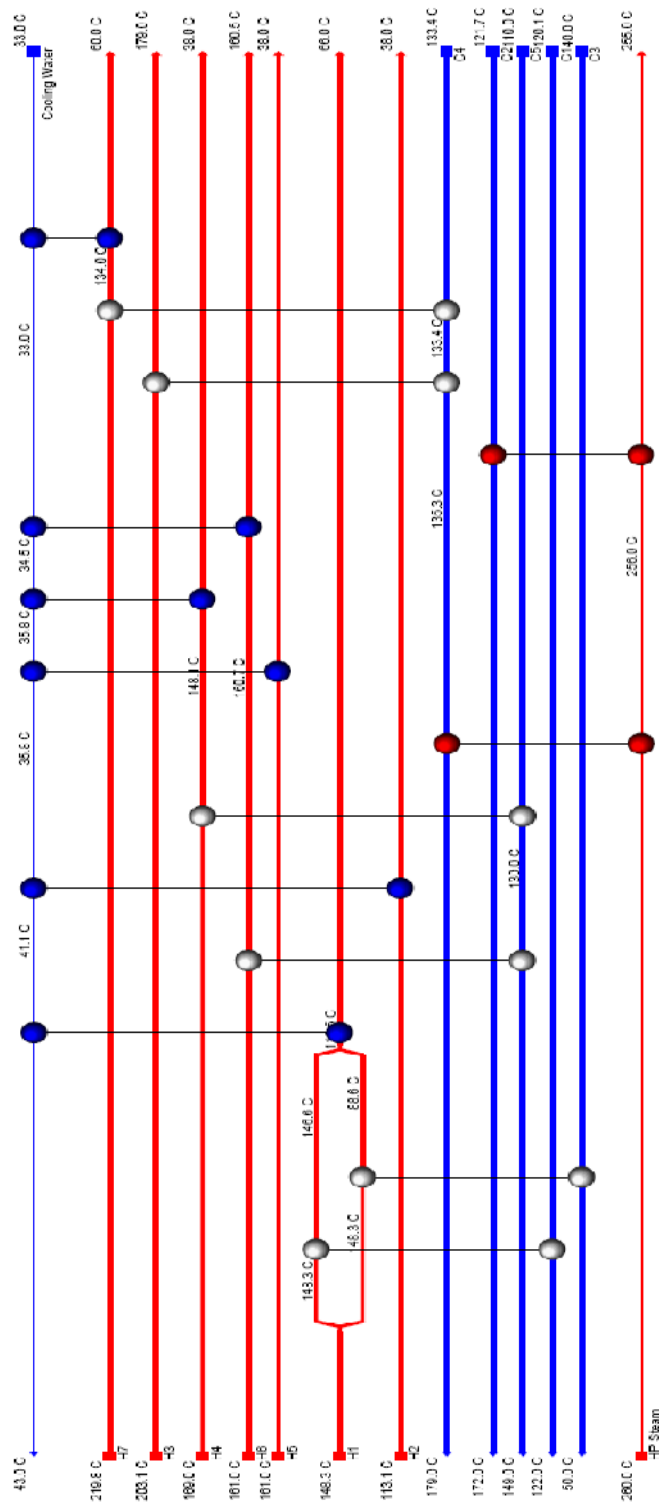
- จุดที่ 1 : H1 และ C1 การนำความร้อนจากกระแสร้อนของ Alkylation Reactor Effluent Cooler ที่ต้องการลดอุณหภูมิเพื่อควบคุมสถานะของให้เป็นของเหลวก่อนที่จะเป็น feed ไปยัง Benzene column ส่วนหนึ่ง มาแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Tranalkylation Reactor Feed Heater เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับ Recycle Benzene และ Recycle DIPB (combined feed) ก่อนที่จะเข้า Transalkylation reactor ตาม อุณหภูมิที่ควบคุมในกระบวนการผลิตไว้
- จุดที่ 2 : H1 และ C3 การนำความร้อนจากกระแสร้อนของ Alkylation Reactor Effluent Cooler อีกส่วนหนึ่ง มาแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Benzene Feed Heater เพื่อปรับเพิ่มอุณหภูมิให้กับ Fresh Benzene ที่ผ่าน Benzene feed guard beds ให้เหมาะสมก่อนที่จะส่งไปยัง Benzene column



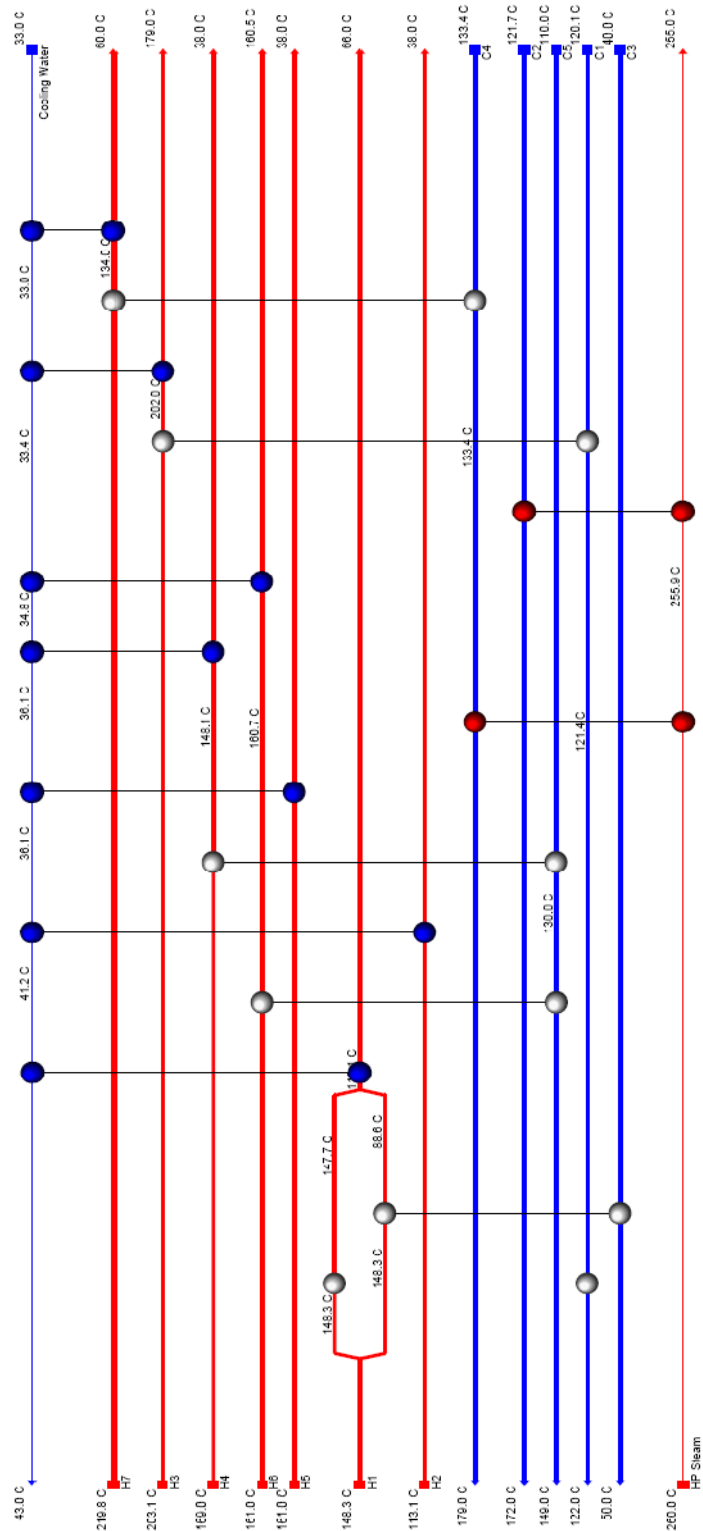
ภาพที่ 14 แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมในกรณีพื้นฐาน (Base case)



ภาพที่ 15 แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมมัน  
 ข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 1 (HEN Case 1)

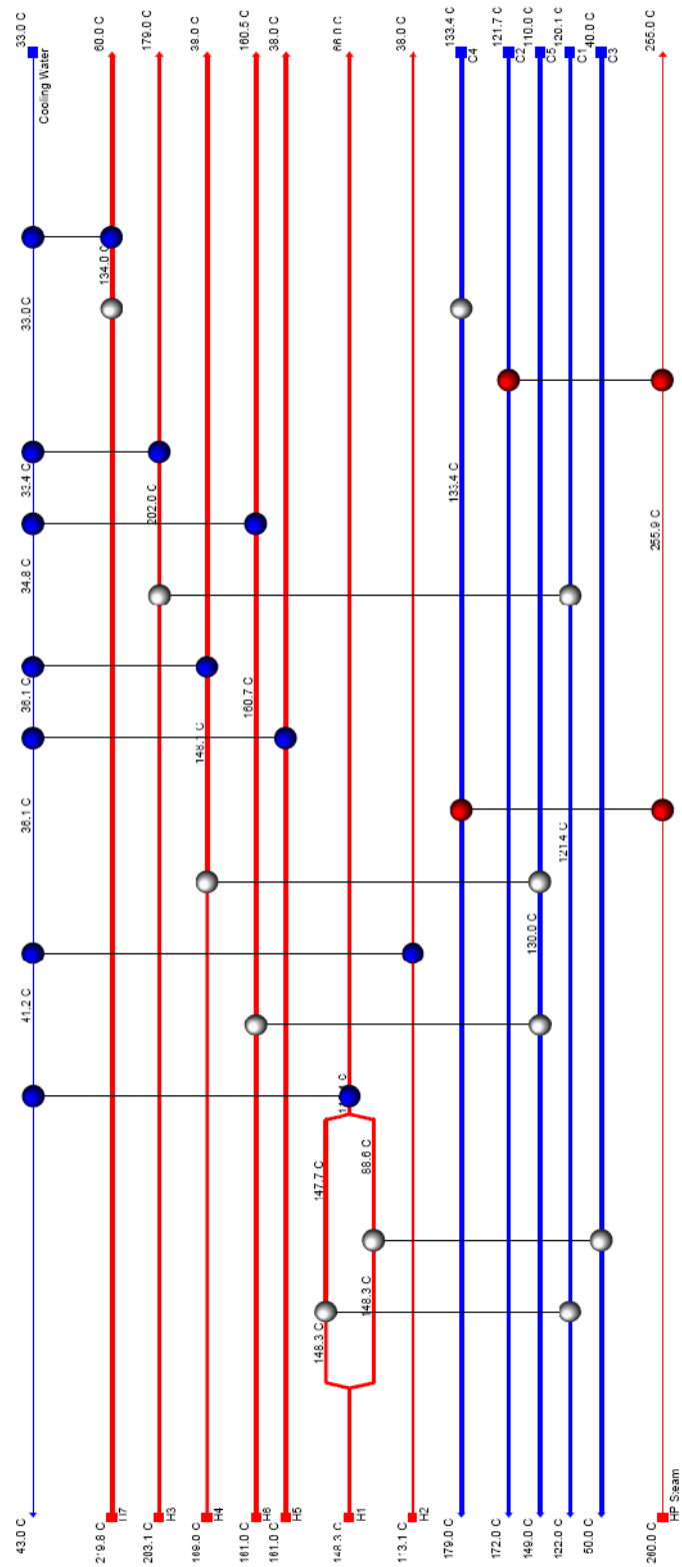


ภาพที่ 16 แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมีน  
 ข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 2 (HEN Case 2)

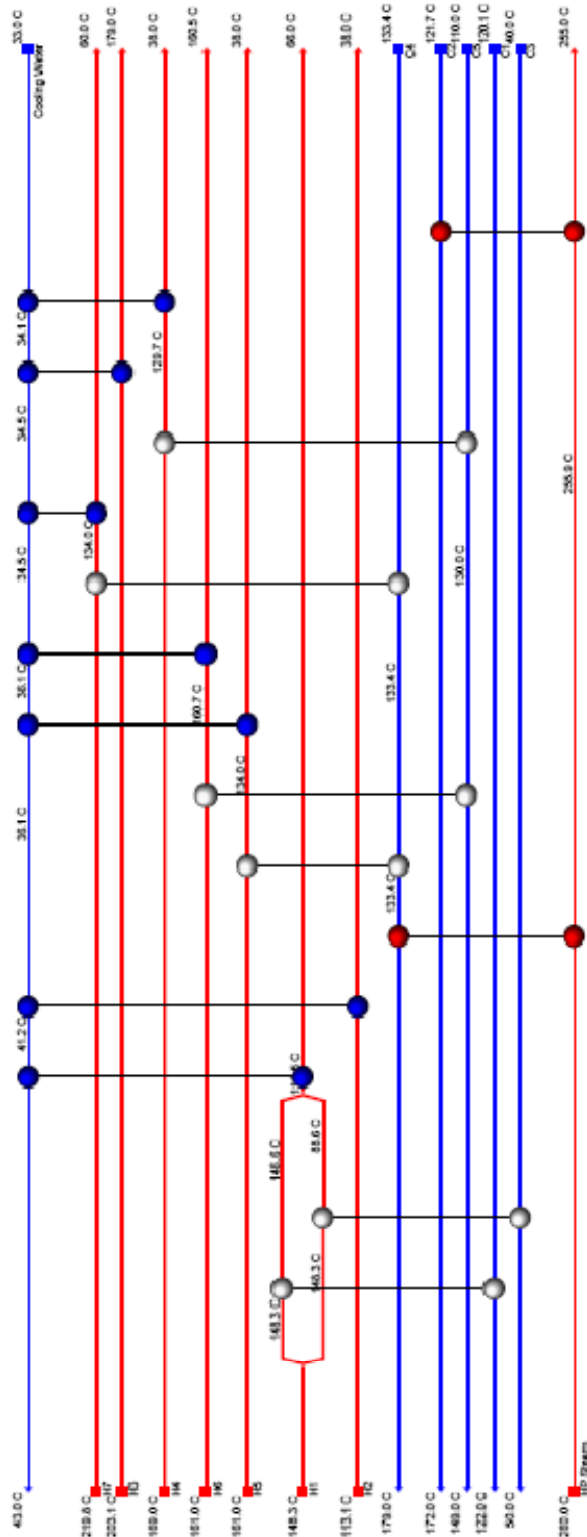


ภาพที่ 17 แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมีน  
 ข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ 3 (HEN Case 3)





ภาพที่ 18 แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควม  
 ข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณี 4 (HEN Case 4)



ภาพที่ 19 แบบจำลองข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมมัน  
ข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณี 5 (HEN Case 5)

### รายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 1

จากรายงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีพื้นฐาน (Base case) ได้ปรับปรุงโดยการออกแบบรายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 1 ดังแสดงในภาพที่ 4 ซึ่งจะมีการเปลี่ยนแปลงการแลกเปลี่ยนความร้อนเพิ่มขึ้นจากกรณีพื้นฐานอีก 4 จุด ดังนี้

- จุดที่ 1 : H3 และ C5 การนำความร้อนจากกระแสของ Cumene column feed cooler ซึ่งเป็นกระแสน้ำร้อนที่ออกแบบมาแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Benzene recycle to Alkylation reactor ซึ่ง Tranalkylation Reactor Feed Heater เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับ Recycle Benzene และ Recycle DIPB (combined feed) ก่อนที่จะเข้า Transalkylation reactor ตามอุณหภูมิที่ควบคุมในกระบวนการผลิตไว้
- จุดที่ 2 : H4 และ C5 เป็นการนำความร้อนจากกระแสของ Cumene column vent condenser ซึ่งเป็นกระแสน้ำร้อนที่ออกแบบมาแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Benzene recycle from Alkylation reactor เช่นเดียวกัน
- จุดที่ 3 : H6 และ C5 เป็นการนำความร้อนจากกระแสของ DIPB column vent condenser ซึ่งเป็นกระแสน้ำร้อนที่ออกแบบมาแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Benzene recycle from Alkylation reactor เช่นเดียวกัน
- จุดที่ 4 : H7 และ C4 การนำความร้อนจากกระแสของ DIPB column bottom condenser ที่เป็นสายที่เป็น by product ทางด้าน Bottom ของหอกลั่น จึงออกแบบให้นำเอาความร้อนส่วนนี้กลับไปใช้เป็นการ pre-heat ให้กับกระแสน้ำเย็นที่จะผ่านเข้าสู่การผลิต Steam 3 ที่ Cumene column S3 generation

### รายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 2

จากรายงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีที่ 1 (HEN case 1) ได้ปรับปรุงโดยการออกแบบรายงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 2 ดังแสดงในภาพที่ 5 ซึ่งจะมีการเปลี่ยนแปลงการแลกเปลี่ยนความร้อนแตกต่างจากกรณีที่ 1 ดังนี้

- จุดที่ 1 : H3 และ C4 เป็นการเปลี่ยนแปลงจากกรณีที่ 1 ซึ่งเดิมนำความร้อนจากกระแสน้ำร้อนของ Cumene column feed cooler จะแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Benzene recycle from alkylation reactor ออกแบบเปลี่ยนให้เป็น Cumene column S3 generation

### ขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 3

จากขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีที่ 2 (HEN case 2) ได้ปรับปรุงโดยการออกแบบขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 3 ดังแสดงในภาพที่ 6 ซึ่งจะมีการเปลี่ยนแปลงการแลกเปลี่ยนความร้อนแตกต่างจากกรณีที่ 2 ดังนี้

- จุดที่ 1 : H3 และ C1 เป็นการเปลี่ยนแปลงจากกรณีที่ 1 ซึ่งเดิมนำความร้อนจากกระแสร้อนของ Cumene column feed cooler จะแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Cumene column S3 generation ออกแบบเปลี่ยนให้เป็น Transalkylation Reactor Feed Heater

### ขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 4

จากขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีที่ 3 (HEN case 3) ได้ปรับปรุงโดยการออกแบบขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 4 ดังแสดงในภาพที่ 7 ซึ่งจะมีการเปลี่ยนแปลงการแลกเปลี่ยนความร้อนแตกต่างจากกรณีที่ 3 ดังนี้

- จุดที่ 1 : H3 และ C3 เป็นการเปลี่ยนแปลงจากกรณีที่ 3 ซึ่งเดิมนำความร้อนจากกระแสร้อนของ Cumene column feed cooler จะแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Transalkylation Reactor Feed Heater ออกแบบเปลี่ยนให้เป็น Benzene Feed Heater

### ขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 5

จากขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีที่ 4 (HEN case 4) ได้ปรับปรุงโดยการออกแบบขำยงานแลกเปลี่ยนความร้อนแบบที่ 5 ดังแสดงในภาพที่ 8 ซึ่งจะมีการเปลี่ยนแปลงการแลกเปลี่ยนความร้อนโดยแตกต่างจากกรณีที่ 4 ดังนี้

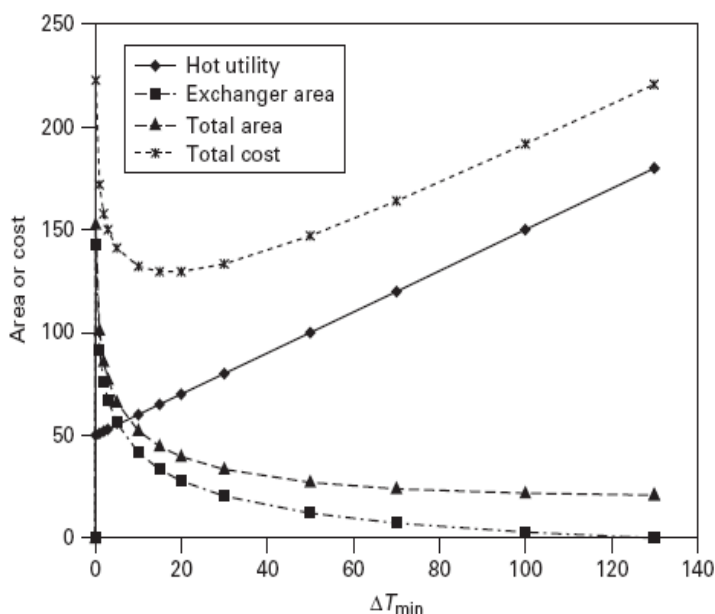
- จุดที่ 1 : H5 และ C4 เป็นการเปลี่ยนแปลงจากกรณีที่ 3 ซึ่งเดิมนำความร้อนจากกระแสร้อนของ Cumene Product Cooler ออกแบบให้แลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Cumene column S3 generation

### 3.2 การวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity analysis)

จากข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้ออกแบบไว้ทั้ง 5 กรณี เมื่อนำมาวิเคราะห์ความอ่อนไหว (Sensitivity analysis) ของแต่ละกรณีว่าจะมีผลกระทบที่เกิดขึ้นเมื่อมีการนำข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนไปใช้งานจริงในกระบวนการผลิตมากน้อยเพียงใด โดยการวิเคราะห์นี้จะคำนึงถึงผลกระทบที่จะเกิดขึ้นจากการวิเคราะห์ดังนี้

#### 1. เมื่อกำหนดให้ระบบมีการเปลี่ยนแปลง $\Delta T_{min}$

จากความสัมพันธ์ในการเลือกใช้ค่า  $\Delta T_{min}$  นั้นจะมีผลต่อการวิเคราะห์ข้อมูลของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อน กล่าวคือเมื่อมีการเพิ่ม  $\Delta T_{min}$  นั้นจะทำให้เกิดช่วงห่างในการแลกเปลี่ยนความระหว่างกระแสเย็นและกระแสร้อนเพิ่มมากขึ้นซึ่งจะส่งผลให้ต้องการใช้พลังงานจากด้านไอน้ำและน้ำหล่อเย็นเพิ่มมากขึ้น แต่ในทางกลับกันภาระของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของระบบก็จะลดลง ส่งผลทำให้ความต้องการพื้นที่ในการแลกเปลี่ยนความร้อนลดลงเช่นเดียวกันนั่นหมายถึงเงินลงทุนในการก่อสร้างจะลดลง ดังแสดงไว้ในภาพที่ 20 [15]



ภาพที่ 20 ปริมาณพลังงานที่ต้องใช้, พื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน และค่าการลงทุนที่เปลี่ยนแปลงตาม  $\Delta T_{min}$  [15]

ดังนั้นการเลือกใช้  $\Delta T_{min}$  เพื่อให้ทราบถึงค่าพลังงานที่สามารถนำกลับมาใช้ได้ในงานวิจัยครั้งนี้ได้มากที่สุด ผู้วิจัยจึงเลือก  $\Delta T_{min}$  ที่มาค่าเท่ากับ 10 องศาเซลเซียส ซึ่ง

เป็นค่าที่อยู่ในช่วงต่ำเมื่อเลือกจากตารางที่ 2 [6]  $\Delta T_{min}$  ที่เหมาะสมในแต่ละประเภทอุตสาหกรรม

ตารางที่ 2 ค่า  $\Delta T_{min}$  ที่เหมาะสมตามแต่ละประเภทอุตสาหกรรม

ประเภทของอุตสาหกรรม	ค่า $\Delta T_{min}$ ที่เหมาะสม
Oil Refining	20-40 °C
Petrochemical	10-20 °C
Chemical	10-20 °C
Low Temp Processes	3-5 °C

## 2. กรณีที่อุณหภูมิของบรรยากาศเปลี่ยนแปลงอย่างรวดเร็ว

ในกรณีนี้กล่าวคือเมื่อฝนตกในช่วงเวลากลางคืนซึ่งจะมีผลต่ออุณหภูมิของบรรยากาศซึ่งจะทำให้ต้องการใช้พลังงานให้กับระบบมากขึ้นดังนั้นช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ถูกลอกไว้โดยที่ไม่สามารถปรับอุณหภูมิโดยการการปรับจากไอน้ำแรงดันสูงหรือน้ำหล่อเย็น ดังเช่นในช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตควีนกรณที่ 1 ซึ่งเป็นการออกแบบที่นำกระแสร้อนจาก 3 กระแสร้อนที่ออกแบบมาแลกเปลี่ยนความร้อนให้กับ Benzene recycle from Alkylation reactor ซึ่งเมื่อกระแสใดกระแสหนึ่งมีการเย็นตัวเนื่องอุณหภูมิของบรรยากาศเปลี่ยนแปลงจะทำให้ไม่สามารถควบคุมอุณหภูมิได้ตามต้องการโดยการใช้เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีอยู่ในกระบวนการผลิตปัจจุบันโดยการเพิ่มอัตราการไหลของไอน้ำ นอกเหนือจากนั้นเพื่อให้ช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนปรับเข้าสู่สภาวะปกติมันต้องเพิ่มระบบควบคุมอัตโนมัติโดยการตรวจวัดอุณหภูมิด้านขาออกจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Downstream) แล้วส่งสัญญาณไปปรับอัตราการไหลของไอน้ำเพื่อควบคุมอุณหภูมิที่จะป้อนเข้าหอกลั่นเบนซีนให้คงที่ ซึ่งถ้าอุณหภูมิที่เข้าหอกลั่นเบนซีนไม่คงที่ส่งผลทำให้มีรูปแบบอุณหภูมิของหอกลั่น (Benzene column temperature profile) เปลี่ยนแปลงและทำให้เบนซีน ติดไปทางด้านล่างของหอกลั่น ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตควีนกรณอื่นๆ ซึ่งมีการนำกระแสร้อนมาแลกเปลี่ยนน้อยกว่าทำให้มีความเสี่ยงที่จะส่งผลต่อกระบวนการผลิตน้อยกว่าเช่นกัน

### 3. กรณีที่มีการปรับเพิ่มกำลังการผลิต

- การปรับเพิ่มกำลังการผลิตจะส่งผลให้อัตราการไหล (Flow rate) ของกระแสร้อนที่ Cumene column feed cooler เพิ่มสูงขึ้น ซึ่งจากข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้ออกแบบไว้จะในกรณีไม่สามารถปรับอุณหภูมิโดยการปรับจากไอน้ำแรงดันสูงได้คือในกรณีที่ 3 ที่ออกแบบให้ Transalkylation reactor feed heater ซึ่งเป็นกระแสน้ำประกอบด้วย recycle Benzene และ DIPB ที่มาจาก Fractionation section. ซึ่งจะมารวมกันก่อนป้อนเข้าไปยังเครื่องปฏิกรณ์ เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้ได้ตามค่าควบคุม โดยเมื่ออุณหภูมิ Transalkylation reactor มี operating temperature สูงขึ้น การรักษาการทำปฏิกิริยา (Conversion) จะลดลงเนื่องจาก Catalyst deactivation [2] ซึ่งจะถูส่งต่อไปยัง Benzene column ต่อไป อีกทั้งข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีที่ 4 ที่ออกแบบให้กระแสร้อนจาก Cumene column feed cooler แลกเปลี่ยนความร้อนกับ Benzene Feed Heater ซึ่งในกรณีที่มีการเพิ่มกำลังการผลิตแล้วนั้นจะทำให้ Benzene fresh feed เพิ่มมากขึ้นโดยการออกแบบนี้จะไม่สามารถปรับอุณหภูมิโดยการปรับจากไอน้ำแรงดันสูงได้ นั่นอาจส่งผลทำให้อุณหภูมิของ Fresh benzene ที่ต้องเพิ่มอุณหภูมิก่อน Feed ไปยัง Benzene column เพื่อกำจัดกลุ่ม Light end และน้ำออกหอกลับไปยังด้าน overhead ซึ่งจะอาจจะส่งผลให้มีสารปนเปื้อนติดไปยัง Cumene column ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบกับข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตคิวมีนกรณีที่ 2 และข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 5 ที่มีการแลกเปลี่ยนที่ Benzene feed heater ซึ่งมีการนำพลังงานจากกระแสร้อนไปใช้ได้มากขึ้นและใช้ไอน้ำแรงดันสูงลดลง

โดยกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตคิวมีนจะมีการปรับให้เหมาะสมกับแผนการขายฟินอลและอะซีโตน โดยอัตรากำลังการผลิตจะปรับเพิ่มและลดอยู่ในช่วง 90-115% ดังจะแสดงไว้ในภาคผนวก ข กำลังการผลิตฟินอล ซึ่งกำลังการผลิตจะคิดจากปริมาณของผลิตภัณฑ์คิวมีนที่ผลิตได้จากความสัมพันธ์สมการที่ (6)

$$\text{อัตรากำลังการผลิตจริง} = \frac{\text{ปริมาณผลิตภัณฑ์คิวมีนจริง}}{\text{ปริมาณผลิตภัณฑ์คิวมีนที่ กำลังผลิตที่ 100\%}} \times 100\% \quad \dots\dots (6)$$

จากนั้นเมื่อได้ข้อมูลจากแบบจำลองกระบวนการผลิตในแต่ละกำลังการผลิตแล้วก็เข้ามากระบวนการดังเช่นหัวข้อที่ 3.1 โดยคิดหา Enthalpy ของแต่ละกระแสในกระบวนการผลิตเป็นทั้งในด้านกระแสร้อนและกระแสเย็น ดังแสดงในตารางที่ 2 ที่แสดงอัตราการไหลค่าความจุความร้อนในแต่ละกระแสโดยคำนวณจากกฎของอุณหพลศาสตร์ตามสมการที่ (3) และ (4) ตัวอย่างเช่นการคำนวณหาค่าพลังงานของกระแสลำดับที่ 1 (H1) ดังนี้

จากสมการ  $dH = m \times C_p \times (T_s - T_T)$  ..... (4)

แทนค่า  $T_s = 138 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$$T_T = 66 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 0.248 \text{ kJ/kg.}^{\circ}\text{C}$$

และ Flow rate ที่ 90%  $m = 88,703 \text{ kg/h}$

$$dH = 158.64 \text{ kJ/h} \times 10^5$$

เมื่อได้ข้อมูลกระแสร้อนและเย็นของระบบในแต่ละกำลังการผลิตแล้วนั้น ขั้นตอนต่อไปคือการออกแบบข่ായงานแลกเปลี่ยนความร้อนออกเป็น 5 กรณี ดังเช่นที่ได้แสดงภาพแบบจำลองในแต่ละกรณีพร้อมกับการอธิบายรายละเอียดของข่ายงานที่ออกแบบในแต่ละกรณี



1 ตารางที่ 3 ชนิด ค่าอธิบายและค่าพลังงานของแต่ละกระแสน้ำในกระบวนการผลิตคิวมีนเมื่อเปลี่ยนแปลงกำลังการผลิต

ลำดับที่	ชนิด	คำอธิบาย	ENTHALPY ของแต่ละกระแสน้ำในกำลังการผลิตที่เปลี่ยนแปลง				
			90%	95%	105%	110%	115%
H1	ร้อน	Alkylation Reactor Effluent Cooler	8.83E+04	9.33E+04	1.03E+05	1.08E+05	1.13E+05
H2	ร้อน	Benzene Column Condenser	5.38E+04	5.68E+04	6.28E+04	6.58E+04	6.87E+04
H3	ร้อน	Cumene Column Feed Cooler	3.99E+04	4.21E+04	4.65E+04	4.88E+04	5.10E+04
H4	ร้อน	Cumene Column Vent Condenser	3.04E+04	3.21E+04	3.54E+04	3.71E+04	3.88E+04
H5	ร้อน	Cumene Product Cooler	3.04E+04	3.21E+04	3.54E+04	3.71E+04	3.88E+04
H6	ร้อน	DIPB Column Condenser	5.76E+04	6.08E+04	6.73E+04	7.05E+04	7.37E+04
H7	ร้อน	DIPB Column Bottom Condenser	1.30E+02	1.38E+02	1.52E+02	1.59E+02	1.67E+02
C1	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Heater	2.87E+04	3.03E+04	3.35E+04	3.51E+04	3.67E+04
C2	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Trim Heater	2.87E+04	3.03E+04	3.35E+04	3.51E+04	3.67E+04
C3	เย็น	Benzene Feed Heater	2.00E+04	2.11E+04	2.33E+04	2.45E+04	2.56E+04
C4	เย็น	Cumene Column S3 Generation	9.29E+04	9.81E+04	1.08E+05	1.14E+05	1.19E+05
C5	เย็น	Benzene Recycle from Alkylation Reactor	5.31E+04	5.61E+04	6.20E+04	6.49E+04	6.79E+04

### 3.3 การศึกษาข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchanger Network: HEN) ของกระบวนการผลิตควมีน

หลังจากที่ได้จุดพินช์มาแล้วนั้น ก็นำมาออกแบบข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนตามแบบวิธีการของ Linnhoff และ Hindmarsh [6] ว่ามีจุดใดที่สามารถปรับปรุงเพื่อทำให้เกิดการใช้พลังงานได้อย่างมีประสิทธิภาพมากที่สุด (Optimum point) ร้อน โดยหลักการคือออกแบบให้มีการแลกเปลี่ยนความร้อนแค่ในช่วงบนหรือล่างของอุณหภูมิที่จุดพินช์ ไม่มีการแลกเปลี่ยนความร้อนข้ามอุณหภูมิจุดพินช์

หลังจากนั้นพิจารณาการลงทุนของเครือข่ายเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบไว้ โดยคิดราคาของสาธารณูปโภคตามแบบของ Sung-Geun Yoon และคณะ [7] ที่ได้ทำไว้ใน Yeosu industrial complex และค่าการลงทุนตามแบบของ LG chemicals เปรียบเทียบกับค่าพลังงานที่สามารถอนุรักษ์ไว้ได้ว่าจุดใดที่เหมาะสมกับการลงทุนมากที่สุด โดยวิธีการในการคำนวณหาค่าใช้จ่ายในการลงทุนเพื่อประเมินทางด้านเศรษฐศาสตร์ โดยเปรียบเทียบระหว่างค่าพลังงานที่สามารถลดลงได้กับเงินลงทุน โดยคำนวณได้จากสมการ (5)

$$\text{Cost (\$)} = a + b \cdot A^c \quad (5)$$

A คือพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (ตารางเมตร)

a, b และ c คือตัวแปรของเงินลงทุน

โดยจะแสดงค่าตัวแปรต่างไว้ในตารางที่ 2 [13]

ตารางที่ 4 ข้อมูลเพื่อประเมินค่าการลงทุน

Operating time	8000 h/year
Utility cost	\$/GJ
HP steam	10.3
Cooling water	7.7
Heat exchanger cost	\$
Carbon steel (<200 °C)	$33,422 + 814 \cdot \text{Area (m}^2)^{0.81}$
Stainless steel (>200 °C)	$33,422 + 1784 \cdot \text{Area (m}^2)^{0.81}$

ตัวอย่างเช่นการคำนวณหาค่าใช้จ่ายในการลงทุนของช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณี  
ที่ 1 ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{จากสมการ} \quad \text{Cost (\$)} &= a + b * A^c && \dots\dots (5) \\ \text{แทนค่า} \quad a &= 33,422 \\ b &= 1,784 \\ c &= 0.81 \\ A &= 1016 \text{ m}^2 \\ \text{Cost} &= 519,808 \$ \end{aligned}$$

แต่อย่างไรก็ตามการประเมินเพื่อประมาณการลงทุนนั้นยังคงมีส่วนที่ต้องก่อสร้างเพิ่มเติม  
เช่น งานท่อ ซึ่งผู้วิจัยได้ทำการระบุตำแหน่งของจุดที่จะทำการแลกเปลี่ยนพลังงานของทั้งกระแส  
ร้อนและกระแสเย็นไว้ภาคผนวก ก ภาพที่ ก1

โดยเมื่อเปรียบเทียบการทั้งในด้านประสิทธิภาพและเศรษฐศาสตร์ เป็นค่าพลังงานในการ  
ให้ความร้อนและให้ความเย็น ซึ่งช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบใหม่นั้นสามารถลดการ  
ใช้พลังงานจากเดิมที่รับความพลังงานโดยตรงจากไอน้ำแรงดันสูงเพียงอย่างเดียว พร้อมกับ  
เปรียบเทียบพื้นที่ของเครื่องแลกเปลี่ยน นอกจากนี้ยังเปรียบเทียบค่าการลงทุนที่ต้องทำเพิ่มเติม  
ในส่วนของช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้ออกแบบใหม่โดยคำนวณตามสมการ (5) ดังแสดง  
ได้ในตารางที่ 4

**ตารางที่ 5** ประสิทธิภาพ เงินลงทุนในการก่อสร้างและค่าใช้จ่ายในการผลิต

กรณีช่างงาน แลกเปลี่ยน ความร้อน	ด้านประสิทธิภาพ			ด้านเศรษฐศาสตร์	
	HEATING (KJ/H)	COOLING (KJ/H)	AREA (M <sup>2</sup> )	ค่าก่อสร้าง (\$)	ค่าดำเนินการผลิต (\$/SEC.)
กรณีพื้นฐาน	7.93E+07	1.22E+08	-	-	2.77E-02
แบบที่ 1	5.67E+07	9.76E+07	1016	519,808	2.02E-02
แบบที่ 2	5.39E+07	9.46E+07	997	512,477	1.92E-02
แบบที่ 3	5.67E+07	9.76E+07	953	495,452	2.02E-02
แบบที่ 4	5.67E+07	8.87E+07	1,066	539,476	1.99E-02
แบบที่ 5	5.46E+07	8.67E+07	1,065	539,185	1.93E-02

## บทที่ 4

### ผลการวิเคราะห์ข้อมูล

#### ผลการวิเคราะห์

##### 4.1 การศึกษาช่วงงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกระบวนการผลิตควีน

เมื่อเปรียบเทียบในด้านเสถียรภาพของช่วงงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบไว้ทั้ง 5 กรณีแล้วนั้นจะพบว่าเสถียรภาพของช่วงงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกรณีที่ 1 มีน้อยกว่ากรณีอื่นๆ เนื่องจากการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสร้อน 3 กระแสมายังกระแสนเย็นเพียงกระแสเดียวซึ่งในกรณีมีการเปลี่ยนแปลงสภาวะใดเกิดขึ้น เช่น การเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิบรรยากาศอย่างรวดเร็ว ซึ่งจะส่งผลให้ Benzene column upset และอาจทำให้ผลิตภัณฑ์ควีนมี impurities ติดปนไปด้วย

อีกทั้งเมื่อวิเคราะห์ในกรณีที่การปรับเพิ่มหรือลดกำลังการผลิตแล้วนั้นจะเห็นว่าช่วงงานแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีที่ 3 และ 4 จะมีเสถียรภาพน้อยกว่ากรณีที่ 2 และ 5 เนื่องจากการออกแบบให้มีการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสร้อนและเย็นโดยที่ไม่สามารถปรับอุณหภูมิโดยการปรับจากไอน้ำแรงดันสูงได้ ซึ่งจะส่งผลให้การทำปฏิกิริยา (Conversion) จะลดลงเนื่องจาก Catalyst deactivation [4] อาจส่งผลให้มี Impurities ติดไปยังผลิตภัณฑ์ควีนตามลำดับ

ดังนั้นช่วงงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีเสถียรภาพมากกว่ากรณีแบบอื่นๆ กล่าวคือกรณีที่ 2 และ 5 ซึ่งมีการออกแบบให้มีการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสร้อนและกระแสนเย็นเหมือนกันกรณีกับกรณีอื่นๆ แต่จะแตกต่างกันที่ H3 กับ H5 ที่จะแลกเปลี่ยนความร้อนกับ C4 ซึ่งเป็น Cumene column S3 generation

จากนั้นเมื่อวิเคราะห์ทางด้านเศรษฐศาสตร์ด้วยการพิจารณาจุดคุ้มทุนในการลงทุนโดยประเมินจากค่าก่อสร้างช่วงงานแลกเปลี่ยนความร้อนในแต่ละกรณีเปรียบเทียบกับค่าใช้จ่ายในการดำเนินการผลิตที่ลดลงซึ่งจะสามารถสรุปได้ดังตารางที่ 4 ซึ่งจะพบว่าถึงแม้ช่วงงานแลกเปลี่ยนความร้อนของกรณีที่ 2 นั้นมีการคืนทุนในระยะเวลาที่สั้นที่สุด

**ตารางที่ 6** วิเคราะห์ความคุ้มค่าของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละกรณี

กรณีข่างาน แลกเปลี่ยนความร้อน	ด้านเศรษฐศาสตร์		
	ค่าก่อสร้าง	ค่าดำเนินการผลิต	จุดคุ้มทุน
	(\$)	(\$/SEC.)	(ปี)
แบบที่ 1	519,808	2.02E-02	2.18
แบบที่ 2	512,477	1.93E-02	1.92
แบบที่ 3	495,452	2.02E-02	2.08
แบบที่ 4	539,476	1.99E-02	2.17
แบบที่ 5	539,185	1.92E-02	2.00

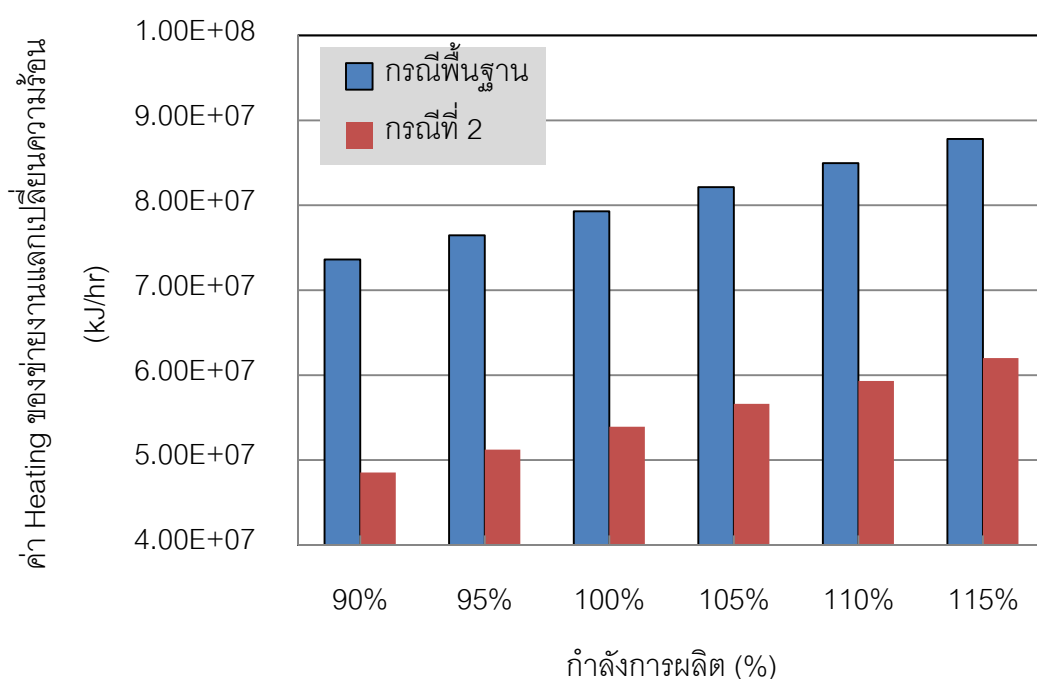
#### 4.2 ผลกระทบของ operating rate ต่อข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ได้ออกแบบ

การวิเคราะห์ถึงผลกระทบของการเพิ่มหรือลดกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตควมมีนนั้นพบว่า ในกรณี Base case และกรณีที่ 2 จะมีการใช้พลังงานเพิ่มมากขึ้นทั้งค่า Heating และ Cooling ดังแสดงในตารางที่ 5 ทั้งนี้เนื่องมาจากอัตราการไหลของกระแสแต่ละกระแสนั้นเพิ่มมากขึ้น ซึ่งสามารถอธิบายได้ดังสมการที่ 3

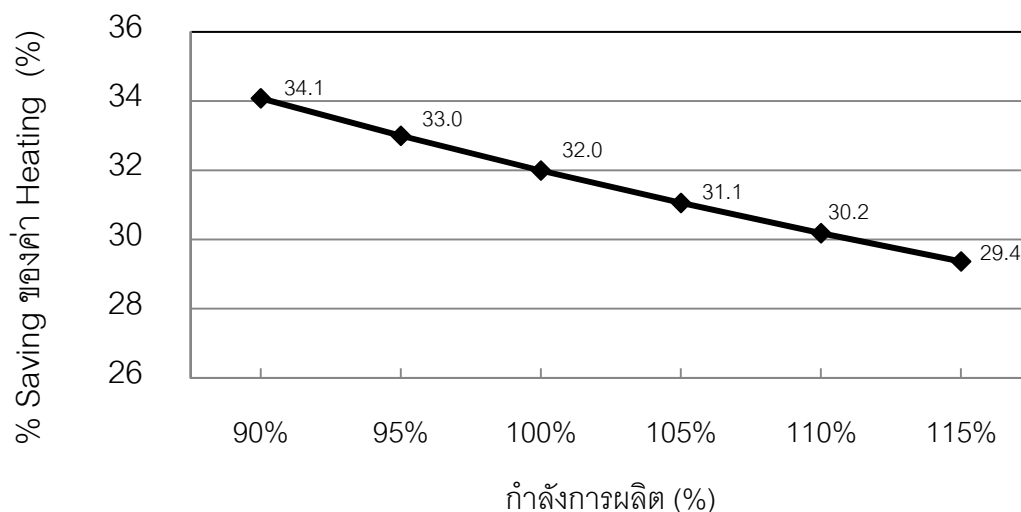
**ตารางที่ 7** ค่า Heating และ Cooling ของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนพื้นฐานและกรณีที่ 2

อัตรากำลัง การผลิต (%)	ค่า Heating ของข่างาน แลกเปลี่ยนความร้อน (kJ/hr)		ค่า Cooling ของข่างาน แลกเปลี่ยนความร้อน (kJ/hr)	
	กรณีพื้นฐาน	กรณีที่ 2	กรณีพื้นฐาน	กรณีที่ 2
	90%	7.36E+07	4.85E+07	1.03E+08
95%	7.65E+09	5.12E+09	1.07E+08	8.96E+07
100%	7.93E+07	5.39E+07	1.22E+08	9.46E+07
105%	8.21E+07	5.66E+07	1.27E+08	9.96E+07
110%	8.50E+07	5.93E+07	1.32E+08	1.05E+08
115%	8.78E+07	6.20E+07	1.37E+08	1.10E+08

โดยถ้าคิดคำนวณเป็นร้อยละการลดลงของค่า Heating ของข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีที่ 2 จะพบว่าร้อยละของค่าพลังงานที่ลดลงในการ Heating ของระบบนั้นจะลดลงเมื่อมีการเพิ่มกำลังการผลิต ดังแสดงในภาพที่ 21 ทั้งนี้เนื่องมาจากในการแลกเปลี่ยนความร้อนของข่ายงานที่ออกแบบไว้นั้นจะสามารถลดการใช้พลังงานในการให้ความร้อน ที่จำกัดไว้เพียงค่าเดียว ดังเช่นจะเห็นภาพที่ 20 ซึ่งแสดงการใช้พลังงานในกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2 ที่จะมีช่วงห่างที่เท่ากันไม่ว่าจะมีการปรับเพิ่มหรือลดกำลังการผลิต

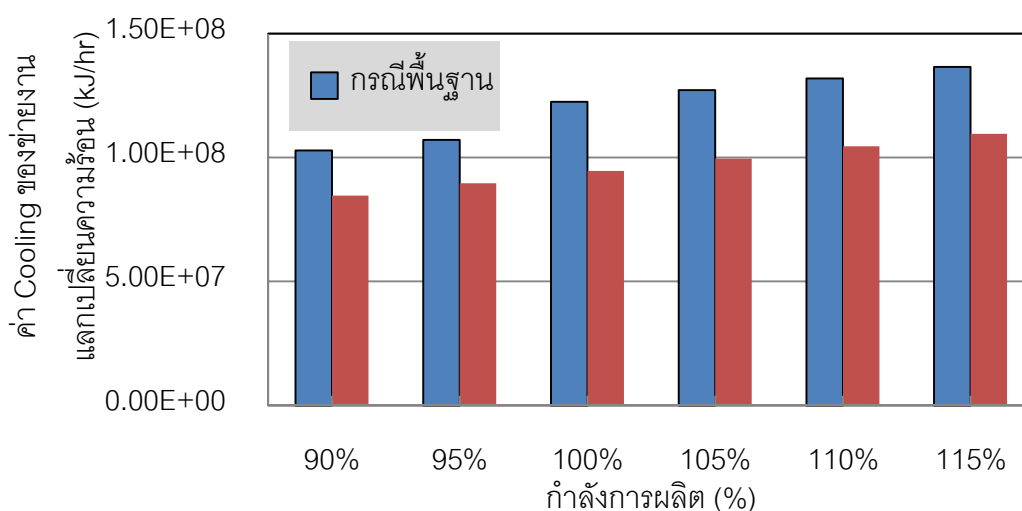


ภาพที่ 21 ค่า Heating ของข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่กำลังการผลิตต่างๆ ของกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2



ภาพที่ 22 ร้อยละของค่า Heating ที่ลดลงของช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ 2 ในแต่ละกำลังการผลิต

นอกจากนั้นเมื่อวิเคราะห์ร้อยละการลดลงของค่า Cooling ของช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีที่ 2 จะพบว่าร้อยละของค่าพลังงานที่ลดลงในการ Cooling ของระบบนั้นจะลดลงมากที่สุดที่กำลังการผลิตมีค่าเป็น 100% ดังแสดงในภาพที่ 21 ทั้งนี้เนื่องมาจากการแลกเปลี่ยนความร้อนของช่างงานในกรณีพื้นฐานจะมีปริมาณการใช้พลังงานในการ Cooling เพิ่มสูงขึ้นอย่างมากจากช่วงการเพิ่มกำลังการผลิตจาก 95% เป็น 100% ซึ่งทำให้ส่วนต่างของการใช้พลังงานในการ Cooling ของระบบเพิ่มสูงขึ้นที่กำลังการผลิต 100% ดังแสดงในรูปที่ 22

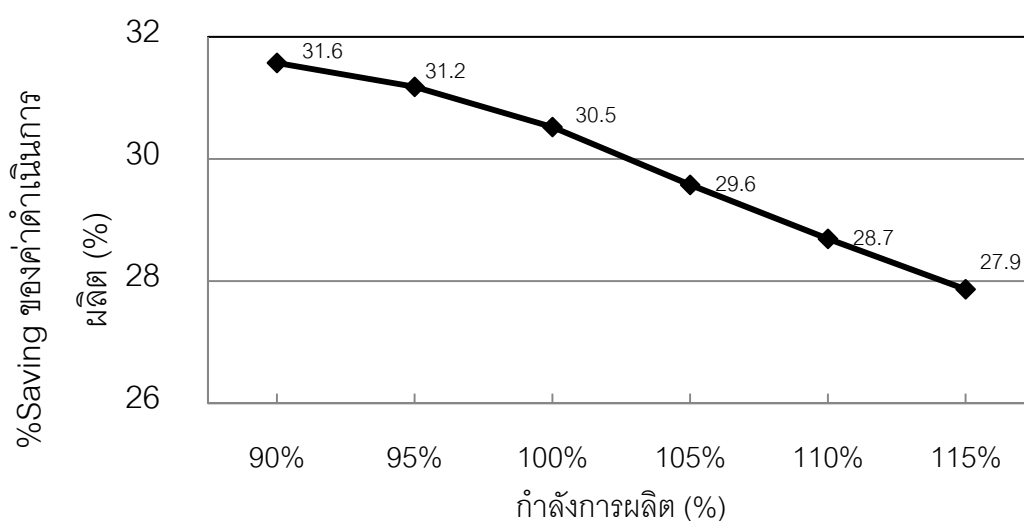


ภาพที่ 23 ค่า Cooling ของช่างงานแลกเปลี่ยนความร้อนที่กำลังการผลิตต่างๆ ของกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2

เมื่อวิเคราะห์ถึงทางด้านเศรษฐศาสตร์ว่าการปรับเพิ่มหรือลดกำลังการผลิตของกระบวนการผลิตควมมีนั้นจะส่งผลต่อดำเนินการผลิตของข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 2 ได้อย่างไร เมื่อพิจารณาข้อมูลค่าดำเนินการผลิตและกำลังการผลิตดังแสดงรายละเอียดไว้ในตารางที่ 7 พบว่าจะมี ค่าดำเนินการผลิตจะมีแนวโน้มเพิ่มสูงขึ้นเมื่อเพิ่มกำลังการผลิตทั้งนี้เนื่องมาจากความต้องการพลังงานทั้งทางการ heating และ cooling เพิ่มสูงขึ้นเนื่องมาจากอัตราการไหลของกระแสในระบบเพิ่มสูงขึ้น ดังแสดงไว้ในภาพที่ 23

**ตารางที่ 8** ค่าก่อสร้างและค่าดำเนินการผลิตของข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีพื้นฐานและกรณีที่ 2

อัตรากำลังการผลิต (%)	ค่าดำเนินการผลิต (\$/s)	
	กรณีพื้นฐาน	กรณีที่ 2
90%	2.57E-02	1.61E-02
95%	2.67E-02	1.70E-02
100%	2.81E-02	1.79E-02
105%	2.92E-02	1.88E-02
110%	3.02E-02	1.97E-02
115%	3.12E-02	2.06E-02



**ภาพที่ 24** ร้อยละของค่าดำเนินการผลิตที่ลดลงของข่ายงานแลกเปลี่ยนความร้อนกระบวนการผลิตควมมีที่กำลังการผลิตต่างๆ



## บทที่ 5

### สรุปผลการวิจัย อภิปรายผล และข้อเสนอแนะ

#### 5.1 สรุปผลการวิจัย

เมื่อเปรียบเทียบการทั้งในด้านเสถียรภาพและเศรษฐศาสตร์ของข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนที่ออกแบบไว้ทั้ง 5 กรณีแล้วนั้นจะพบว่าข่างานที่มีเสถียรภาพและความคุ้มค่ามากที่สุดคือ ข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 2 เนื่องจากถูกออกแบบให้มีการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสร้อนและกระแสเย็นน้อยกว่าข่างานกรณีอื่นๆ ดังนั้นจึงทำให้มีความเสี่ยงที่จะได้รับการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ผิดปกติจากกระบวนการผลิตน้อยกว่ากรณีอื่นๆ เช่นเมื่อมีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของบรรยากาศอย่างรวดเร็ว นอกเหนือจากนั้นข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 2 ยังมีเสถียรภาพมากกว่าข่างานในกรณีอื่นๆ เมื่อมีการปรับเปลี่ยนกำลังการผลิตเนื่องจากถูกออกแบบให้มีการแลกเปลี่ยนความร้อนไปยัง Cumene column S3 generation ซึ่งจะไม่มีผลกระทบต่อคุณภาพของผลิตภัณฑ์

นอกจากนั้นเมื่อวิเคราะห์ถึงทางด้านเศรษฐศาสตร์แล้วข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนที่มีค่าการลงทุนก่อสร้างที่ต่ำที่สุดคือข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนกรณีที่ 3 พบว่าค่าการลงทุนก่อสร้างที่ต่ำที่สุดคือ 495,452 เหรียญสหรัฐ โดยถ้าพิจารณาความคุ้มค่าพบว่าข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีที่ 2 จะมีระยะเวลาคุ้มทุนน้อยที่สุดคือ 1.92 ปี ถึงแม้จะมีค่าการลงทุนมากกว่ากรณีที่ 3 โดยมีค่าเท่ากับ 512,477 เหรียญสหรัฐ รองลงมาคือ กรณีที่ 5 กรณีที่ 4 และกรณีที่ 1 และมีระยะเวลาคุ้มทุน 2.00, 2.16 และ 2.17 ปี ตามลำดับ

จากนั้นเมื่อนำข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนในกรณีที่ 2 มาวิเคราะห์ถึงผลกระทบที่เกิดจากการปรับเปลี่ยนกำลังการผลิตในช่วง 90-115% พบว่าค่าพลังงานที่ใช้ Heating และ Cooling ของระบบจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่อกำลังการผลิตสูงขึ้นทั้งนี้เนื่องมาจากเมื่อกำลังการผลิตสูงขึ้นจะมีอัตราการไหลสูงเพิ่มขึ้นเช่นกัน โดยเมื่อคิดเป็นร้อยละของพลังงาน Heating ที่ลดลงได้แล้วนั้นจะพบว่าที่กำลังการผลิต 90% สามารถลดพลังงาน Heating ของระบบได้สูงสุดคิดเป็น 34.1 % ของพลังงาน Heating ในกรณีพื้นฐาน ที่กำลังการผลิต 90% ซึ่งเมื่อวิเคราะห์เป็นค่าดำเนินการผลิตนั้นพบว่าที่กำลังการผลิตต่ำจะสามารถลดค่าดำเนินการผลิตได้มากขึ้น โดยที่กำลังการผลิต 90% จะสามารถลดค่าใช้จ่ายดำเนินการผลิตได้สูงสุดที่ 31.6 % ของค่าดำเนินการผลิตของกรณีพื้นฐาน

## 5.2 ข้อเสนอแนะ

1. การศึกษาและออกแบบข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนนี้จำเป็นต้องทำการประเมินความปลอดภัยในการดำเนินการผลิต (HAZOP : Hazard and operability study) เนื่องจากจะต้องวิเคราะห์ถึงการออกแบบระบบควบคุมอื่นๆ ที่จะรองรับในกรณีที่เกิดความบกพร่องจากกระบวนการผลิต
2. การประเมินค่าการก่อสร้างมีการใช้หลักการคิดจากพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนเป็นหลัก โดยยังไม่ได้ประเมินค่าใช้จ่ายส่วนอื่นๆ เช่น ค่าท่อ ค่าการออกแบบ ค่าขนส่ง ค่าการประกันการทำงาน เป็นต้น ดังนั้นจึงควรพิจารณาข้อมูลเพิ่มเติมเกี่ยวกับค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างอย่างถี่ถ้วนก่อนใช้ข้อมูลการประเมินราคานี้
3. การศึกษาข่างานแลกเปลี่ยนความร้อนนี้ได้ศึกษาเฉพาะกรณีที่ เป็น Steady state ซึ่งถ้ามีการศึกษาในกรณีที่เป็น Dynamics จะทำให้ได้ข้อมูลสนับสนุน operation ได้ดียิ่งขึ้น

## รายการอ้างอิง

- [1] Doyle, H. 2011. Prices, markets & analysis. Cumene. Chemical Industry News and Chemical Market Intelligence [Online]. Available from: <http://www.icis.com/v2/chemicals/9075197/Cumene.html> [2011, August]
- [2] Alan, E. Comyns. 2007. Named processes in chemical technology. 3<sup>rd</sup> edition: Taylor and Francis Group.
- [3] Robert, J. Schmidt. 2005. Industrial catalytic processes-phenol production. Applied Catalysis A General, 280 (February 2005): 89-103.
- [4] UOP, Company. 2007. Q-MAX Process General Operating Manual. Technical information support documents for PTT Phenol (Thailand).
- [5] Nirlipt, M. 2010. Design and simulation of Cumene plant using aspen plus. Department of chemical engineering, National Institute of Technology Rourkela.
- [6] Linhoff M., Otmaeiae, H. 2002. Energy recovery by pinch technology. Applied Thermal Engineering. 22: 477-484.
- [7] Ankur, S. 2010. Pinch Technology: Basics for Beginners[Online]. Available from: <http://www.cheresources.com/pinchtech2.shtml>. [2011, March]
- [8] Sung-Geun, Y., Jeongseok, L., Sunwon, P. 2007. Heat integration analysis for an industrial ethylbenzene plant using pinch analysis. Applied Thermal Engineering. 27(2007), 886-893.
- [9] Alexandre, C., Costin Solin, B. 2008. Chemical Process Design Computer-Aided Case and Process integration. Pinch-Point Analysis. Wiley-VCH. 55-58.
- [10] Sorin, M. 2004. Combined Energy and Pinch Approach to Process Analysis. Energy Diversification Research.
- [11] Jutta, G. 2005. Integrated technique assessment based on pinch analysis approach for the design of production networks. French-German Institute for Environmental research.
- [12] Liebmann, K. 2003. Integrated design of a conventional crude oil distillation tower using pinch analysis. Department of Process Integration.

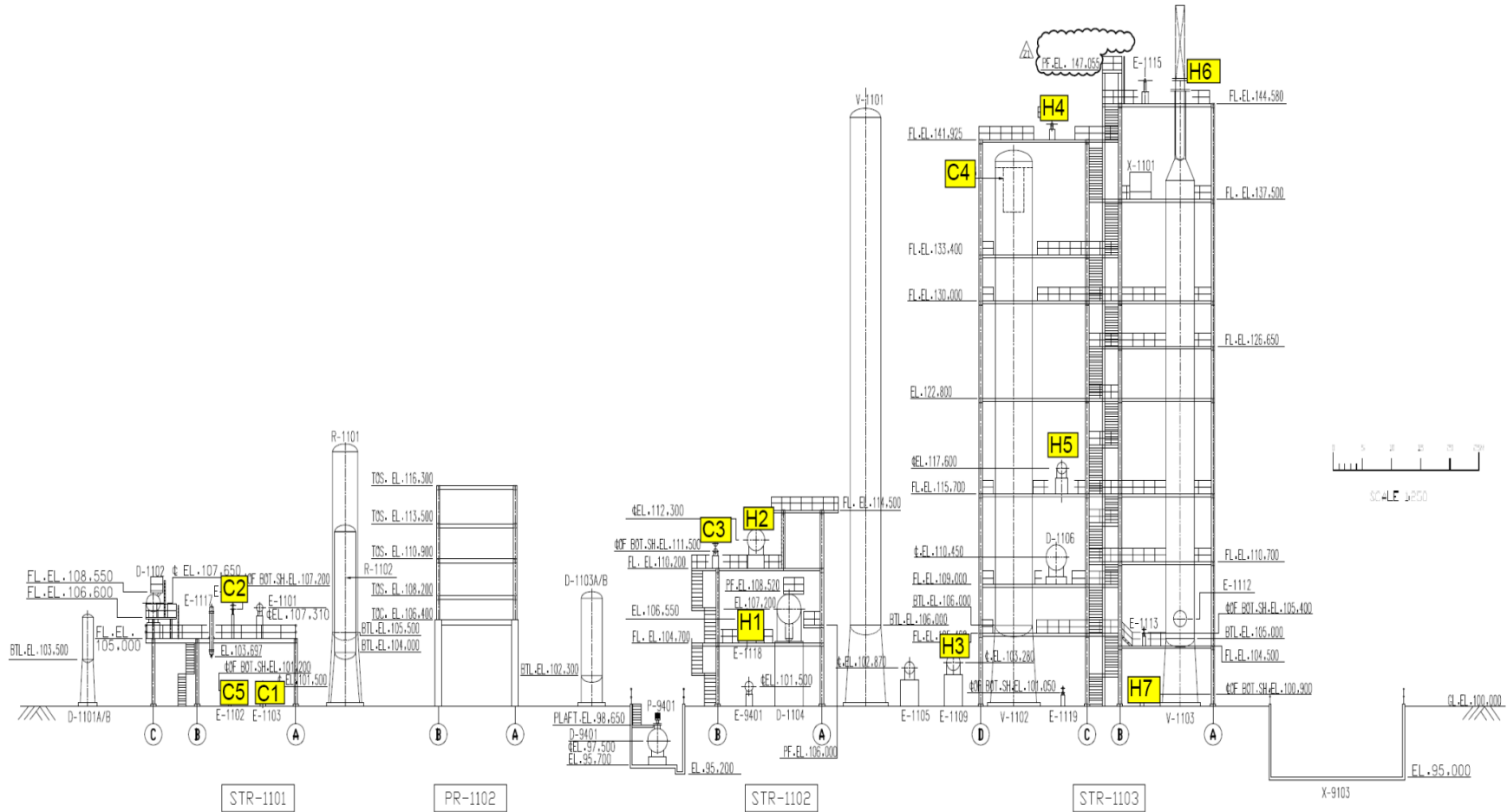
- [13] Al-Riyami, B.A., Klemes, S.J. 2001. Heat integration retrofit analysis of a heat exchanger network of a fluid catalytic cracking plant. Applied Thermal Engineering. 21(2001) 1449–1487.
- [14] Angel, M., Fidel, A. M. 2008. An educational software for heat exchanger network design with the pinch method. Education for Chemical Engineering. 3 (2008) e6–e14.
- [15] Lan C. K., 2007. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. Pinch Analysis and Process Integration. 2<sup>nd</sup> edition. Elsevier. 15-37.

ภาคผนวก

ภาคผนวก ก

ตารางที่ ก1 รายละเอียดของกระแสร้อนและเย็น

ลำดับที่	ชนิด	คำอธิบาย	คุณสมบัติของกระแส				
			อุณหภูมิขาเข้า (°C)	อุณหภูมิเป้าหมาย (°C)	อัตราการไหล (KG/HR)	SPECIFIC HEAT kJ/kg °C	ENTHALPY (kJ/H * 10 <sup>5</sup> )
H1	ร้อน	Alkylation Reactor Effluent Cooler	138.3	66.0	98559	0.248	176.33
H2	ร้อน	Benzene Column Condenser	113.1	38.0	59774	0.686	307.59
H3	ร้อน	Cumene Column Feed Cooler	203.1	179.0	44319	0.256	27.29
H4	ร้อน	Cumene Column Vent Condenser	169.0	38.0	33753	0.437	193.16
H5	ร้อน	Cumene Product Cooler	161.0	38.0	33756	0.206	85.38
H6	ร้อน	DIPB Column Condenser	162.0	38.0	64049	60.963	195.23
H7	ร้อน	DIPB Column Bottom Condenser	219.8	60.0	144	0.231	0.53
C1	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Heater	120.1	122.0	31880	0.300	1.82
C2	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Trim Heater	122.0	172.0	31879	0.670	107.42
C3	เย็น	Benzene Feed Heater	40.0	50.0	22237	2.937	65.31
C4	เย็น	Cumene Column S3 Generation	133.4	179.0	103243	0.976	459.45
C5	เย็น	Benzene Recycle from Alkylation Reactor	110.0	149.0	74599	44.869	226.09



ภาพที่ ก-1 ภาพแสดงตำแหน่งจากกระบวนการผลิตควมีนของกระแสร้อนและเย็น แต่ละกระแส



ภาคผนวก ข

ตารางที่ ข1 ข้อมูลอัตราการไหลของแต่ละกระแสน้ำในแต่ละช่วงกำลังการผลิตคิวมีน

ลำดับที่	ชนิด	คำอธิบาย	อัตราการไหล (KG/HR)				
			90%	95%	105%	110%	115%
H1	ร้อน	Alkylation Reactor Effluent Cooler	8.83E+04	9.33E+04	1.03E+05	1.08E+05	1.13E+05
H2	ร้อน	Benzene Column Condenser	5.38E+04	5.68E+04	6.28E+04	6.58E+04	6.87E+04
H3	ร้อน	Cumene Column Feed Cooler	3.99E+04	4.21E+04	4.65E+04	4.88E+04	5.10E+04
H4	ร้อน	Cumene Column Vent Condenser	3.04E+04	3.21E+04	3.54E+04	3.71E+04	3.88E+04
H5	ร้อน	Cumene Product Cooler	3.04E+04	3.21E+04	3.54E+04	3.71E+04	3.88E+04
H6	ร้อน	DIPB Column Condenser	5.76E+04	6.08E+04	6.73E+04	7.05E+04	7.37E+04
H7	ร้อน	DIPB Column Bottom Condenser	1.30E+02	1.38E+02	1.52E+02	1.59E+02	1.67E+02
C1	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Heater	2.87E+04	3.03E+04	3.35E+04	3.51E+04	3.67E+04
C2	เย็น	Transalkylation Reactor Feed Trim Heater	2.87E+04	3.03E+04	3.35E+04	3.51E+04	3.67E+04
C3	เย็น	Benzene Feed Heater	2.00E+04	2.11E+04	2.33E+04	2.45E+04	2.56E+04
C4	เย็น	Cumene Column S3 Generation	9.29E+04	9.81E+04	1.08E+05	1.14E+05	1.19E+05
C5	เย็น	Benzene Recycle from Alkylation Reactor	5.31E+04	5.61E+04	6.20E+04	6.49E+04	6.79E+04

## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาวภัทรา จารุเกษม เกิดวันที่ 17 พฤษภาคม พ.ศ.2527 ที่จังหวัดสระบุรี จบการศึกษาด้านวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต จากสถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง ในปี 2549 หลังจากนั้นได้ทำงานตำแหน่งวิศวกรกระบวนการผลิตที่บริษัท พีทีที ฟีนอล จำกัด จังหวัดระยอง พร้อมกับได้เข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ที่คณะวิศวกรรมศาสตร์ สาขาวิศวกรรมเคมี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปี 2552