

การจำลองเชิงพลวัตของหอกลับในช่วงเริ่มปฏิบัติการ



นายนที ว่องเกียรติกุล

สถาบันวิทยบริการ

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค

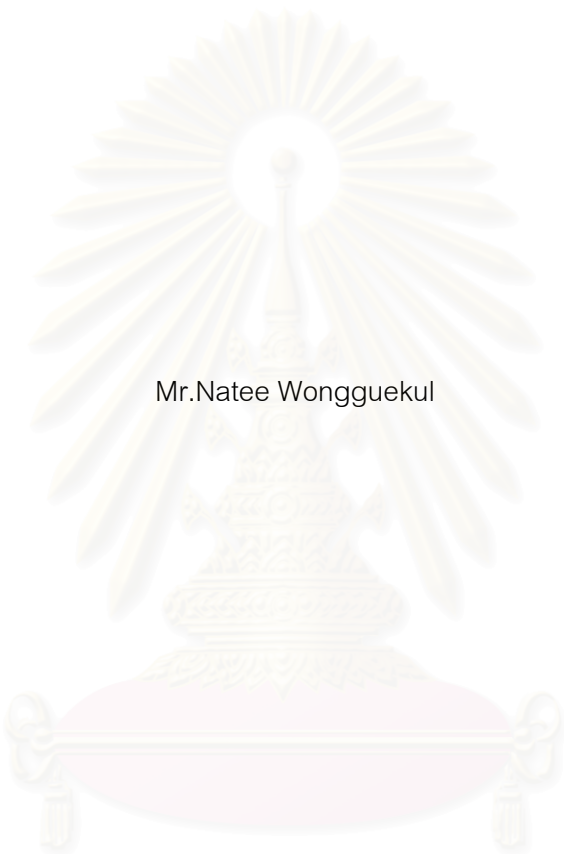
คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2543

ISBN 974-974-130-144-8

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

DYNAMIC SIMULATION OF A DISTILLATION COLUMN AT START-UP CONDITION



Mr.Natee Wonggukul

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

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

Department of Chemical Technology

Faculty of Science

Chulalongkorn University

Academic Year 2000

ISBN 974-974-130-144-8

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การจำลองเชิงพลวัตของหอกลับในช่วงเริ่มปฏิบัติการ
โดย	นายณที ว่องแก้วกุล
สาขาวิชา	เคมีเทคนิค
อาจารย์ที่ปรึกษา	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญรณ์

คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัยเป็นส่วนหนึ่ง
ของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรบัณฑิต

..... คณะบดีคณะวิทยาศาสตร์
(รองศาสตราจารย์ ดร. วันชัย โพธิ์พิจิตร)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร. ธราพงษ์ วิจิตตานนท์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษา
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญรณ์)

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร. เลอสรวง เมฆสุต)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. สมเกียรติ งามประเสริฐสุทธิ)

นที ว่องเกื้อกุล : การจำลองเชิงพลวัตของหอกลั่นช่วงเริ่มปฏิบัติการ. (DYNAMIC SIMULATION OF A DISTILLATION COLUMN AT START-UP CONDITION) อ. ที่ปรึกษา : ผศ.ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ, 108 หน้า. ISBN 974-130-144-8

ในอุตสาหกรรมเคมีปัจจุบัน ได้มีการคิดค้นกระบวนการผลิตแบบใหม่และพัฒนาระบวนการผลิตแบบเก่าให้มีประสิทธิภาพดีขึ้น จุดประสงค์ก็คือ เพิ่มคุณภาพและกำลังการผลิตของผลิตภัณฑ์ ประหยัดต้นทุนการผลิต และลดมลภาวะที่เกิดจากการผลิต ในงานวิจัยนี้ได้ทำการจำลองการทำงานของหอกลั่นแบบเบดบรรจุชนิดราสชิจริง (Raschig Ring) โดยใช้โปรแกรม Aspen V.10 งานวิจัยนี้แบ่งเป็น 3 ขั้นตอน ขั้นแรกสร้างแบบจำลองที่ให้ผลการคำนวณตรงกับการทดลอง ผลการจำลองแสดงว่าประสิทธิภาพเมอร์ฟรี (Murphree Efficiency) ของหอกลั่นในห้องปฏิบัติการตามการจำลองออกแบบ (Shortcut Design) เท่ากับร้อยละ 32.13 และการจำลองหอกลั่นเดี่ยวแบบละเอียดเท่ากับร้อยละ 53.95 ขั้นที่สองทำการจำลองเชิงพลวัต เพื่อหาเส้นทางการเดินกระบวนการที่เหมาะสม (Process Trajectory) ที่ทำให้ค่าใช้จ่ายรวมช่วงเริ่มเดินกระบวนการต่ำที่สุด โดยการปรับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิของสารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ จากการจำลองกระบวนการพบว่าอัตราการเพิ่มอุณหภูมิ 2.40 °C/min เป็นเวลา 30 นาทีในช่วงแรกและปรับมาที่อุณหภูมิ 122 °C โดยใช้เวลามาก 12 นาทีเป็นอัตราที่เหมาะสมที่สุด ขั้นสุดท้ายสร้างและปรับแต่งระบบควบคุมโครงสร้างแบบ LV เพื่อควบคุมอุณหภูมียอดหอและกั้นหอเพื่อรักษากระบวนการให้อยู่รอบสถานะคงตัว แบบจำลองถูกทดสอบโดยการเพิ่มอัตราการไหลของกระแสป้อน ผลการจำลองพบว่าการควบคุมมีเสถียรภาพและอุณหภูมียอดหอและกั้นหอกลับเข้าสู่สถานะคงตัวเร็วขึ้นร้อยละ 9 และร้อยละ 61 กว่าอุณหภูมิหอกลั่นเมื่อไม่มีระบบควบคุม

ภาควิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่อนิสิต

สาขาวิชา เคมีเทคนิค

ลายมือชื่ออาจารย์ที่ปรึกษา

ปีการศึกษา 2543

4072280323 : MAJOR CHEMICAL TECHNOLOGY

KEY WORD: SIMULATION / PACKED BED COLUMN / BTX / START UP / DYNAMIC

NATEE WONGGUEKUL : DYNAMIC SIMULATION OF A DISTILLATION COLUMN AT START-UP CONDITION. THESIS ADVISOR: ASST. PROF. PORNPOTE PIUMSOMBOON, Ph.D, 108 pp. ISBN 974-130-144-8.

At present chemical industries have invented new processes and improved old processes to obtain high quality and capacity of production and to reduce cost and emission from the production. In this research, a packed distillation column that used raschig ring bed was simulated by Aspen V.10. The research was divided into three steps. First, build the model satisfied with the result from the experiment. With shortcut design simulation, it gave the murphree efficiencies of the experimental column to be equal to 32.13% and that with rigorous column simulation to be equal to 53.95%. Second, dynamic simulations for the startup period were performed to search for an optimal process trajectory with minimum expense. It was found that the optimal heating rate at the reboiler should be 2.40 °C/min for duration of 30 minutes, After that the heating rate would be adjusted so that the temperature of 122 °C was reached within 12 minutes. The final step, construct and tune the LV configuration control system for controlling the temperatures of the top and bottom stages. The model was tested. It was found that the system was stable and by increasing the flow rate of feed stream, the controlled temperatures moved back to steady state condition 9% and 61% faster than the column without the control system, respectively.

Department Chemical Technology Student's signature

Field of study Chemical Technology Advisor's signature

Academic year 2000

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยความช่วยเหลืออย่างดียิ่งของ ผศ.ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบุญ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ ซึ่งท่านได้ให้คำปรึกษา คำแนะนำ ข้อคิดเห็นต่างๆ มาด้วยดีตลอด และเนื่องจากทุนการวิจัยนี้บางส่วนได้รับมาจากทุนอุดหนุนการวิจัยของบัณฑิตวิทยาลัยจึงขอขอบพระคุณบัณฑิตวิทยาลัยมา ณ ที่นี้ด้วย

ขอขอบพระคุณ รศ.ดร. ธารพงษ์ วิฑิต รศ.ดร. เลอสรวง เมฆสุด ผศ.ดร. สมเกียรติ งามประเสริฐสิทธิ์ และอาจารย์ทุกท่านในภาควิชาเคมีเทคนิคที่ชี้แนะให้คำปรึกษาในงานวิจัยนี้ เสนอเป็นผลงานได้อย่างดี

ขอบพระคุณ คุณอภิสิทธิ์ ทักสนา ที่ให้ข้อมูลต่างๆ เพื่อใช้ในงานวิจัยนี้

ขอบพระคุณ คุณประวิทย์ พุทธิรักษา ที่ช่วยอำนวยความสะดวกในการใช้งานห้องวิจัย คอมพิวเตอร์

ขอบพระคุณ คุณณัฐพงศ์ งามประดิษฐ์ ที่ช่วยให้คำปรึกษา และคำแนะนำต่างๆ

ขอบพระคุณ คุณสุภาววรรณ บุญจันทร์ ที่ช่วยเป็นขวัญและกำลังใจเรื่อยมา

ขอบพระคุณเจ้าหน้าที่และบุคลากรภาควิชาเคมีเทคนิคทุกท่าน ที่อำนวยความสะดวกในการใช้ห้องปฏิบัติการ ในการทำวิจัยครั้งนี้จนสามารถดำเนินการวิจัยได้ดีมาโดยตลอด

ขอบคุณเพื่อนๆ และพี่น้องชาวเคมีเทคนิค รวมทั้งผู้อยู่เบื้องหลังทุกคนที่เป็นกำลังใจและให้ความช่วยเหลือที่ดีเสมอมา

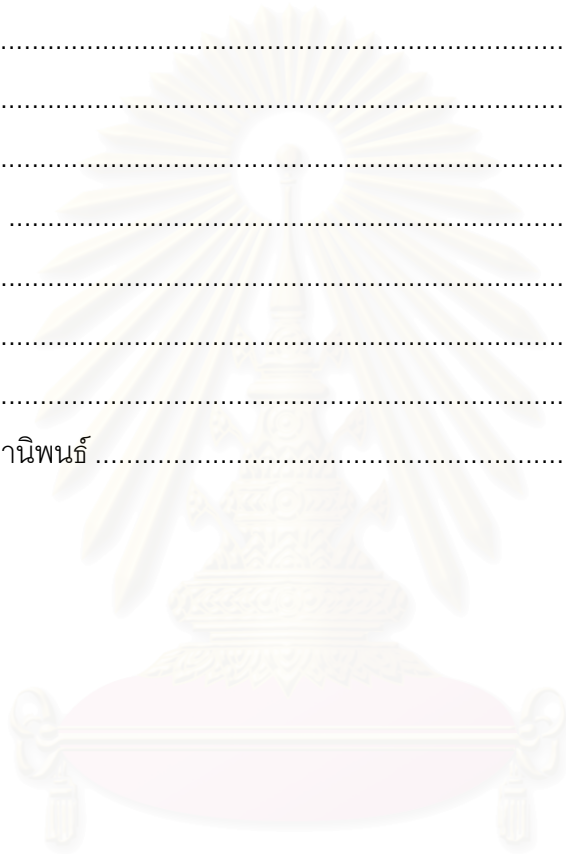
ท้ายนี้ ผู้วิจัยใคร่ขอกราบขอบพระคุณ บิดา-มารดา ซึ่งสนับสนุนในด้านการทำวิจัยและให้กำลังใจแก่ผู้วิจัยเสมอมาจนสำเร็จการศึกษา

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญ

บทที่	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ	ช
สารบัญตาราง	ฌ
สารบัญรูป	ฎ
1 บทนำ.....	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา	1
1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย.....	2
1.3 ขอบเขตของการวิจัย	2
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	2
2 ทฤษฎีและวารสารปริทัศน์.....	3
2.1 การประยุกต์ใช้งานหอกลับเบดบรจ	3
2.2 ลักษณะและพฤติกรรมของหอกลับ.....	6
2.3 ธรรมชาติและองค์ประกอบของปัญหาการหาค่าที่เหมาะสมที่สุด.....	13
2.4 การสร้างระบบควบคุม	17
2.5 แบบจำลองคณิตศาสตร์ที่ใช้ในกลุ่มโปรแกรม Aspen	25
2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	36
2.7 ความก้าวหน้าของงานวิจัยนี้.....	39
3 อุปกรณ์และวิธีการทดลอง.....	40
3.1 อุปกรณ์และเครื่องมือการทดลอง	40
3.2 วิธีการทดลอง.....	40
3.3 การจำลองสถานะคงตัว.....	40
3.4 การจำลองเชิงพลวัต	45
4 ผลการทดลองและวิจารณ์ผล.....	48
4.1 ผลการจำลองที่สถานะคงตัว.....	48
4.2 ผลการจำลองเชิงพลวัต	59

บทที่	หน้า
5 สรุปผลการวิจัย อภิปรายผล และข้อเสนอแนะ.....	72
5.1 สรุปผลการวิจัย	72
5.2 ข้อเสนอแนะ.....	73
รายการอ้างอิง.....	74
ภาคผนวก.....	76
ภาคผนวก ก.....	77
ภาคผนวก ข.....	79
ภาคผนวก ค	82
ภาคผนวก ง.....	86
ภาคผนวก จ.....	88
ภาคผนวก ฉ.....	95
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	108



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
2.1	ข้อเปรียบเทียบระหว่างหอกลิ้นแบบเบดบรจกับหอกลิ้นแบบเทอร์ยหรือเฟลต..... 3
2.2	การกำหนดของการปฏิบัติการแยกการผสม 2 ชนิด และผลลัพธ์การหาค่าเวลาที่ต่ำที่สุดของการปฏิบัติการแยกผสม ในกรณีต่าง ๆ..... 7
2.3	ผลลัพธ์การหาค่าเวลาที่ใช้ต่ำที่สุดของการปฏิบัติการทั้งหมด เมื่อกำหนดค่าเบื้องต้นของเวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้นเป็นค่าที่ระบบเข้าถึงร้อยละ 98 ของสถานะคงตัว, ($t_{eq}^{98\%}$). 9
2.4	ค่าโดยประมาณสำหรับสหสัมพันธ์แฟกเตอร์ของ Stichlmair..... 29
2.5	ค่าลักษณะการบรรจุชนิดสุ่มของหอกลิ้นแบบเบดบรจ 30
2.6	แสดงสมการลักษณะเฉพาะของชนิดวาล์ว 34
3.1	ค่าความจุความร้อนของสารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ..... 41
3.2	บล็อกปฏิบัติการใน Aspen Plus..... 42
4.1	ข้อมูลกระแสน้ำเข้าจากการทดลอง..... 49
4.2	ผลการดูลมมวลสารรอบหอกลิ้นจากการทดลอง 49
4.3	ผลการจำลองการออกแบบหอกลิ้นเชิงลัด 52
4.4	ผลลัพธ์การจำลองกระแสน้ำและผลิตภัณฑ์ของการออกแบบเชิงลัด..... 53
4.5	ผลการจำลองหอกลิ้นเดี่ยว 55
4.6	ผลลัพธ์จากการจำลองกระแสน้ำและผลิตภัณฑ์ของแบบจำลองคณิตศาสตร์หอกลิ้นเดี่ยว 55
4.7	ผลลัพธ์การจำลองกระแสน้ำและผลิตภัณฑ์ของแบบจำลองคณิตศาสตร์แบบละเอียด 57
4.8	อัตราการถ่ายโอนความร้อนสุทธิที่ดึงออกโดยเครื่องควบแน่นและที่ให้แก่จากเครื่องต้มซ้ำจากการจำลองทั้ง 3 กรณีเปรียบเทียบกับผลการทดลอง 57
4.9	ผลการจำลองผลิตภัณฑ์กระแสกลั่นเปรียบเทียบกับผลการทดลอง..... 58
4.10	การกำหนดอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำ 60
4.11	ผลของอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำกับค่าใช้จ่ายปฏิบัติการช่วงเริ่มต้นกรณีที่ 1 60
4.12	ผลของอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำกับค่าใช้จ่ายปฏิบัติการช่วงเริ่มต้นกรณีที่ 2 61

สารบัญตาราง (ต่อ)

ตารางที่	ญ	หน้า
4.13 ผลของอัตราการผลิตเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำกับค่า ใช้จ่ายปฏิบัติการช่วงเริ่มต้นกรณี 3		62
4.14 เวลาที่กระบวนการใช้ในการตอบสนองต่อสิ่งรบกวนเพื่อเข้าสู่สถานะคงตัวใหม่		68



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1	แสดงเบดบรจุแบบสุมชนิดต่างๆ..... 4
2.2	การแยกสาร 2 ชนิดในการดึงเอาผลิตภัณฑ์เบาออก 2 ครั้งหรือ 1 ครั้ง..... 8
2.3	แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาที่ใช้ทั้งหมดกับเวลาที่ใช้ช่วงเริ่มต้นสำหรับกรณี C3, C5 และ C7 9
2.4	หอกลับแบบให้ผลิตภัณฑ์ 2 ทางกับ 2 องศาอิสระสถานะคงตัว..... 19
2.5	หอกลับแบบให้ผลิตภัณฑ์ 2 ทางกับ 5 ตัวแปรปรับสำหรับการควบคุม 19
2.6	การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกลับ LV 21
2.7	การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกลับ D,V..... 22
2.8	การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกลับ D/(L+D),V 23
2.9	การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกลับ D/(L+D),V/B..... 24
2.10	สหสัมพันธ์ทั่วไปของความดันลดสำหรับเบดบรจุโดย Eckert..... 26
2.11	ความสัมพันธ์ของความดันลดไว้หน่วยกับของเหลวค้าง 27
2.12	สหสัมพันธ์ของแฟกเตอร์ความเสียดทานของเบดบรจุบางชนิด 29
2.13	แสดงการหาค่า LMTD 31
2.14	แสดงการคำนวณทางไฮดรอลิกของโปรแกรม Aspen..... 32
3.1	แผนผังกระบวนการกักเก็บโดยละเอียด 43
3.2	แบบการเข้าหอกลับของกระแสดาเข้า 44
3.3	แผนผังกระบวนการของการจำลองหอกลับเดี่ยว 47
4.1	ค่าและตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิของหอกลับในห้องปฏิบัติการ..... 50
4.2	แผนผังแบบจำลองการออกแบบเชิงลัด 51
4.3	ความสัมพันธ์จำนวนชั้นกับอัตราส่วนป้อนกลับ..... 52
4.4	อัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิช่วงเริ่มต้น (Start Up Period) 62
4.5	ปริมาณพลังงานที่ใช้ในช่วงเริ่มต้นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัวกลาง เครื่องต้มซ้ำ 64
4.6	ค่าใช้จ่ายทั้งหมดในช่วงเริ่มต้นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัวกลาง เครื่องต้มซ้ำ 64
4.7	เวลาที่ใช้ทั้งหมดในช่วงเริ่มต้นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัวกลาง เครื่องต้มซ้ำ 65

สารบัญญรูป (ต่อ)

ฎ

รูปที่

หน้า

4.8 เวลาที่เริ่มมีกระแสกลั่นออกจากหอกลั่นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัว กลางเครื่องต้มซ้ำ	65
4.9 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมิยอดหอเมื่อเพิ่มอุณหภูมิกระแสป้อน.....	67
4.10 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมิกันหอเมื่อเพิ่มอุณหภูมิกระแสป้อน.....	67
4.11 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมียอดหอเมื่อเพิ่มอัตราการไหลกระแสป้อน....	69
4.12 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมิกันหอเมื่อเพิ่มอัตราการไหลกระแสป้อน.....	69
4.13 แผนผังกระบวนการและระบบควบคุม.....	70



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

อุตสาหกรรมเคมีในปัจจุบัน มีความต้องการให้กระบวนการผลิตมีประสิทธิภาพสูงสุดเพื่อผลทางเศรษฐศาสตร์และสิ่งแวดล้อม เพราะกระบวนการผลิตแบบเก่ามีต้นทุนการผลิตที่สูงเกินความจำเป็น ทำให้มีการปรับปรุงพัฒนาและคิดค้นกระบวนการผลิตใหม่ๆ ขึ้นมา แต่การปรับปรุงในอุตสาหกรรม ทางเลือกที่ดีทางหนึ่งก็คือ การปรับปรุงบางส่วนและกำหนดปฏิบัติการที่ดีขึ้นให้กับกระบวนการ โดยการติดตั้งระบบควบคุม (Control System) เพื่อทำการควบคุมให้กระบวนการทำงานตามภาวะที่ต้องการ ควบคุมปฏิบัติการให้ดำเนินไปตามเส้นทางที่ให้ค่าที่เหมาะสมที่สุด (Optimal Condition) สำหรับตัวแปรปรับได้ต่างๆ ในระบบ เพื่อลดเวลาปฏิบัติการหรือต้นทุนการผลิตต่างๆ

กระบวนการแยก เป็นกระบวนการสำคัญในอุตสาหกรรมเคมีและปิโตรเลียม โดยเฉพาะการแยกโดยวิธีการกลั่นลำดับส่วน การแยกสารอะโรมาติกส์เป็นส่วนสำคัญของอุตสาหกรรมเคมี เพราะเป็นกระบวนการผลิตวัตถุดิบต้นทางให้กับอุตสาหกรรมอื่นๆ และเป็นตัวอย่างที่ดีของอุตสาหกรรมการกลั่น สำหรับศึกษาการควบคุมปฏิบัติการเพื่อหาค่าที่เหมาะสมที่สุดแก่ระบบ

สารกลุ่มอะโรมาติกส์ได้แก่ เบนซีน โทลูอิน และไซลีน (BTX) เป็นวัตถุดิบมูลฐานที่สำคัญในโรงงานอุตสาหกรรมต่างๆ เช่น อุตสาหกรรมสี พลาสติก ยาฆ่าแมลง หมึกพิมพ์ ยาง เป็นต้น ในการแยกสารอะโรมาติกส์แต่ละชนิดออกจากกัน โดยผ่านกระบวนการกลั่นลำดับส่วน ด้วยหอกลั่นแบบเบดบรรจุขนาดขยายส่วน (Packed Bed Distillation Column) ซึ่งเป็นหอกลั่นอีกชนิดหนึ่งที่มีการนำไปใช้งานกันอย่างกว้างขวางในระดับห้องปฏิบัติการเพราะว่าสร้างง่าย ราคาถูก เบดบรรจุที่ใช้เป็นแบบราสชิจริง (Raschig ring) เป็นทรงกระบอกกลวงมีความสูงเท่ากับเส้นผ่านศูนย์กลาง ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิม ซึ่งทนต่อการกัดกร่อนได้ดี ราคาถูก ไม่มีปัญหาด้านการแตกหักอีกทั้งยังเป็น การเพิ่มพื้นที่ผิวสัมผัสระหว่างวัฏภาคไอและวัฏภาคของเหลว ให้เกิดการถ่ายโอนมวลและถ่ายโอนความร้อนได้ดี งานวิจัยนี้เป็นการจำลองภาวะพลวัตและการออกแบบระบบควบคุมให้หอกลั่น BTX โดยจำลองภาวะการทำงานของหอกลั่นแบบเบดบรรจุขนาดห้องปฏิบัติการ ด้วยกลุ่มโปรแกรมคอมพิวเตอร์สำเร็จรูป Aspen (Advanced System for Process ENgineering Version 10) ตั้งแต่เริ่มปฏิบัติการจนเข้าสู่สถานะคงตัว โดยประกอบแบบจำลองตามอุปกรณ์การทดลองจริง เพื่อให้มีพฤติกรรมเชิงพลวัตใกล้เคียงความเป็นจริง ซึ่งทำการควบคุมการปฏิบัติการหาค่าที่เหมาะสมที่สุดในช่วงเริ่มปฏิบัติการ (Startup Period) แต่ช่วงใกล้เข้าสู่สถานะคงตัวจะเปลี่ยนการ

ควบคุมมาใช้ระบบควบคุมต่างๆไป ได้แก่ เครื่องควบคุมแบบพี (P), พีไอ (PI), หรือพีไอดี (PID) ปฏิบัติการต่อไป

1.2 วัตถุประสงค์ของการวิจัย

1. พัฒนาแบบจำลองภาวะการทำงานเชิงพลวัตสำหรับหอกลิ้นแบบเบดบรจด้วยกลุ่มโปรแกรมคอมพิวเตอร์สำเร็จรูป Aspen
2. ออกแบบระบบควบคุมและหาค่าที่เหมาะสมที่สุดสำหรับตัวแปรปรับได้ เพื่อใช้ใน ช่วงเริ่มปฏิบัติการแบบพลวัต
3. ออกแบบระบบควบคุมสถานะคงตัวที่เหมาะสม

1.3 ขอบเขตของการวิจัย

ศึกษาพฤติกรรมการตอบสนองของหอกลิ้นแบบเบดบรจในช่วงเริ่มปฏิบัติการ และนำไป ออกแบบการควบคุมแบบหาค่าที่เหมาะสมที่สุดของตัวแปรปรับได้ในเชิงพลวัต โดยพิจารณาที่ผลของ การใช้พลังงาน ปริมาณน้ำหล่อเย็น และเวลาที่ใช้ในช่วงเริ่มปฏิบัติการ เปรียบเทียบกับการไม่มีการควบคุมแบบหาค่าที่เหมาะสมที่สุด และผลกระทบของแต่ละตัวแปรปรับที่ทำกรควบคุมที่มี ต่อระบบ

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1. แบบจำลองพลวัตสำหรับหอกลิ้นแบบเบดบรจในห้องปฏิบัติการเฉพาะหน่วย
2. ระบบควบคุมที่มีประสิทธิภาพ เหมาะสมกับหอกลิ้นแบบเบดบรจในห้องปฏิบัติการเฉพาะหน่วย

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 2

ทฤษฎีและวารสารปริทัศน์

¹อุตสาหกรรมอะโรมาติกส์ เป็นอุตสาหกรรมที่สำคัญประเภทหนึ่งในปัจจุบัน เพราะเป็นแหล่งผลิตวัตถุดิบให้แก่อุตสาหกรรมปิโตรเคมีอื่นๆ ซึ่งได้มีการพัฒนาและปรับปรุงกระบวนการผลิตตลอดมา เพื่อให้การผลิตมีประสิทธิภาพสูงขึ้น จุดประสงค์หลักในช่วงแรกคือ พยายามลดต้นทุนการผลิตและเพิ่มคุณภาพกับปริมาณของผลิตภัณฑ์ แต่ช่วงหลังกระแสอนุรักษ์สิ่งแวดล้อมเริ่มมีบทบาททางการค้าอย่างมาก ทำให้ต้องมีการพัฒนาและปรับปรุงเพื่อลดมลภาวะที่เกิดจากกระบวนการผลิตด้วย อุตสาหกรรมอะโรมาติกส์นั้นมีผลิตภัณฑ์ที่สำคัญได้แก่ เบนซีน โทลูอีน และไซลีนจัดเป็นวัตถุดิบที่สำคัญที่สามารถนำไปเป็นสารตั้งต้นในอุตสาหกรรมอื่นๆได้หลายประเภท

2.1 การประยุกต์ใช้งานหอกลิ้นเบดบรรจุ

2.1.1 หลักการออกแบบหอกลิ้นแบบเบดบรรจุ

หอกลิ้นแบบเบดบรรจุจะเหมาะสมกับคอลัมน์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางน้อย (ไม่เกิน 2 ฟุต) เพราะจะประหยัดค่าใช้จ่ายกว่าหอกลิ้นแบบเทอร์รี่หรือเพลต แต่ถ้าคอลัมน์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางใหญ่ควรเลือกใช้หอกลิ้นแบบเทอร์รี่หรือเพลตจะเหมาะสมกว่า อีกทั้งการใช้เบดบรรจุกับคอลัมน์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางใหญ่ มีผลให้ของเหลวมีแนวโน้มเกิดปรากฏการณ์การเกิดช่องกวดง (Channelling) คือ ถ้าอัตราการไหลของไอน้อยเกินไป จะทำให้ไอและของเหลวสัมผัสกันไม่เต็มที่ส่งผลให้ประสิทธิภาพในการถ่ายโอนมวลสารลดลง

ตารางที่ 2.1 ข้อเปรียบเทียบระหว่างหอกลิ้นแบบเบดบรรจุกับหอกลิ้นแบบเทอร์รี่หรือเพลต

หอกลิ้นแบบเทอร์รี่หรือเพลต		หอกลิ้นแบบเบดบรรจุ	
ข้อดี	ข้อเสีย	ข้อดี	ข้อเสีย
1. พิกัดของการปฏิบัติงานกว้าง 2. สามารถสร้างคอลัมน์ให้มีขนาดใหญ่ได้ สามารถที่ปะปนสารปะปนในปริมาณที่มากๆได้	1. ความดันลดยิ่งมีค่ามาก 2. โครงสร้างภายในซับซ้อน ก่อสร้างยาก	1. ความดันลดยิ่งมีค่าน้อย 2. โครงสร้างภายในไม่ซับซ้อน, สร้างง่าย, ราคาถูก	1. พิกัดของการปฏิบัติงานแคบ 2. ต้องติดตั้งแผ่นกระจายของเหลว เพื่อมิให้ของเหลวไหลมารวมกัน 3. ไม่เหมาะที่จะใช้กับคอลัมน์ที่มีขนาดใหญ่

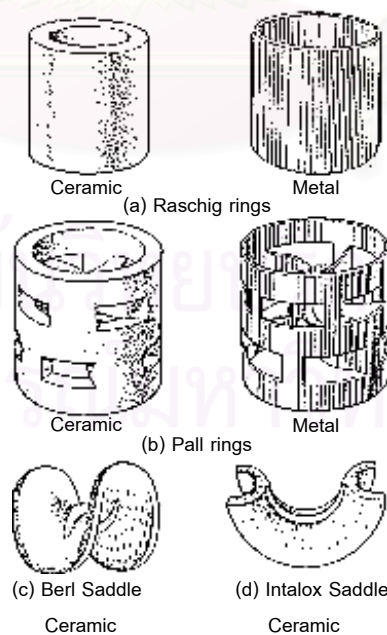
2.1.2 ชนิดและความสำคัญของเบดบรรจุ

เบดบรรจุที่ดีควรมีลักษณะดังนี้

- ให้พื้นที่ที่เปียกของของเหลวต่อปริมาตรของหอนีค่ามาก เพื่อเพิ่มพื้นที่ในการถ่ายโอนมวลสารสำหรับไอ-ของเหลวที่จะสัมผัสกันมากขึ้น
- มีปริมาณของช่องว่าง (Void Volume) มากทั้งนี้เพื่อให้วัฏภาคไอและวัฏภาคของเหลวไหลผ่านโดยสะดวกไม่เกิดความดันลดมากเกินไป
- มีลักษณะที่เปียกของเหลวและเกิดเป็นฟิล์มบางๆ ได้ดีควรมีความหนาแน่นต่ำ เพราะว่าการคอลัมน์ที่มีขนาดใหญ่จำนวนและน้ำหนักของเบดบรรจุจะมากซึ่งมีผลเกี่ยวกับการคำนวณเบดบรรจุให้อยู่ภายในคอลัมน์ได้
- มีราคาไม่แพงนัก

จากลักษณะต่างๆ ที่เหมาะสมของเบดบรรจุจะพบว่าในปัจจุบันมีผู้ออกแบบเบดบรรจุให้มีแบบและรูปร่างต่างๆ กันเป็นจำนวนมากโดยทั่วไปมักแบ่งเบดบรรจุเป็นสองประเภท คือ เบดบรรจุแบบโครงสร้าง (Stacked Packings) และเบดบรรจุแบบสุ่ม (Random Packing)

เบดบรรจุแบบโครงสร้างตัวอย่างเช่น กริด (Grids) จะมีโครงสร้างใช้กับอัตราการไหลของแก๊สที่สูงได้โดยมีความดันลดไม่มากนัก ตัวอย่างเช่น ในหอทำความเย็น (Cooling Towers) ส่วนเบดบรรจุแบบสุ่ม ใช้กันอย่างกว้างขวางในกระบวนการอุตสาหกรรมชนิดหลักๆ เบดบรรจุแบบสุ่มแสดงดังรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 แสดงเบดบรรจุแบบสุ่มชนิดต่างๆ

เบดบรจชนิด Raschig Ring แสดงดังรูปที่ 2.1 (a) เป็นชนิดที่ใช้ในอุตสาหกรรมมานาน ชนิดหนึ่งและชนิดนี้ก็คงใช้อยู่ทั่วไป เบดบรจชนิด Pall Ring ดังแสดงในรูป 2.1 (b) เป็นชนิด Raschig Ring พิเศษซึ่งรูปเปิดทำโดยการพับพื้นผิวบนวงแหวน จะเพิ่มพื้นที่ผิวในการถ่ายโอนมวลสารและปรับปรุงลักษณะการกระจายของของเหลว เบดบรจชนิด Berl Saddles แสดงดังรูปที่ 2.1 (c) พัฒนามาเพื่อให้มีการกระจายของของเหลวดีกว่าชนิด Raschig Ring สุดท้ายเบดบรจชนิด Intalox Saddles แสดงดังรูปที่ 2.1 (d) เป็นแบบที่ปรับปรุงมาจากชนิด Berl Saddles เบดบรจส่วนใหญ่ที่กล่าวมาข้างต้นสามารถทำจากวัสดุได้หลายชนิด ตัวอย่างเช่น เซรามิก เหล็กกล้า ไร้สนิม แก้ว พลาสติก คาร์บอน และยาง เป็นต้น สำหรับเบดบรจที่เป็นเหล็กกล้าไร้สนิมจะทนต่อการกัดกร่อนได้ดีแต่จะมีน้ำหนักมาก ดังนั้นต้องใช้ที่รองรับและฐานรากที่แข็งแรงพลาสติกบางอย่างไม่เหมาะสมในการนำมาทำเป็นเบดบรจ เพราะมีพื้นผิวเป็นมันไม่เปียกของเหลวทำให้ของเหลวกระจายไม่สม่ำเสมอ ตามภาคตัดขวางของคอลัมน์และการต้านทานการไหลของของเหลวจะเกิดขึ้นน้อย ถ้าใช้เบดบรจแบบโครงสร้างจะให้พื้นผิวต่อปริมาตรมากกว่าชนิดอื่น เพราะว่าช่องว่าง (Voidage) ของการสัมผัสจะลดลง การไหลเป็นชั้นบางๆ บนผิวของเบดบรจแบบโครงสร้างจะดีกว่าและของเหลวจะมีโอกาสไหลไปสู่ผนังน้อยกว่าเบดบรจแบบสุ่ม ในทางตรงข้ามเบดบรจแบบโครงสร้างจะแพงกว่า

ขนาดของเบดบรจที่ใช้มีผลต่อความสูง เส้นผ่านศูนย์กลางของคอลัมน์ ความดันลด และราคา โดยทั่วไปเมื่อขนาดของเบดบรจเพิ่มขึ้นราคาต่อหน่วยปริมาตรของเบดบรจ และความดันลดต่อหน่วยความสูงของเบดบรจจะลดลง และประสิทธิภาพการถ่ายโอนมวลก็ลดลงส่งผลให้ความสูงของคอลัมน์ต้องมากขึ้น โดยปกติขนาดของเบดบรจไม่ควรเกิน 1/8 เท่าของขนาดของคอลัมน์ ถ้ามีขนาดใหญ่กว่านี้การกระจายของเหลวและประสิทธิภาพการถ่ายโอนมวลจะลดลงอย่างรวดเร็ว ดังนั้นจึงไม่มีข้อดีสำหรับการใช้เบดบรจขนาดเกิน 50 mm สำหรับคอลัมน์ที่บรจแบบสุ่ม

ช่วงของขนาดเบดบรจที่ควรใช้ คือ

ขนาดของคอลัมน์

น้อยกว่า 0.3 m (1 ft)

0.3 ถึง 0.9 m (1 ถึง 3 ft)

มากกว่า 0.9 m

เบดบรจขนาด

น้อยกว่า 25 mm (1 inch)

25 ถึง 38 mm (1 ถึง 1.5 inch)

50 ถึง 75 mm (2 ถึง 3 inch)

2.2 ลักษณะและพฤติกรรมของหอกลั่น

2.2.1 การปฏิบัติการของหอกลั่น³

(Operation of a Conventional Distillation Column)

การปฏิบัติการของหอกลั่นตามปกติจะสามารถแบ่งได้ 3 ส่วนดังนี้

- ช่วงเวลาเริ่มปฏิบัติการ (Start – Up Period) โดยปกติจะทำงานภายใต้เงื่อนไขปฏิบัติการแบบป้อนกลับทั้งหมด (Total Reflux)
- ช่วงเวลาการผลิต (Production Period)
- ช่วงเวลาหยุดปฏิบัติการ (Shutdown Period)

ตามมาตรฐานกระบวนการแยก ช่วงเวลาการผลิตใช้เวลานานที่สุด อย่างไรก็ตามในกรณีการแยกที่ยุงยาก เช่น การแยกที่ต้องการความบริสุทธิ์สูง หรือการแยกของผสมที่มีจุดเดือดเดียวกัน (Azeotropic Separations) เวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้นปฏิบัติการมีความสำคัญอย่างมาก เมื่อเปรียบเทียบกับเวลาที่ใช้ทั้งหมดของการปฏิบัติการ ได้มีผู้ศึกษาเกี่ยวกับเรื่องนี้ ได้แก่

- Nad และ Spiegel³ เสนอผลการศึกษากการแยกสาร 3 ชนิด ในการแยก 2 ครั้ง ใช้เวลาตอนเริ่มต้น 1 ใน 4 ของเวลาทั้งหมด
- Holland และ Liapis³ เสนอผลการจำลองการแยกสาร 5 ชนิดซึ่งใช้เวลาตอนเริ่มต้นร้อยละ 50 ของเวลาทั้งหมด
- Luyben³ เสนอการจำลองการแยกสารในบางกรณีที่ใช้เวลานานกว่าร้อยละ 50 เล็กน้อยของเวลาที่ใช้ปฏิบัติการทั้งหมด

ผลลัพธ์ของเวลาเริ่มต้นปฏิบัติการขึ้นอยู่กับกำหนดส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์ และร้อยละของการกู้กลับของสาร (%Recovery) ที่ต้องการ ถ้าต้องการร้อยละการกู้กลับที่สูงและความบริสุทธิ์สูง เวลาที่ใช้ในช่วงเริ่มต้นจะยาวนานกว่ากรณีที่กำหนดข้อจำกัดต่ำกว่า

จากการศึกษาของ Sorensen และ Skogestad³ ได้ใช้โปรแกรม DEAOPT สำหรับคำนวณหาที่ค่าเหมาะสมที่สุดของเวลาช่วงเริ่มต้น และเวลาทั้งหมดของการปฏิบัติการของการกลั่นสารผสม 2 ชนิดแบบกะ ได้กำหนดส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์ที่ยอดหอและเปอร์เซ็นต์การกู้กลับไว้ 7 กรณี โดยการจำลองจะรวมถึงการตั้งผลิตภัณฑ์เบาออกครั้งที่ 2 ด้วยเป็นส่วนเสริมขึ้นมา ซึ่งส่วนนี้อาจไม่จำเป็นต้องมีก็ได้ ดังรูปที่ 2.2

ตารางที่ 2.2 การกำหนดของการปฏิบัติการแยกการผสม 2 ชนิด และผลลัพธ์การหาค่าเวลาที่ต่ำที่สุดของการปฏิบัติการแยกสารผสม ในกรณีต่างๆ³

กรณี							
	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
N	20	20	10	10	10	10	10
α	4.0	4.0	3.0	3.0	2.0	2.0	2.0
H_j , kmol	0.005	0.005	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
H_c , kmol	0.025	0.025	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
x_F	0.005	0.005	0.05	0.05	0.5	0.5	0.5
ข้อกำหนด							
x_A^{spec}	0.5	0.9	0.99	0.95	0.95	0.99	0.9
% light recovery	90	50	75	-	75	90	-
x_R^{spec}	0.0001	0.01	0.05	0.01	0.05	0.1	0.01
% heavy recovery	90	-	-	90	75	-	90
ผลลัพธ์							
x_A	0.500	0.900	0.990	0.950	0.950	0.990	0.955
% light recovery	90.00	50.00	75.00	9.88	75.00	90.00	83.04
x_R	0.0001	0.0025	0.013	0.010	0.050	0.092	0.010
% heavy recovery	90.00	99.97	99.96	90.00	75.00	99.09	90.00
x_{off}	0.0043	-	-	0.277	0.500	-	0.725
$t_{startup}^{opt}$, hr	0.886	0.556	0.183	0.162	0.031	0.077	0.035
t1, hr	0.009	0.003	2.285	0.0008	1.652	4.674	2.178
t2, hr	0.387	0	0	0.699	0.860	0	1.963
t_{tot}^{opt} , hr	1.282	0.559	2.468	0.862	2.453	4.751	4.175
$t_{startup}^{opt} \cdot 100 / t_{tot}^{opt}$, %	69.1 %	99.5 %	7.4 %	18.8 %	1.2 %	1.6 %	0.8 %
$x_D(t_{tot}^{opt})$	0.9984	0.9927	0.9841	0.9609	0.8246	0.9725	0.8450
x_D^{ss}	0.9995	0.9995	0.9998	0.9998	0.9995	0.9995	0.9995
% Approach to eq.	99.9 %	99.3 %	98.3 %	95.9 %	65.0 %	68.7 %	69.0 %

นิยาม N : จำนวนของเทรย์ในหอกถั่ว

α : ค่ากลายเป็นไอสัมพัทธ์

H_j : จำนวนของเหลวที่อยู่บนเทรย์

H_c : จำนวนสารที่อยู่ในเครื่องควบแน่น

x_F : สัดส่วนโมลของสารป้อน

x_A, x_R : สัดส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ยอดหอ และส่วนที่เหลืออยู่ก้นหอ, ตามลำดับ

x_{off} : สัดส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ยอดหอของดึงออกครั้งที่ 2

x_D : สัดส่วนโมลของผลิตภัณฑ์ในส่วนที่กลั่นได้

$t_{startup}$: เวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้น

t_1, t_2 : เวลาที่ใช้ตอนดึงผลิตภัณฑ์ยอดหอครั้งที่ 1 และครั้งที่ 2

t_{tot} : เวลาที่ใช้ทั้งหมดของการปฏิบัติการ

eq : ค่าที่สมดุล

% Approach to eq. : เปอร์เซ็นต์ความเข้าใกล้สมดุล โดยคิดจากสมการ

$$\% \text{ ความเข้าใกล้สมดุล} = \frac{[x_D(t_{tot}^{opt}) - x_F] / [x_D^{ss} - x_F]}{1} \cdot 100\% \quad (2.1)$$

อักษรห้อย

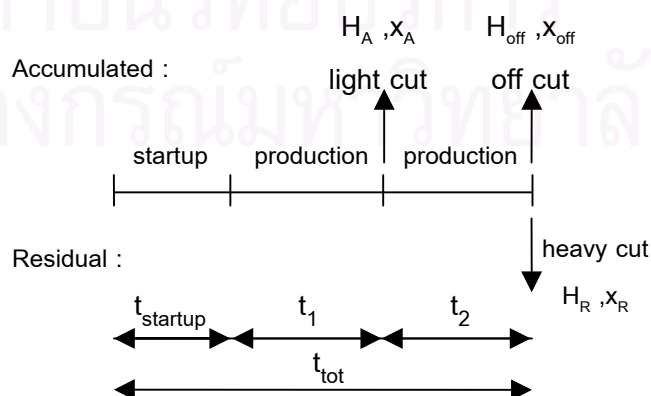
opt : ค่าที่เหมาะสมที่สุด

spec : ค่าที่กำหนด

ss : ค่าที่สถานะคงตัว

tot : ค่ารวมทั้งหมดในช่วงปฏิบัติการ

Sorensen และ Skogestad³ ได้แบ่งช่วงเวลากิจการดังรูปที่ 2.2



รูปที่ 2.2 การแยกสาร 2 ชนิดในการดึงเอาผลิตภัณฑ์เบาออก 2 ครั้งหรือ 1 ครั้ง³

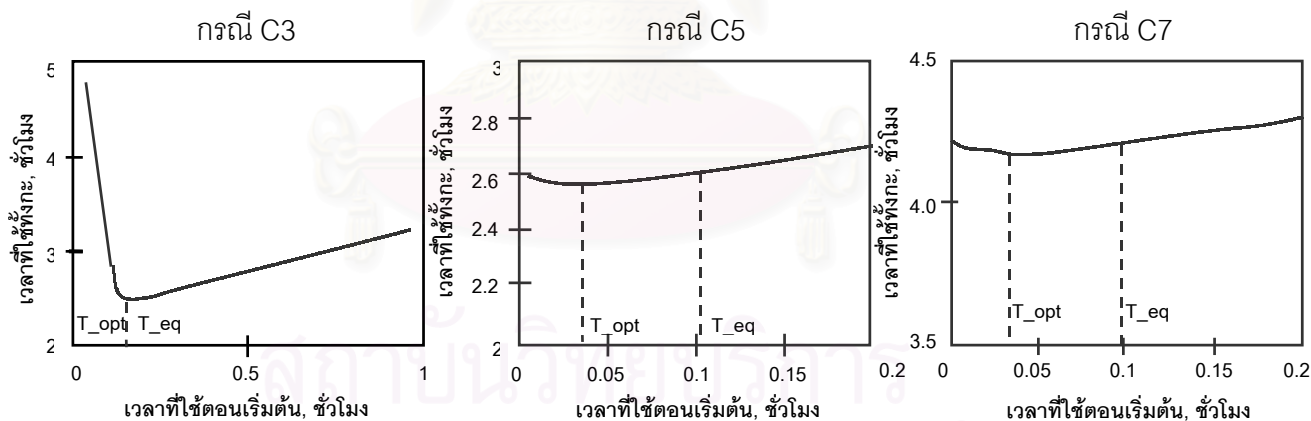
จากการศึกษาพบว่า การกำหนดค่าเบื้องต้นให้กับเวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้น โดยกำหนดให้เท่ากับเวลาที่ระบบใช้จนเข้าสู่ค่าสมดุลที่ร้อยละ 98 ของค่าสถานะคงตัว ดังสมการ (2.2)³ แสดงความสัมพันธ์กับเวลาต่ำที่สุดที่ใช้ปฏิบัติการทั้งหมด

$$[x_D(t_{eq}^{\gamma}) - x_F] / [x_D^{ss} - x_F] = \gamma \quad (2.2)$$

กำหนด $\gamma = 0.98$ แล้วคำนวณหาค่าที่ต่ำที่สุดของการปฏิบัติการทั้งหมด, ($t_{tot}^{98\%}$) เมื่อกำหนดเวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้นเป็นเวลาที่ระบบมาถึงค่าสมดุลร้อยละ 98 ของสถานะคงตัว, ($t_{eq}^{98\%}$) ได้ผลลัพธ์ดังตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 ผลลัพธ์การหาเวลาที่ใช้ต่ำที่สุดของการปฏิบัติการทั้งหมด เมื่อกำหนดค่าเบื้องต้นของเวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้นเป็นค่าที่ระบบเข้าถึงร้อยละ 98 ของสถานะคงตัว, ($t_{eq}^{98\%}$)³

	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7
$t_{eq}^{98\%}, hr$	0.429	0.429	0.179	0.179	0.100	0.100	0.100
$t_{tot}^{98\%}, hr$	1.287	0.909	2.469	0.863	2.589	4.760	4.218
$t_{eq}^{98\%} / t_{startup}^{opt}$	0.51	0.81	0.98	1.10	3.23	1.30	2.86
$t_{tot}^{98\%} / t_{tot}^{opt}$	1.004	1.626	1.000	1.001	1.018	1.002	1.010



รูปที่ 2.3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาที่ใช้ทั้งหมดกับเวลาที่ใช้ช่วงเริ่มต้นสำหรับกรณี C3, C5 และ C7³

จากรูปที่ 2.3 จะเห็นได้ว่า เวลาที่ใช้ทั้งหมดของการปฏิบัติการจะเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเมื่อช่วงค่าต่ำสุดของเวลาปฏิบัติการเป็นช่วงกว้าง ดังในกรณีที่ C5 และ C7 แต่สำหรับกรณีที่ C3 ถ้าค่าเวลาช่วงเริ่มต้นน้อยกว่าเวลาที่ต่ำที่สุด เวลาที่ใช้ในการปฏิบัติการทั้งหมดจะเปลี่ยนแปลงมาก

ซึ่งความสำคัญของเวลาช่วงเริ่มต้นและเวลาที่ระบบเข้าสู่สมดุลจะขึ้นอยู่กับข้อกำหนดที่จำเพาะมาก แต่จะมีความสำคัญน้อยเมื่อมีการดึงผลิตภัณฑ์ออก 2 ครั้ง

2.2.2 พฤติกรรมของหอกลับช่วงเริ่มปฏิบัติการ (Behavior of Startup Operation)⁴

การปฏิบัติการของกระบวนการเคมี โดยเฉพาะหอกลับมีปัญหาที่น่าสนใจในด้านการปฏิบัติการ การควบคุม และการจำลอง ความเข้าใจอันดีเกี่ยวกับพฤติกรรมเชิงพลวัตมีความจำเป็นต่อการพัฒนาขั้นตอนของการเริ่มต้นที่เหมาะสม และขั้นตอนการทำงานจะถูกกำหนดโดยวิธีที่เป็นประโยชน์ต่อทั้งผู้ปฏิบัติการและผู้ออกแบบกระบวนการ สำหรับผู้ปฏิบัติการนั้นควรมีข้อมูลต่างๆ เพื่อการวิเคราะห์ และรวบรวมปัญหาต่างๆ ที่อาจเกิดขึ้นในการปฏิบัติงาน ซึ่งสามารถบอกผลกระทบต่างๆ ของการกระทำที่มีต่อระบบได้ ส่วนผู้ออกแบบควรมีข้อมูลที่จะสามารถเลือกแบบการทำงานต่างๆ ที่หลีกเลี่ยงปัญหาที่อาจเกิดกับการปฏิบัติงานและการควบคุม

การจำลองปฏิบัติการช่วงเริ่มต้นเป็นงานที่ยากเนื่องจากความสลับซับซ้อนของไฮดรอลิกของแต่ละชั้น ยกตัวอย่างเช่น การทำนายการอุดตันการไหลขึ้นของไอที่ทางลงของของเหลวจากการไหลของของเหลวที่ไหลลงมาปิด การอุดตันการไหลลงของของเหลวที่รูบนชั้นจากการดันขึ้นเพราะการไหลของไอ ผลกระทบของความดันลดของของเหลวที่ค้างอยู่บนชั้น และอื่นๆ ผลกระทบของไฮดรอลิกจะกลายเป็นตัวแปรสำคัญในการกำหนดขั้นตอนที่เหมาะสมของช่วงเริ่มต้น ทางหนึ่งที่จะแก้ปัญหานี้ได้ก็คือ พัฒนาแบบจำลองเชิงพลวัตสำหรับหอกลับ แล้วตรวจสอบแบบจำลองให้ตรงกับการทดลองหรือข้อมูลจากโรงงานและจำลองการปฏิบัติงานแบบต่างๆ เพื่อศึกษาพฤติกรรมเชิงพลวัต จากนั้นวิเคราะห์พัฒนาขั้นตอนการทำงานที่เหมาะสมขึ้นมา

จากการจำลองพฤติกรรมเชิงพลวัต ช่วงเริ่มต้นของหอกลับสามารถแบ่งออกตามลักษณะนิสัยได้ 3 ขั้นตอน คือ

ก. ขั้นตอนไม่ต่อเนื่อง (Discontinuous stage)

เริ่มจากหอกลับภายในว่างเปล่า ไม่มีการป้อนสารใดๆ เข้าไป ในขั้นตอนนี้จะมีการเปลี่ยนแปลงมากในช่วงเวลาสั้นๆ ระยะเวลาที่ใช้ในช่วงนี้จะไม่ขึ้นกับขั้นตอนของการปฏิบัติการ โดยเฉพาะตัวแปรไฮดรอลิกจะได้รับการเปลี่ยนแปลงที่รุนแรง บางตัวจะเปลี่ยนค่าจากค่าเริ่มต้นที่ศูนย์ ไปเป็นค่าหนึ่งและกลับมาศูนย์อีก เช่น อัตราการไหลของของเหลวที่ไหลผ่านรูบนชั้น หรืออัตราการไหลของไอที่ไหลผ่านทางไหลลง ขณะที่ตัวแปรไฮดรอลิกอื่นอาจเปลี่ยนจากค่าศูนย์ ไปเป็นค่าที่ไม่ใช่ศูนย์ เช่น ความดันลดของชั้น อัตราการไหลของของเหลวที่ไหลผ่านทางไหลลงกล่าวคือเกิดการอุดตันของทางไหลลงจากการไหลของของเหลว และมีการอุดตันของรูบนชั้นจากการไหลของไอ ส่วนตัวแปรอุณหภูมิทุกชั้นจะเริ่มที่ค่าคงที่ค่าหนึ่งแล้วจะเปลี่ยนแปลงไปตามเวลาที่แตกต่างกัน และสิ้นสุดขั้นตอนที่เสถียรภาพทางไฮดรอลิกเข้าสู่ค่าที่เหมาะสมแล้ว

ข. ขั้นต่อนึ่งต่อเนื่อง (Semi – continuous stage)

เริ่มต่อการสิ้นสุดขั้นตอนแรก ในช่วงนี้จะมีการเปลี่ยนแปลงของตัวแปรอุณหภูมิพลวัตมากในช่วงแคบๆ ในลักษณะไม่เป็นเชิงเส้นแต่ต่อเนื่อง ส่วนตัวแปรไฮดรอลิกจะเปลี่ยนแปลงเล็กน้อยมีลักษณะใกล้เคียงเชิงเส้น และเข้าใกล้ค่าสถานะคงตัวมากกว่าตัวแปรอุณหภูมิพลวัต พฤติกรรมเชิงพลวัตช่วงนี้ถือว่าคล้ายๆ พฤติกรรมเมื่อกระบวนการมีสิ่งรบกวนขนาดใหญ่ จบลงที่ตัวแปรไฮดรอลิกส่วนใหญ่เข้าใกล้ค่าที่สถานะคงตัว ขั้นตอนนี้จะใช้เวลานานกว่าขั้นตอนแรก

ค. ขั้นตอนต่อเนื่อง (Continuous stage)

เริ่มจากสิ้นสุดขั้นตอนสอง การเปลี่ยนแปลงพฤติกรรมค่อนข้างเป็นเชิงเส้น ในช่วงเริ่มขั้นตอนนี้ตัวแปรไฮดรอลิกส่วนใหญ่อยู่ที่สถานะคงตัวแล้ว ถือว่าช่วงนี้ทำงานอยู่รอบๆ ค่าการออกแบบที่สถานะคงตัว โดยมีสิ่งรบกวนเล็กน้อย และระบบควบคุมสำหรับรักษาสภาพการทำงานให้อยู่ที่สถานะคงตัวเริ่มทำงาน เป็นขั้นตอนที่ใช้เวลานานที่สุด สิ้นสุดที่ระบบหรือตัวแปรทุกตัวเข้าสู่ค่าสถานะคงตัว

2.2.3 การจำลองการปฏิบัติการช่วงเริ่มต้น (Simulation of Startup Operations)

ลำดับเหตุการณ์ช่วงเริ่มต้น (t คือเวลาใดๆ)

$t = 0$, หอกลั่นว้างเปล่าและสารป้อนซึ่งเป็นวัฏภาคของเหลวเริ่มเข้าสู่หอกลั่น

$t = t_1$, ของเหลวเริ่มไหลเอี่ยมลงชั้นข้างล่างทะลุผ่านรูบนชั้น มากกว่าทางไหลลงจนกระทั่งไหลมาถึงก้นหอกหรือเครื่องต้มซ้ำ จากนั้นระดับของเหลวจะเพิ่มขึ้น

$t = t_2$, เริ่มให้ความร้อนสู่เครื่องต้มซ้ำ และเริ่มมีไอเกิดขึ้น

$t = t_3$, เครื่องควบแน่นเริ่มทำงานที่ไอมมาถึงชั้นบนสุด และถังเก็บสารกลั่นไหลกลับเริ่มถูกเติม

$t = t_4$, สารที่กลั่นได้ไหลย้อนกลับมาที่หอกลั่นและปฏิบัติการที่การกลั่นไหลกลับเข้าสู่หอกทั้งหมด (Total Reflux)

$t = t_5$, ไอน้ำที่ไหลผ่านรูบนชั้นถูกดูดขวางโดยของเหลว ที่ไหลเอี่ยมปิดตลอดรูบนชั้นเป็นจุดเริ่มการเพิ่มระดับของเหลวที่ค้างอยู่บนชั้น

$t = t_6$, ทุกๆชั้นมีของเหลวค้างอยู่เพียงพอ ดังนั้นของเหลวเริ่มสามารถไหลลงที่ทางไหลลง ทำให้ทางไหลลงถูกดูดขวางและไอไม่สามารถไหลผ่านขึ้นมาได้

$t = t_7$, หอกลั่นเปลี่ยนการปฏิบัติการจากการกลั่นไหลกลับทั้งหมด มาเป็นการกำหนดปริมาณการไหลกลับ บางส่วนของสารที่กลั่นได้จะถูกนำออกมา

$t = t_8$, หอกลั่นทำงานต่อไปและเข้าสู่สถานะคงตัว

2.2.4 อธิบายการนำเสนอขั้นตอนช่วงเริ่มต้น

(Description of The Proposed Startup Policy)

ก ขั้นตอนไม่ต่อเนื่อง : เลือกขั้นตอนที่ทำให้เกิดปัญหาขณะปฏิบัติการน้อยที่สุด การปฏิบัติจะเกี่ยวข้องกับการเปิดหรือปิดวาล์วตามเวลาที่กำหนด และต้องแน่ใจว่าจะไม่มีความไม่ต่อเนื่องอยู่หลังจากจบขั้นตอนนี้แล้ว

ข ขั้นตอนกึ่งต่อเนื่อง : ขั้นตอนนี้ต้องควบคุมปฏิบัติการให้ดำเนินไปตามเส้นทางที่ให้ค่าที่เหมาะสมที่สุด (Optimal Control Strategy) เพราะว่ามี การเปลี่ยนแปลงทั้งตัวแปรไฮดรอลิกและตัวแปรอุณหภูมิ โดยขั้นตอนนี้จะกำหนดค่าของตัวแปรปรับที่แตกต่างกันในแต่ละช่วงเวลาย่อย (Interval Time) ของขั้นตอนกึ่งต่อเนื่อง ทำให้ค่าของจุดประสงค์ที่เราต้องการได้ค่าที่ดีที่สุด ซึ่งการควบคุมหากลั่นปกติอาจจะไม่เหมาะสม

ค ขั้นตอนต่อเนื่อง : ระบบควบคุมที่ถูกออกแบบสำหรับรักษาค่าตัวแปรภาวะให้อยู่ที่สถานะคงตัวทำงาน

2.2.5 ขั้นตอนปฏิบัติการสำหรับการกำหนดหาขั้นตอนที่เหมาะสมสำหรับการเริ่มต้นกระบวนการ

(Procedure for The Determination of The Appropriate Startup Policy)

- ข้อมูลที่ใช้ :
1. รายละเอียดของหากลั่น
 2. รายละเอียดของการออกแบบที่สถานะคงตัว
 3. รายละเอียดของข้อจำกัดในการทำงาน

ความต้องการ : การออกแบบแผนการทำงานที่ดีสำหรับช่วงเริ่มต้นทั้ง 3 ขั้นตอน

- ขั้นที่ 1. จากประสบการณ์ที่เคยมี ความเข้าใจทางกายภาพ และข้อจำกัดโดยธรรมชาติที่สุด คล้องกับระบบที่ใช้ สร้างวิธีการทำงานสำหรับขั้นตอนไม่ต่อเนื่องอย่างน้อย 1 วิธี
- ขั้นที่ 2. ดำเนินการจำลองกระบวนการเชิงพลวัต สำหรับแต่ละแผนการทำงาน แล้วเลือกแผนที่มีปัญหาการทำงานน้อยที่สุด
- ขั้นที่ 3. สำหรับแผนการทำงานที่เลือกแล้ว ดำเนินการจำลองต่อไปจนหากลั่นเข้าสู่ค่าสุดท้ายของสถานะคงตัวเป็นการสิ้นสุดการจำลองนี้
- ขั้นที่ 4. จากผลการตอบสนองเชิงพลวัตของขั้นที่ 3 ใช้ในการกำหนดจุดสิ้นสุดที่เหมาะสมของขั้นตอนกึ่งต่อเนื่อง
- ขั้นที่ 5. เลือกความยาวของช่วงเวลาย่อยหรือช่วงเวลาภายใน (Interval Times) จะเป็นการกำหนดจำนวนช่วงภายในของขั้นตอนกึ่งต่อเนื่องด้วย

- ขั้นที่ 6. กำหนดฟังก์ชันวัตถุประสงค์และข้อจำกัด จากความรู้ที่ได้ตอนสถานะคงตัวสุดท้ายและข้อจำกัดในทางปฏิบัติ
- ขั้นที่ 7. เลือกตัวแปรปรับและกำหนดค่าในแต่ละช่วงเวลาภายในโดยทำให้ฟังก์ชันวัตถุประสงค์ดีที่สุด
- ขั้นที่ 8. เลือกค่าเริ่มต้นโดยประมาณของตัวแปร
- ขั้นที่ 9. แก้ปัญหาการหาค่าที่เหมาะสมที่สุด ซึ่งใส่แผนการทำงานสำหรับขั้นตอนกึ่งต่อเนื่อง
- ขั้นที่ 10. ทำการจำลองซ้ำอีกครั้งหนึ่งกับแผนการทำงานในขั้นที่ 9 เพื่อยืนยันว่าไม่เกิดความไม่เสถียรภาพทางไฮดรอลิก
- ขั้นที่ 11. ที่จุดสิ้นสุดของขั้นตอนกึ่งต่อเนื่อง เปลี่ยนเป็นระบบควบคุมที่ออกแบบไว้สำหรับรักษาสภาพรอบๆค่าออกแบบที่สถานะคงตัว และจำลองต่อไปจนกระทั่งระบบเข้าสู่สถานะคงตัว แล้วตรวจสอบว่ารูปแบบการทำงานดีกว่าในขั้นที่ 3 หรือไม่

2.3 ธรรมชาติและองค์ประกอบของปัญหาการหาค่าที่เหมาะสมที่สุด

(The Nature and Organization of Optimization Problems)

การหาค่าเหมาะสมที่สุดเป็นเครื่องมือหลักที่มีประโยชน์มากในการตัดสินใจ ที่จะดำเนินการบางประการกับปัญหา เพราะความกว้างขวางหลากหลายของปัญหาเป็นสาเหตุที่ทำให้ยากต่อการตัดสินใจ การก่อสร้าง และการปฏิบัติการ การวิเคราะห์สิ่งต่างๆเหล่านี้สำหรับเครื่องจักรและโรงงานเคมีสามารถจัดการ โดยใช้วิธีของการหาค่าเหมาะสมที่สุดได้

การหาค่าเหมาะสมที่สุดถูกนำมาใช้อย่างแพร่หลายในหลายๆด้าน เช่น ทางวิทยาศาสตร์ วิศวกรรมศาสตร์ หรือทางด้านธุรกิจ ในเชิงกายภาพ หลักการต่างๆของการหาค่าเหมาะสมแสดงและอธิบายถึงปรากฏการณ์ธรรมชาติ จากการมองด้วยสายตาและจากกลศาสตร์แผนเดิม ทางด้านสถิติการหาค่าเหมาะสมที่สุด ได้แก่ ต้องการค่ามากที่สุด สูญเสียน้อยที่สุด และกำลังสองน้อยที่สุด (Least Squares) ขณะที่ทางธุรกิจใช้หาค่ากำไรสูงสุด ต้นทุนต่ำที่สุด ใช้ทรัพยากรที่มีคุ่มค่ามากที่สุด และทำได้ง่ายที่สุด เพื่อพยายามเพิ่มรายได้ให้มากขึ้น

การประยุกต์กับปัญหาทางวิศวกรรมศาสตร์สามารถแสดงได้ดังนี้ มีกระบวนการหนึ่งซึ่งอาจแทนโดยสมการคณิตศาสตร์หรือผลการทดลอง วิศวกรระบุเกณฑ์ปฏิบัติที่ต้องการเกณฑ์หนึ่ง เช่น ต้องการให้ต้นทุนต่ำสุด เป้าหมายของการหาค่าที่เหมาะสมที่สุดก็คือ หาค่าตัวแปรในกระบวนการที่ส่งผลที่ได้เป็นค่าดีที่สุดของการปฏิบัติตามเกณฑ์ที่กำหนด ซึ่งอาจจะไปเกี่ยวข้องกับการกำหนดค่าใช้จ่ายที่ต้องใช้ระหว่างค่าใช้จ่ายในการลงทุนและในการปฏิบัติการ ส่วนประกอบต่างๆที่ได้อธิบายไว้ข้างต้นนี้ จะประกอบกันเป็นปัญหาการหาค่าเหมาะสมที่สุดนั่นเอง

ชนิดของปัญหาในการออกแบบกระบวนการทางวิศวกรรมเคมี หรือการปฏิบัติการของโรงงานมีมากมาย และเป็นไปได้ที่จะมีคำตอบไม่จำกัด การหาค่าเหมาะสมที่สุดเป็นวิธีที่มีประสิทธิภาพมากในการเลือกคำตอบที่ดีที่สุดท่ามกลางกลุ่มคำตอบที่มีหลากหลายเหล่านั้น

2.3.1 วิธีการหาค่าที่เหมาะสมที่สุด (Optimization Method)⁵

วิธีการหาค่าที่เหมาะสมที่สุดมีอยู่ด้วยกันหลายวิธี ขึ้นอยู่กับชนิดของฟังก์ชันจุดประสงค์ (Objective Function) กับข้อจำกัด (Constraints) สามารถแบ่งปัญหาออกเป็น 2 ประเภทใหญ่ได้ ดังนี้ ปัญหาฟังก์ชันจุดประสงค์และข้อจำกัดเป็นแบบเชิงเส้น (Linear Problem) จะใช้ข้อกำหนดวิธีการเชิงเส้น (Linear Programming : LP) ในการแก้สมการหาค่าตอบ และปัญหาฟังก์ชันจุดประสงค์ไม่เป็นเชิงเส้น (Non-Linear Problem) ก็จะใช้ข้อกำหนดวิธีการไม่เป็นเชิงเส้น (Nonlinear Programming : NP) อย่างไรก็ตาม ปัญหาส่วนใหญ่ทางวิศวกรรมเคมี จะมีฟังก์ชันจุดประสงค์และมีข้อจำกัดแบบไม่เป็นเชิงเส้น เช่นเดียวกับปัญหาในงานวิจัยนี้ สำหรับวิธีการหาค่าเหมาะสมที่สุดที่เลือกใช้ในงานวิจัยนี้ คือวิธีการ SQP

2.3.2 ข้อกำหนดวิธีการ SQP

(Successive Quadratic Programming : SQP)

SQP เป็นวิธีที่เหมาะสมเพื่อใช้แก้ปัญหาค่าเหมาะสมที่สุดที่มีข้อจำกัดแบบไม่เป็นเชิงเส้นได้ดี ถ้าปัญหาที่มีคำตอบค่าเหมาะสมที่สุดเป็นจุดอยู่บนยอด (Vertex) ซึ่งส่วนยอดนี้อยู่ในขอบเขตที่เป็นไปได้ (Feasible Region) การใช้ข้อกำหนดวิธีการ SLP (Successive Linear Programming : SLP) จะมีอัตราการลู่เข้าที่ใกล้เคียงกับ SQP เพราะวิธีนี้เลียนแบบวิธีของนิวตัน (Newton's Method) ประยุกต์เข้ากับข้อจำกัดที่มีผลกับขอบเขตที่เป็นไปได้ (Active Constraint) แต่ถ้าคำตอบไม่ได้อยู่บนยอด อัตราการลู่เข้าจะช้า เพราะใช้การประมาณอันดับหนึ่ง ในกรณีนี้ SQP จะมีอัตราการลู่เข้าที่เร็วกว่า เนื่องจากใช้การประมาณอันดับสอง

วิธี SQP มักรู้จักในชื่อ ลำดับขั้น (Sequential) หรือการย้อนกลับทำซ้ำ (Recursive) เป็นการใช้ QP ร่วมกับวิธีของนิวตัน (หรือวิธีของควอซี – นิวตัน : Quasi – Newton Method ในกรณีที่ไม่ต้องการหาอนุพันธ์ของฟังก์ชันหรือหาได้ลำบาก) เพื่อแก้หาค่าตอบตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker สำหรับปัญหาต้นฉบับเดิม ผลที่ได้ก็คือการหาค่าต่ำสุดของการประมาณแบบควอทแดรติก มาเป็นการหาค่าเหมาะสมที่สุดของฟังก์ชัน Lagrangian ตลอดทั้งการประมาณเชิงเส้นกับข้อจำกัด เนื่องจากเหตุนี้กระบวนการชนิดนี้จึงถูกเรียกว่า Projected Lagrangian หรือ Lagrange – Newton

แนวคิดวิธีนี้ พิจารณาข้อจำกัดสมภาพแบบไม่เป็นเชิงเส้นก่อน โดยสมมุติให้ทุกฟังก์ชันมีความต่อเนื่องของอนุพันธ์อันดับที่สอง

$$\begin{aligned} P : \text{ค่าต่ำสุด} \quad & f(x) \\ \text{ข้อจำกัด} \quad & h_i(x) = 0 \quad i = 1, \dots, l \end{aligned} \quad (2.3)$$

หัวข้อต่อไปเราจะขยายถึงใช้กับข้อจำกัดแบบไม่สมภาพ ซึ่งจะดำเนินการคล้ายข้อจำกัดแบบสมภาพ ตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker

$$\begin{aligned} \nabla f(x) + \sum_{i=1}^l v_i \nabla h_i(x) &= 0 \\ h_i(x) &= 0 \quad i = 1, \dots, l \end{aligned} \quad (2.4)$$

เราเขียนในรูปที่กระชับขึ้นได้เป็น $W(x, v) = 0$ ตอนนี้สามารถใช้วิธีของนิวตัน – ราฟสัน (Newton – Raphson Method) แก้หาคำตอบสมการ (2.4) จากจุดนี้เริ่มการคำนวณย้อนกลับทำซ้ำหาค่า (x_k, v_k) ที่การประมาณอันดับหนึ่ง

$$W(x_k, v_k) + \nabla W(x_k, v_k) \begin{bmatrix} x - x_k \\ v - v_k \end{bmatrix} = 0 \quad (2.5)$$

ระบบจะนิยามค่ารอบต่อไปเป็น $(x, v) = (x_{k+1}, v_{k+1})$ โดยที่ ∇W เป็นจาโคเบียนเมทริกซ์ของ W ซึ่งกำหนดว่า $\nabla^2 L(x_k) = \nabla^2 f(x) + \sum_{i=1}^l v_{ki} \nabla^2 h_i(x_k)$ จะเห็นว่าจาโคเบียนเมทริกซ์ประกอบด้วยเฮเซียนเมทริกซ์ของ Lagrangian ที่ x_k กับเวกเตอร์ตัวคูณ Lagrange v_k เราจะเขียนในรูปส่วนประกอบของเฮเซียนเมทริกซ์

$$\nabla W(x_k, v_k) = \begin{bmatrix} \nabla^2 L(x_k) & \nabla h(x_k)^t \\ \nabla h(x_k) & 0 \end{bmatrix} \quad (2.6)$$

ใช้สมการ (2.4) และ (2.6) เราสามารถเขียนสมการ (2.5) ได้ใหม่

$$\begin{aligned} \nabla^2 L(x_k)(x - x_k) + \nabla h(x_k)^t (v - v_k) &= -\nabla f(x_k) - \nabla h(x_k)^t v_k \\ \nabla h(x_k)(x - x_k) &= -h(x_k) \end{aligned} \quad (2.7)$$

แทน $d = x - x_k$ จะเขียนได้ใหม่อีกครั้งเป็น

$$\begin{aligned} \nabla^2 L(x_k)d + \nabla h(x_k)^t v &= -\nabla f(x_k) \\ \nabla h(x_k)d &= -h(x_k) \end{aligned} \quad (2.8)$$

จากระบบสมการนี้เราสามารถแก้หาค่า $(d, v) = (d_k, v_{k+1})$ ถ้ามีคำตอบจัดการให้ $x_{k+1} = x_k + d_k$ และเพิ่มค่า k ขึ้นอีก 1 และย้อนกลับทำซ้ำจนกระทั่ง $d = 0$ ถ้าทำสำเร็จตามขั้นตอนเราจะพบคำตอบตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker สำหรับปัญหา P

ขณะนี้เรานำกระบวนการข้างบนไปใช้กับระบบไปสู่คำตอบตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker โดยแทนฟังก์ชันปัญหา P ด้วยฟังก์ชันปัญหาการหาค่าต่ำสุดของควอดเรติก ดังข้างล่าง

$$QP(x_k, v_k) : \text{ค่าต่ำสุด} \quad f(x_k) + \nabla f(x_k)^t d + \frac{1}{2} d^t \nabla^2 L(x_k) d$$

$$\text{ข้อจำกัด } h_i(x_k) + \nabla h_i(x_k)' d = 0, \quad i = 1, \dots, l \quad (2.9)$$

ข้อสังเกตการเปลี่ยนข้อจำกัดให้เป็นแบบเชิงเส้นหลายๆครั้งของวิธีการ QP เป็นวิธีที่ไม่คลุมเครือ เห็นได้จากประเด็นแรก ถ้ามีคำตอบอยู่จริง เป็นไปตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker และตรงตามสมการ (2.8) ที่ v เป็นชุดของตัวคูณ Lagrange ที่สัมพันธ์กับข้อจำกัดของ QP จะสามารถขยับระบบไปตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker เพื่อหาคำตอบค่าต่ำสุดของ QP ไปตามทางเลือกที่มีได้ประเด็นสอง จากการสังเกต ฟังก์ชันจุดประสงค์ไม่ได้เป็นการประมาณของควอดเรติกสำหรับ $f(x)$ อย่างเดียว แต่รวมพจน์ $\frac{1}{2} \sum_{i=1}^l v_{ki} d' \nabla^2 h_i(x_k) d$ ซึ่งเป็นพจน์แสดงลักษณะของข้อจำกัดด้วย ในความเป็นจริงฟังก์ชัน Lagrangian $L(x) = f(x) + \sum_{i=1}^l v_{ki} h_i(x)$ ก็เป็นฟังก์ชันจุดประสงค์ของ $QP(x_k, v_k)$ จึงสามารถเขียนแบบไม่มีข้อจำกัดได้

$$\text{ค่าต่ำสุด} \quad L(x_k) + \nabla_x L(x_k)' d + \frac{1}{2} d' \nabla^2 L(x_k) d \quad (2.10)$$

สังเกตสมการ (2.10) แสดงถึงการประมาณของอนุกรมเทย์เลอร์อันดับสองสำหรับฟังก์ชัน Lagrangian L เป็นการสนับสนุนพฤติกรรมของอัตราการลู่เข้าควอดเรติกในความไม่เป็นเชิงเส้นของข้อจำกัดโดยเฉพาะ

เพิ่มส่วนข้อจำกัดแบบไม่สมภาพ :

พิจารณารวมเอาข้อจำกัดแบบไม่สมภาพ (Inequality Constraints) $g_i(x) \leq 0$, $i = 1, \dots, m$ เข้ากับปัญหา P โดย g_i มีความต่อเนื่องในการหาอนุพันธ์อันดับสองสำหรับข้อจำกัดที่ $i = 1, \dots, m$ ปรับปัญหาได้ใหม่ดังสมการข้างล่าง

$$\begin{aligned} P: \text{ค่าต่ำสุด} & \quad f(x) \\ \text{ข้อจำกัด} & \quad g_i(x) \leq 0 \quad i = 1, \dots, m \\ & \quad h_i(x) = 0 \quad i = 1, \dots, l \end{aligned} \quad (2.11)$$

สำหรับตัวอย่างนี้ มีการย้อนกลับทำซ้ำหาค่า (x_k, u_k, v_k) โดยที่ $u_k \geq 0$ และ v_k เป็นค่าประมาณของตัวคูณ Lagrange สำหรับข้อจำกัดแบบไม่สมภาพและสมภาพ ตามลำดับ เราเพิ่มส่วนนี้เข้าไปโดยตรงในสมการ (2.9) ตามวิธีของปัญหา QP

$$\begin{aligned} QP(x_k, u_k, v_k): \text{ค่าต่ำสุด} & \quad f(x_k) + \nabla f(x_k)' d + \frac{1}{2} d' \nabla^2 L(x_k) d \\ \text{ข้อจำกัด} & \quad g_i(x_k) + \nabla g_i(x_k)' d \leq 0 \quad i = 1, \dots, m \\ & \quad h_i(x_k) + \nabla h_i(x_k)' d = 0 \quad i = 1, \dots, l \end{aligned} \quad (2.12)$$

โดยที่ $\nabla^2 L(x_k) = \nabla^2 f(x_k) + \sum_{i=1}^m u_{ki} \nabla^2 g_i(x_k) + \sum_{i=1}^l v_{ki} \nabla^2 h_i(x_k)$ ทำนองเดียวกันกับปัญหาที่มีแต่ข้อจำกัดสมภาพ ตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker เราหาตัวคูณ Lagrange ได้ดังสมการ

$$\nabla f(x_k) + \nabla^2 L(x_k)d + \sum_{i=1}^m u_i \nabla g_i(x_k) + \sum_{i=1}^l v_i \nabla h_i(x_k) = 0 \quad (2.13ก)$$

$$u_i [g_i(x_k) + \nabla g_i(x_k)^T d] = 0 \quad i = 1, \dots, m \quad (2.13ข)$$

$$u \geq 0 \quad v : \text{ไม่จำกัด} \quad (2.13ค)$$

เนื่องจากเหตุนี้ เราใช้ d_k แก้หาคำตอบ $QP(x_k, u_k, v_k)$ กับตัวคูณ Lagrange u_{k+1} และ v_{k+1} แล้ว ถ้า $d_k = 0$ เราจะได้คำตอบ x_k กับ (u_{k+1}, v_{k+1}) ตามเงื่อนไข Kuhn – Tucker สำหรับปัญหาดังเดิม P ในอีกประการหนึ่ง เรากำหนดให้ $x_{k+1} = x_k + d_k$ ก่อน แล้วค่อยเพิ่มค่า k ขึ้นอีก 1 และวนกลับไปทำกระบวนการเดิมซ้ำอีก

2.4 การสร้างระบบควบคุม

2.4.1 การเลือกโครงสร้างการควบคุม (Selection of Controller Structure)⁷

ในการทำงานกับการออกแบบระบบควบคุมสำหรับหลายตัวแปร จะเกี่ยวกับวิธีการควบคุม โครงสร้างการควบคุม และบางครั้งโครงสร้างการควบคุมก็สามารถปรับเปลี่ยนไปเป็นโครงสร้างอื่นได้ นั้นหมายถึงเป็นการเลือกและจับคู่ระหว่างตัวแปรที่ถูกควบคุมกับตัวแปรปรับจากหลายๆ ทางเลือก เพื่อให้เป็นระบบควบคุมที่สมบูรณ์ ในแง่ของวิธีการควบคุมก็คือ หลักการทำงานของกระบวนการที่ถูกกำหนดให้เป็นไปตามฟังก์ชันจุดประสงค์ ยกตัวอย่างเช่น ถ้ากระบวนการต้องการความบริสุทธิ์ของกระแสผลิตภัณฑ์ฐานหอ อาจจะใช้ความร้อนจากเครื่องต้มฆ่าเป็นตัวทำให้สารปนเปื้อนออกไป ทางเลือกทางหนึ่งของการควบคุม อาจใช้อัตราการไหลของสารป้อนย้อนกลับและความร้อนจากเครื่องต้มฆ่าควบคุมผลิตภัณฑ์ยอดหอและฐานหอได้ เป็นโครงสร้างแบบ R-V หรืออีกทางเลือกหนึ่งอาจใช้แบบ D-V โดยจะเป็นอัตราการไหลของส่วนที่กลั่นได้ควบคุมผลิตภัณฑ์ยอดหอแทน

วิธีออกแบบสำหรับการควบคุมหลายตัวแปร แบ่งเป็น ปัจจัยต่างๆ ของวิธีที่ใช้ โครงสร้างการควบคุม และการจับคู่ของตัวแปร โดยสมมุติฐานที่ใช้ถือว่าระบบของกระบวนการไม่เปลี่ยนแปลงตามแบบแผนการควบคุม เพราะว่าสำหรับวิศวกรการควบคุมมักจะออกแบบกระบวนการที่มีอยู่แล้ว ซึ่งจริงๆ แล้วอาจจะเป็นกระบวนการใหม่ก็ได้

2.4.2 หลักการออกแบบการควบคุม (Control Design Principles)

ขอบเขตเรื่องการควบคุมกระบวนการ สามารถแสดงได้โดยขั้นตอนการหาคำตอบทางคณิตศาสตร์ สำหรับการวิเคราะห์และออกแบบได้ การออกแบบที่มีประสิทธิภาพนั้น ต้องพิจารณาการออกแบบการควบคุมกระบวนการ การนิยามจุดประสงค์ของระบบควบคุม ความเข้าใจในกระบวนการและการจำลองพฤติกรรมเชิงพลวัตทั้งหมดนี้ประกอบเข้าด้วยกัน จึงจะสามารถหาโครงสร้างที่เหมาะสมได้

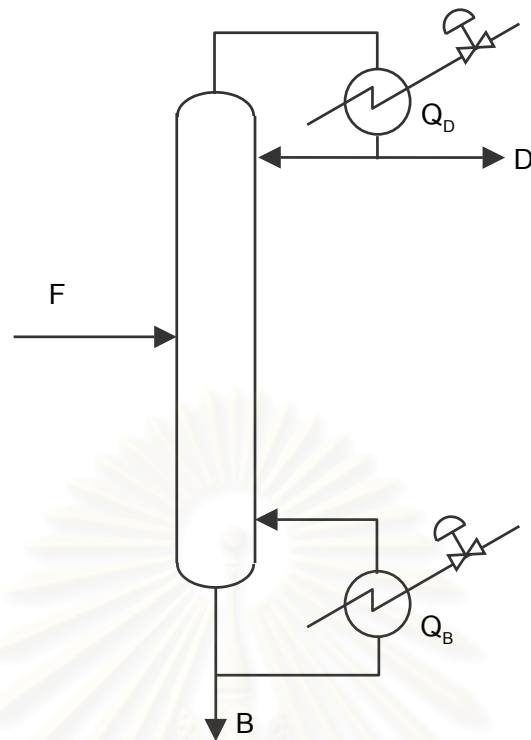
การนิยามและความเข้าใจถึงจุดประสงค์ของระบบควบคุมควรได้จากความร่วมมือระหว่างวิศวกรควบคุม วิศวกรกระบวนการ และเจ้าหน้าที่โรงงาน มากกว่าที่แต่ละฝ่ายแยกกันทำ เพราะจะทำให้มีจุดประสงค์หลายแนวทาง ตัวอย่างเช่น วิศวกรควบคุมอาจจะออกแบบระบบที่ซับซ้อนเพื่อกำจัดสิ่งรบกวนได้มากหลายอย่างและได้ผลดีที่สุดเท่าที่เป็นไปได้ แต่วิศวกรกระบวนการไม่ต้องการผลถึงขนาดนั้น เพราะจะทำให้ขั้นตอนการปฏิบัติงานยุ่งยากและซับซ้อนเกินไป ความเข้าใจในกระบวนการเป็นหัวใจสำคัญที่จะนำไปสู่ความสำเร็จในการออกแบบ และการจำลองพฤติกรรมเชิงพลวัตช่วยทำให้สามารถสร้างและเห็นผลการทำงานของโครงสร้างการควบคุมแต่ละแบบได้อย่างรวดเร็ว โดยหลักการออกแบบมีดังต่อไปนี้

- นิยามจุดประสงค์ของระบบควบคุมและธรรมชาติของสิ่งรบกวน
- เข้าใจหลักการการทำงานของกระบวนการในภาพของพฤติกรรมเชิงพลวัต
- เสนอโครงสร้างการควบคุมที่ตรงกับจุดประสงค์และลักษณะของกระบวนการ
- กำหนดตัวควบคุมและทำการจำลองพฤติกรรมกับโครงสร้างที่เสนอต่อสิ่งรบกวนที่คาดว่าจะมี

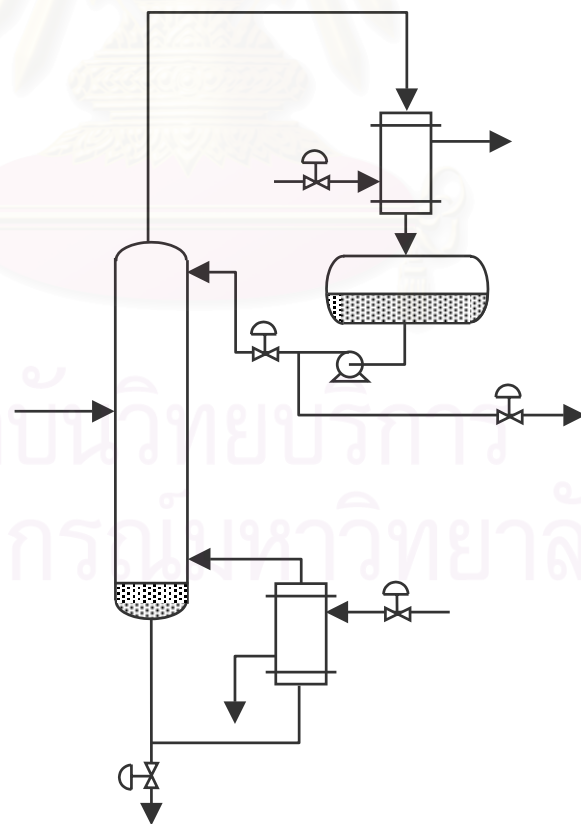
2.4.3 ตัวแปรปรับ (Manipulative Variables)

เมื่อวิศวกรกระบวนการได้ทำงานกับสายการผลิตหรือศึกษาจากการจำลองพฤติกรรมของหอกลับที่สถานะคงตัว ก็จะต้องทราบจำนวนตัวแปรแน่นอนที่ต้องกำหนดหรือควบคุมเพื่อกำหนดค่าตอบแก่ระบบ ยกตัวอย่างเช่น ต้องการผลิตภัณฑ์ 2 อย่างจากหอกลับก็ต้องมีข้อกำหนด 2 ข้อเช่นกัน (เช่น ส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์ และการกักเก็บคืนของสาร) ซึ่งสามารถกำหนดได้จาก 2 ตัวแปรปรับอย่างเช่น ปริมาณความร้อนจากเครื่องต้มซ้ำและปริมาณความร้อนที่เครื่องควบแน่นดึงออกไปให้เป็นไปตามที่กำหนดไว้และสอดคล้องกับดุลมวลสารและดุลพลังงานที่สถานะคงตัวด้วย จากรูปที่ 2.4 มีหอกลับชนิดให้ผลิตภัณฑ์ 2 ทางมีองศาอิสระสถานะคงตัว (Steady state degree of freedom) เท่ากับ 2 ดังนั้นต้องการตัวแปรปรับเพื่อการควบคุม 2 ตัวเช่นกัน

แต่เมื่อตรวจสอบโดยวิศวกรควบคุม จำนวนตัวแปรปรับจะถูกนับจากจำนวนวาล์วควบคุมด้วยเหตุนี้จำนวนตัวแปรปรับเพิ่มจาก 2 มาเป็น 5 ตัวแปรดังรูปที่ 2.5 สามตัวแปรใหม่ที่เพิ่มขึ้นมาเพื่อควบคุมตัวแปรของกระบวนการโดยรวม (เช่น ระดับของเหลวหรือความดันของหอกลับ) ซึ่งไม่ได้คงที่ที่สถานะคงตัวโดยดุลมวลสารและพลังงาน ตัวแปรปรับทั้ง 3 ตัวที่เพิ่มขึ้นมาถูกใช้ในกระบวนการจริงๆ จัดเป็นชนิดตัวแปรปรับเชิงพลวัตสำหรับ 3 องศาอิสระเชิงพลวัต (Dynamic degree of freedom)



รูปที่ 2.4 หอกลับแบบให้ผลิตภัณฑ์ 2 ทางกับ 2 องศาอิสระสถานะคงตัว



รูปที่ 2.5 หอกลับแบบให้ผลิตภัณฑ์ 2 ทางกับ 5 ตัวแปรปรับสำหรับการควบคุม

เมื่อพิจารณา 5 ตัวแปรปรับในรูปที่ 2.5 จะเห็นว่า 2 ตัวแปรในรูปที่ 2.4 เป็นส่วนย่อยของ 5 ตัวแปรนั้น อย่างไรก็ตาม ปริมาณความร้อนที่ให้หรือรับแก่กระบวนการ ก็ไม่จำเป็นต้องเป็นตัวแปรปรับสถานะคงตัว ในความเป็นจริงมีแบบแผนการควบคุมมากมายที่ใช้ปริมาณความร้อนที่เครื่องควบแน่นดึงออกเป็นตัวควบคุมความดันมากกว่าควบคุมส่วนประกอบของผลิตภัณฑ์ ด้วยเหตุนี้เราอาจสมมุติได้ว่ามีตัวแปรปรับเพียง 3 ใน 5 ที่เหมาะกับการควบคุมระดับของเหลวและความดัน

ที่กล่าวมา จะพบว่าตัวแปรจะเป็นการปรับวาล์ว แต่ที่จริงไม่ได้มีตัวเลือกเพียงแค่วาล์ว ตัวอย่างเช่น หอกลับมากมายใช้อัตราส่วนป้อนกลับเป็นตัวแปรปรับความดัน และระดับของเหลวหรือส่วนประกอบผลิตภัณฑ์ ถ้าเราใช้อัตราส่วนเชื่อมความสัมพันธ์แบบเชิงเส้นกับตัวแปรอื่น ทางเลือกของตัวแปรปรับจะมีให้พิจารณาได้หลากหลายสำหรับหอกลับ 2 ผลิตภัณฑ์ทั่วไป อย่างไรก็ตาม องศาอิสระสถานะคงตัวและพลวัตต้องเป็น 2 และ 3 ตามลำดับ

2.4.4 วิธีการเลือกโครงสร้างการควบคุม

(Methodology for Selection of Controller Structure)

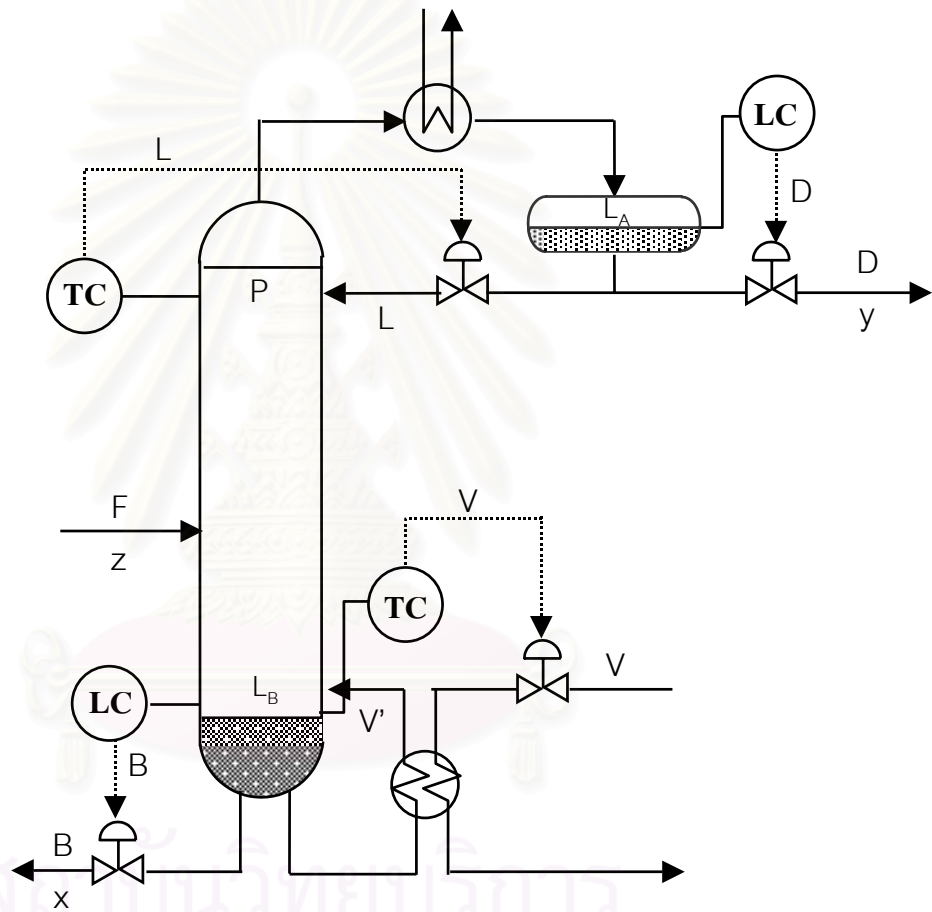
แบบแผนการควบคุมมีเพื่อให้ได้ผลประโยชน์ทางเศรษฐศาสตร์ตามที่ต้องการ กล่าวคือ ควบคุมองค์ประกอบของผลิตภัณฑ์และอัตราการผลิตให้ได้ตามที่กำหนด ส่วนการควบคุมระดับของเหลวของถังเก็บสารป้อนกลับหรือที่กั้นหอและการควบคุมความดันภายในกระบวนการดูเหมือนไม่มีส่วนเกี่ยวข้อง แต่ในเชิงปฏิบัติแล้วการควบคุมเหล่านี้มีความยุ่งยากมากและมีผลกระทบกับการควบคุมองค์ประกอบด้วย ดังนั้นจึงมีความเกี่ยวข้องทางอ้อม วิธีการเลือกโครงสร้างเครื่องควบคุมมีดังต่อไปนี้

- นับจำนวนวาล์วในกระบวนการ เพื่อกำหนดองศาอิสระทั้งหมดสำหรับควบคุม
- นิยามจากสถานะคงตัว วิเคราะห์หาองศาอิสระสถานะคงตัว
- ลบองศาอิสระสถานะคงตัวออกจากองศาอิสระทั้งหมด เพื่อบริหารจำนวนวงควบคุมที่ ต้องมี ซึ่งน่าจะใกล้เคียงกับจำนวนวาล์วควบคุม
- ออกแบบการควบคุมความดันและระดับของเหลว และทดสอบกำจัดสิ่งรบกวน
- ออกแบบการควบคุมองค์ประกอบอิงกับความต้องการปริมาณกระแสของผลิตภัณฑ์
- ออกแบบการควบคุมหาค่าเหมาะสมที่สุด (Optimizing controls) กับตัวแปรที่เหลืออยู่

2.4.5 ลักษณะโครงสร้างการควบคุม (Controller Structure Types)⁸

ก. โครงสร้างการควบคุมหอกกลับ L,V

โครงสร้างการควบคุมนี้มักนิยมใช้ควบคุมกับหอกกลับทั่วไป โดยกระแสกลับไหลกลับ (L) จะควบคุมส่วนผสมผลิตภัณฑ์ยอดหอ (y) หรืออุณหภูมิยอดหอ ส่วนกระแสไอน้ำ (V) จะควบคุมส่วนผสมผลิตภัณฑ์ฐานหอ (x) หรืออุณหภูมิฐานหอ กระแสการกลับ (D) จะควบคุมระดับในถังรองรับของเหลวยอดหอ (L_A) อัตราการไหลผลิตภัณฑ์ฐานหอ (B) ควบคุมระดับของเหลวฐานหอ (L_B) แผนผังการติดตั้งโครงสร้างการควบคุม LV แสดงในรูปที่ 2.6



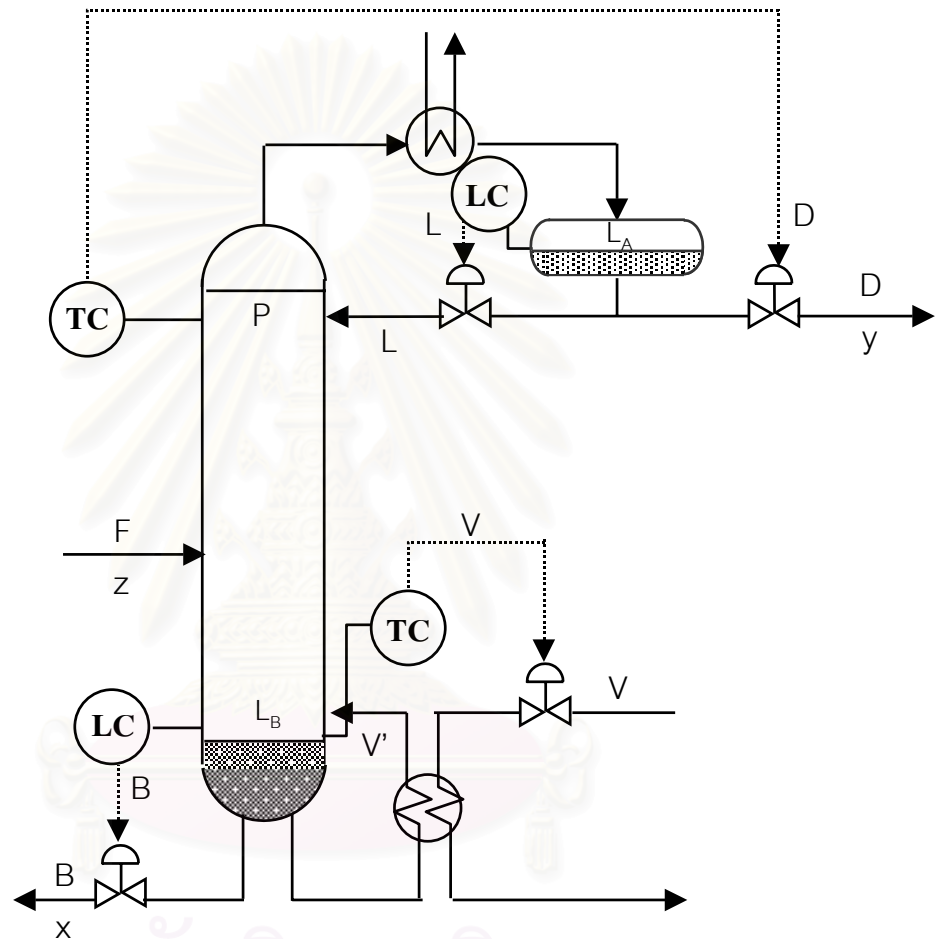
รูปที่ 2.6 การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกกลับ LV

แบบจำลองพลวัตที่จะใช้อธิบายพฤติกรรมของแต่ละโครงสร้าง จะเป็นแบบ 2 ตัวแปรควบคุม 2 ตัวแปรรับ ในรูปแบบเมทริกซ์ 2×2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างตัวแปรควบคุมกับตัวแปรรับ และตัวแปรควบคุมกับตัวแปรรบกวน เช่น โครงสร้างการควบคุม LV

$$\begin{bmatrix} y \\ x \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{yL}^{LV} & G_{yV}^{LV} \\ G_{xL}^{LV} & G_{xV}^{LV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L \\ V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{yF}^{LV} & G_{yz}^{LV} \\ G_{xF}^{LV} & G_{xz}^{LV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ z \end{bmatrix} \quad (2.14)$$

ข. โครงสร้างการควบคุมหอกลับ D,V

ดังรูปที่ 2.7 โครงสร้างวงควบคุมยอดหอจะมีลักษณะต่างจากโครงสร้าง L,V โดย อัตราการไหลกระแสกลับ (D) จะควบคุมส่วนผสมผลิตภัณฑ์ยอดหอ (y) ส่วนอัตราการไหลไอน้ำ (V) ควบคุมส่วนผสมผลิตภัณฑ์ฐานหอ (x) อัตราการกลับไหลกลับ (L) ควบคุมระดับในถังพักรองรับของเหลว (L_A) อัตราไหลผลิตภัณฑ์ฐานหอ (B) ควบคุมระดับของเหลวฐานหอ (L_B)



รูปที่ 2.7 การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกลับ D,V

แบบจำลองพลวัตของโครงสร้างการควบคุม D,V คือ

$$\begin{bmatrix} y \\ x \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{yD}^{DV} & G_{yV}^{DV} \\ G_{xD}^{DV} & G_{xV}^{DV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} D \\ V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{yF}^{DV} & G_{yz}^{DV} \\ G_{xF}^{DV} & G_{xz}^{DV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ z \end{bmatrix} \quad (2.15)$$

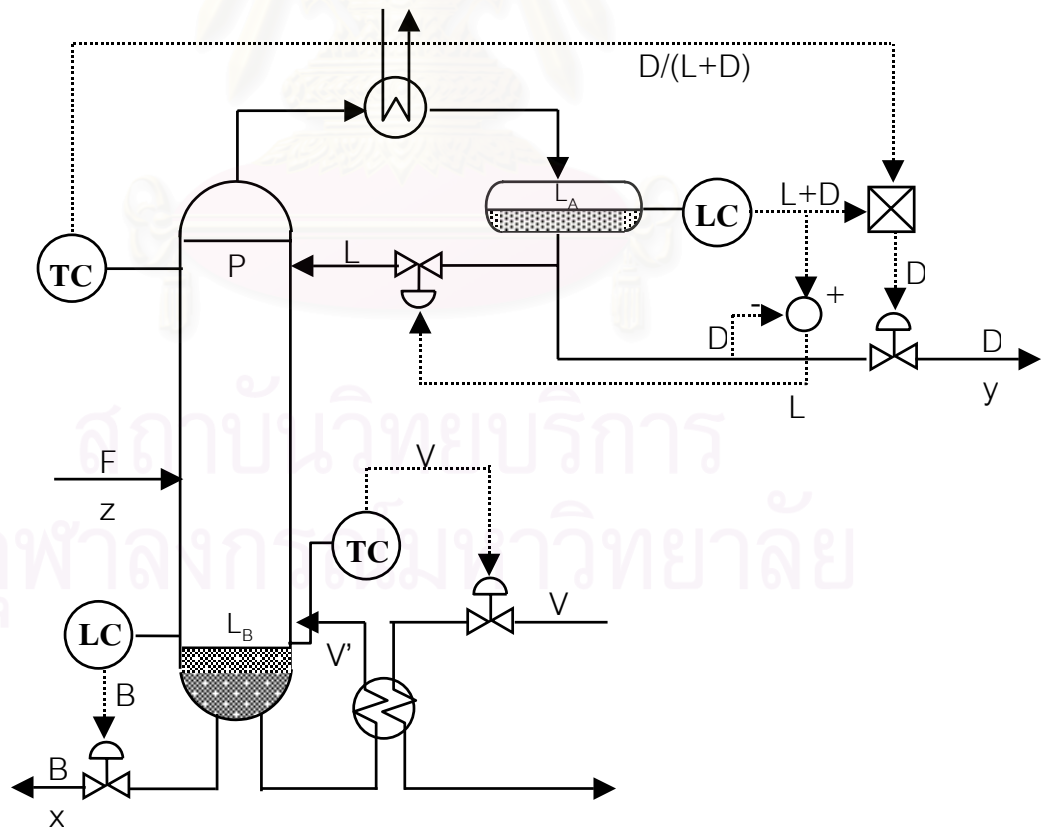
ค. โครงสร้างการควบคุมหอกลับ D/(L+D),V

พัฒนาโดย C.J.Ryskamp ดังในรูปที่ 2.8 ตัวควบคุมของวงควบคุม y จะส่งสัญญาณขาออกอัตราส่วน $D/(L+D)$ ไปยังหน่วยคูณ (Multiply unit) หน่วยคูณก็จะรับสัญญาณ

ขาเข้า L+D อีกหนึ่งตัวซึ่งเป็นสัญญาณขาออกของตัวควบคุมระดับถังพักของเหลวอดหอ ทั้งสองสัญญาณจะคูณกันได้สัญญาณขาออกจากหน่วยคูณ D ไปปรับวาล์วควบคุมกระแสการกลั่น ขณะเดียวกัน เมื่อมีการเปลี่ยนแปลงของกระแสการกลั่น D ก็จะไปลบจากสัญญาณขาออกของตัวควบคุมระดับถังพักของเหลวอดหอ L+D ที่หน่วยซับแทรกเตอร์ (Subtractor unit) ซึ่งเป็นตัวดีคอปเปลอร์ ได้ผลลัพธ์ L เป็นสัญญาณขาออกไปปรับวาล์วควบคุมกระแสกลั่นไหลกลับ อัตราการขยายของตัวซับแทรกเตอร์เท่ากับอัตราส่วนระหว่างช่วง (Range) ของเครื่องวัดอัตราการไหลของกระแสการกลั่น (D) กับเครื่องวัดอัตราการไหลของกระแสกลั่นไหลกลับ (L) จะเห็นได้ว่า สัญญาณขาออกจากตัวควบคุมระดับถังพักของเหลวอดหอ จะทำการปรับทั้งวาล์วควบคุมกระแสกลั่นไหลกลับและกระแสการกลั่น เพื่อให้ D/(L+D) คงที่ ส่วนระบบควบคุมฐานหอ เครื่องควบคุมส่วนผสมผลิตภัณฑ์ฐานหอ (x) จะส่งสัญญาณ V ไปปรับวาล์วควบคุมกระแสไอน้ำ ส่วนตัวควบคุมระดับของเหลวฐานหอ (L_B) จะส่งสัญญาณควบคุม B ไปปรับวาล์วควบคุมกระแสผลิตภัณฑ์ฐานหอ (B) แบบจำลองพลวัตของโครงสร้างการควบคุม D/(L+D),V

$$\begin{bmatrix} y \\ x \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{yR}^{RV} & G_{yV}^{RV} \\ G_{xR}^{RV} & G_{xV}^{RV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} R \\ V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{yF}^{RV} & G_{yz}^{RV} \\ G_{xF}^{RV} & G_{xz}^{RV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ z \end{bmatrix} \quad (2.16)$$

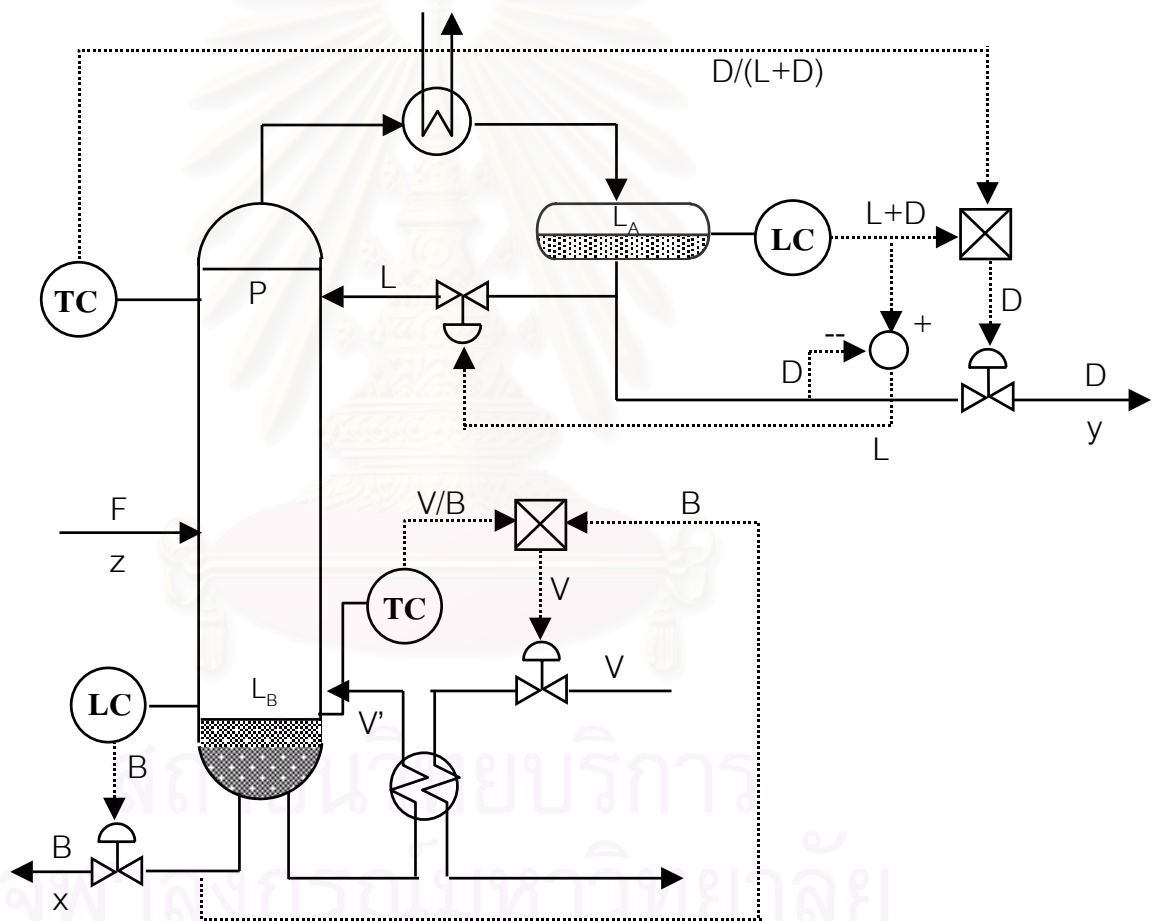
เมื่อ R คือ D/(L+D)



รูปที่ 2.8 การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกลั่น D/(L+D),V

ง. โครงสร้างการควบคุมหอกลับ D/(L+D),V/B

Takamutsu, Hashimoto และ Shinsky ได้พัฒนาจากโครงสร้างการควบคุม D/(L+D),V ของ C.J.Ryskamp ซึ่งวงควบคุมส่วนผสมผลิตภัณฑ์ยอดหอ (y) และระดับรองรับของเหลวยอดหอ (L_A) เหมือนกับโครงสร้างของ D/(L+D),V แตกต่างกันที่ระบบควบคุมฐานหอ โดยที่ตัวควบคุมส่วนผสมผลิตภัณฑ์ฐานหอ (x) จะส่งสัญญาณขาออก V/B ออกไปยังหน่วยคูณ ซึ่งหน่วยคูณจะรับสัญญาณ B จากเครื่องวัดอัตราการไหล ได้สัญญาณขาออกของหน่วยคูณเป็น V ส่งไปปรับวาล์วควบคุมกระแสไอน้ำเข้าเครื่องต้มซ้่า ส่วนตัวควบคุมระดับของเหลวฐานหอจะส่งสัญญาณขาออก B ไปปรับวาล์วควบคุมอัตราการไหลกระแสผลิตภัณฑ์ฐานหอแผนผังการติดตั้งแสดงดังรูปที่ 2.9



รูปที่ 2.9 การติดตั้งของโครงสร้างการควบคุมหอกลับ D/(L+D),V/B

แบบจำลองพลวัตของโครงสร้างการควบคุม D/(L+D),V/B คือ

$$\begin{bmatrix} y \\ x \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{yR}^{RV'} & G_{yV}^{RV'} \\ G_{xR}^{RV'} & G_{xV}^{RV'} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} R \\ V' \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{yF}^{RV'} & G_{yz}^{RV'} \\ G_{xF}^{RV'} & G_{xz}^{RV'} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ z \end{bmatrix} \quad (2.17)$$

โดยที่ R คือ $D/(L+D)$

V' คือ V/B

2.5 แบบจำลองคณิตศาสตร์ที่ใช้ในกลุ่มโปรแกรม Aspen

2.5.1 แบบจำลองหอกกลั่นแบบเบตบรจ^{13,14,15}

ก. การคำนวณการถ่ายเทมวลสาร

การคำนวณสำหรับเบตบรจจะคล้ายกับแบบขั้น โดยใช้แนวคิดของความสูงเทียบเท่าขั้น (Height Equivalent of a Theoretical Plate : HETP) เพื่อหาจำนวนขั้นที่ต้องการทางทฤษฎี

$$HETP = \frac{\text{packed height}}{\text{number of stages}} \quad (2.18)$$

หรือถ้ารู้ค่าความกว้างของขั้น ก็สามารถหาได้จาก

$$HETP = 100 \times \frac{S}{E} \quad (2.19)$$

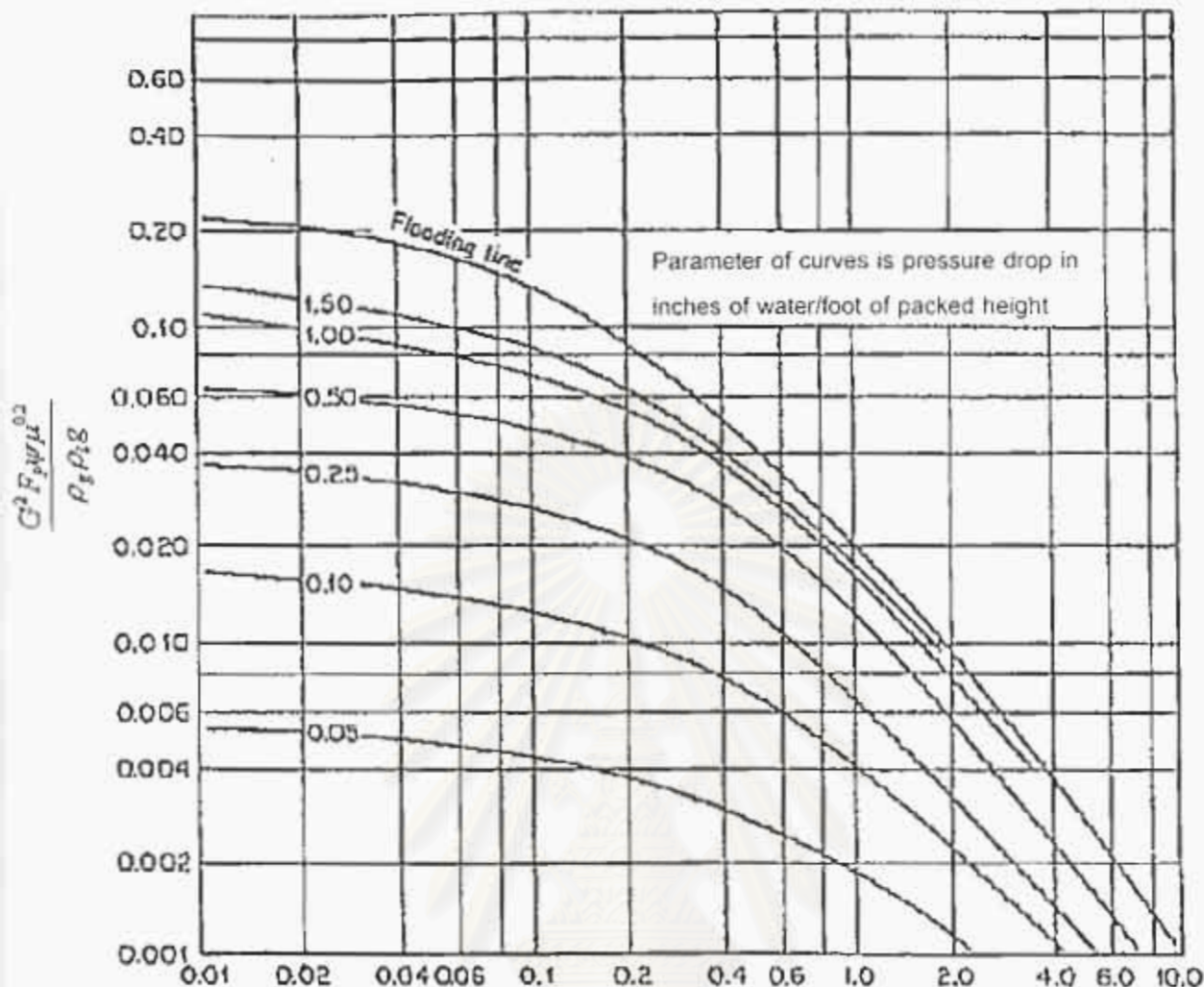
ที่ S = ค่าความกว้างของขั้น และ E = เปอร์เซ็นต์ประสิทธิภาพของขั้น จากหลักการนี้จะทำนายผลโดยใช้แบบจำลองของหอกกลั่นแบบขั้น โดยความสูงของเบตตลอดหอกกลั่นถูกแบ่งเป็นช่วงๆ ในแต่ละช่วงคิดเทียบเท่ากับ 1 ขั้น

ข. การคำนวณทางไฮดรอลิก (สถานะคงตัว)^{17,18}

ข.1) ความดันลด (Pressure Drop) : ตามมาตรฐานอุตสาหกรรมสำหรับการทำนายจุดท่วม (Flood points) และความดันลดสำหรับเบตบรจแบบส้อม มักใช้แผนภาพสหสัมพันธ์ทั่วไปของความดันลดโดย Eckert (Generalized Pressured Drop Correlation : GPDC) ดังรูปที่ 2.10 มากกว่าแผนภาพ GPDCอื่นๆ ดังเช่น Strigle เป็นต้น

ข.2) ของเหลวค้าง (Liquid Holdup : h_L)¹⁴ : ของเหลวค้างช่วงเหนือจุดไหล (Loading Point) ได้รับอิทธิพลมาจากการไหลของไอ เกิดแรงเสียดทานระหว่างไอและของเหลวไปหน่วงความเร็วของพื้นผิวฟิล์มของของเหลว และในทางกลับกันทำให้ความหนาของฟิล์มและความดันลดเพิ่มขึ้น อย่างไรก็ตาม ความสำคัญอยู่ที่ความแตกต่างของความดัน (Pressure Gradient) อาจเพิ่มขึ้นตลอดช่วงความสูงของหอกก็เป็นไปได้ เมื่อของเหลวไหลลงมาในเบต ทำให้ความดันสถิต (Static Pressure) ในหอกกลั่นเพิ่มขึ้นตามไปด้วย

ความสัมพันธ์ของความแตกต่างความดันกับการเพิ่มปริมาณของของเหลวค้าง แสดงในรูปที่ 2.11 การสร้างกราฟรูปนี้เป็นไปตามความสัมพันธ์พื้นฐานสำหรับการค้างเหนือจุดไหล แพกเตอร์ 20 และกำลัง 2 ในสมการ (2.20)¹⁴ นั้นได้มาจากข้อมูลการทดลอง อย่างไรก็ตามควรมีการประมาณค่าแพกเตอร์สำหรับชนิดเบตบรจทุกชนิด



$$\frac{L}{G} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{1/2}$$

L = liquid rate, lb/s, ft²

μ = viscosity of liquid, centipoise (cP)

G = gas rate, lb/s, ft²

ψ = ratio, $\frac{\text{Density of water}}{\text{Density of liquid}}$

ρ_L = liquid density, lb/ft³

g = gravitational constant = 32.2

ρ_G = gas density, lb/ft³

F_p = packing factor, m⁻¹

รูปที่ 2.10 สหสัมพันธ์ทั่วไปของความดันลดสำหรับเบตบบรรจุโดย Eckert¹³

$$\frac{\text{millimeters of water}}{\text{meter of packed height}} = 83.31 \cdot \frac{\text{inches of water}}{\text{foot of packed height}}$$

$$h_t = \frac{V_L}{V} = h_{L0} \cdot \left(1 + 20 \left(\frac{\Delta p_{ur}}{H \rho_L g} \right)^2 \right) \quad (2.20)$$

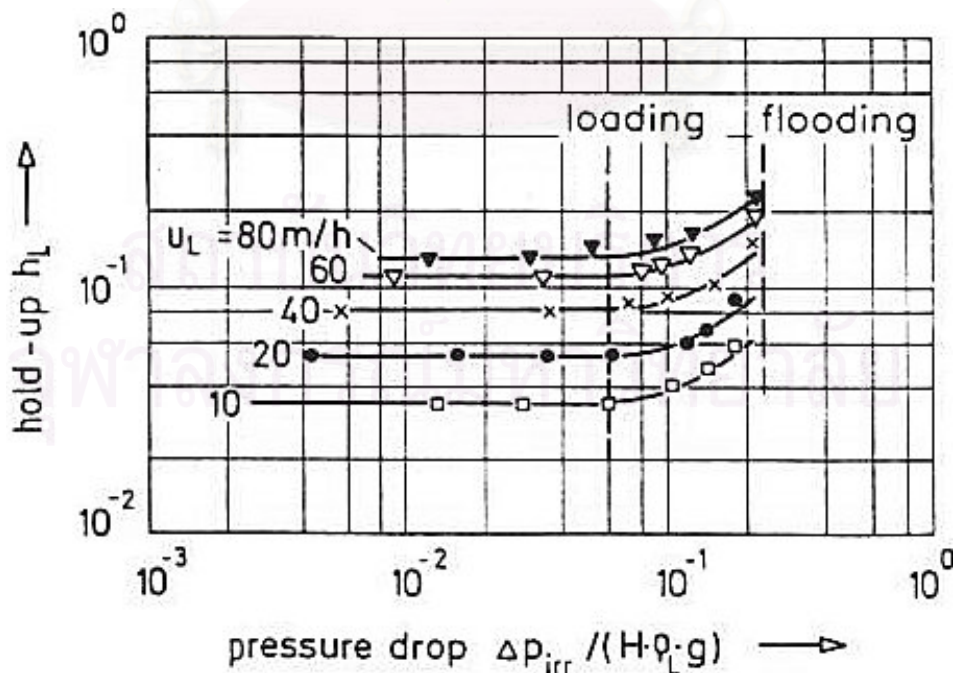
h_t : ของเหลวค้างเหนือจุดไหลต (m³/m³)

- V_L : ปริมาตรของเหลว (m^3)
 V : ปริมาตรของเบดบรรจุ (m^3)
 h_{Lo} : ของเหลวค้างใต้จุดไหล (m^3/m^3)
 Δp_{irr} : ความดันลดขณะเบดเปียก (N/m^2 หรือ Pa)
 H : ความสูงของเบดบรรจุ (m)
 ρ_L : ความหนาแน่นของของเหลว (kg/m^3)
 g : ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วง (m/s^2)

ของเหลวค้างใต้จุดไหล คือการที่ของเหลวติดค้างอยู่บนผิวของแข็งหรือเบด ดังนั้น สิ่งที่มีอิทธิพลกับการค้างของของเหลวควรเป็นค่าแรงตึงผิว ค่าความหนืดของเหลว และการไหลของของเหลว จึงอธิบายได้ด้วยอิทธิพลจากของเหลวดังสมการ (2.21)¹⁴

$$h_{Lo} = 0.93 \left(\frac{u_L^2 a}{g} \right)^{1/6} \left(\frac{\eta_L^2 a^3}{\rho_L^2 g} \right)^{1/10} \left(\frac{\sigma a^2}{\rho_L g} \right)^{1/8} \quad (2.21)$$

- u_L : ความเร็วตามผิวของของเหลว
 (Superficial Velocity of Liquid, m/s)
 η_L : ความหนืดเชิงพลวัต (Dynamic Viscosity, kg/m.s)
 a : พื้นที่จำเพาะของเบดบรรจุ
 (Specific Area of a Packing, m^{-1})
 σ : แรงตึงผิว (Surface Tension, N/m)



รูปที่ 2.11 ความสัมพันธ์ของความดันลดไร้หน่วยกับของเหลวค้าง¹⁴

ความดันลดขณะเบดเปียกดังสมการ (2.22) แต่ในช่วงเบดเปียกและเกิดของเหลวค้าง มีการเปลี่ยนแปลงหลายอย่างจากช่วงภาวะที่เบดแห้ง ได้แก่

- การลดลงของความพรุน
- เส้นผ่านศูนย์กลางของเบดเพิ่มขึ้น
- ค่าแฟกเตอร์ความเสียดทานของเบดเปลี่ยนไป
- ความแตกต่างของความเร็วเพิ่มขึ้น

ของเหลวค้างในเบดไม่มีอิทธิพลต่อรูปร่างของเบด ดังนั้นการประมาณค่าแฟกเตอร์ความเสียดทานจากสมการ (2.24) ไม่เปลี่ยนแปลง แต่เส้นผ่านศูนย์กลางของเบดเพิ่มขึ้น ซึ่งมีสาเหตุมาจากของเหลวค้าง ด้วยเหตุนี้ค่า Re จะสูงขึ้นและมีผลทำให้ค่าแฟกเตอร์ความเสียดทานลดลง จึงต้องมีตัวแปรค่าคงที่ c มาปรับค่าค่าแฟกเตอร์ความเสียดทานให้ถูกต้องตามภาวะเบดเปียกดังสมการ (2.25)¹⁴

$$\frac{\Delta p_{irr}}{\Delta p_d} = \left(\frac{1 - \varepsilon(1 - h_L / \varepsilon)}{1 - \varepsilon} \right)^{(2+c)/3} (1 - h_L / \varepsilon)^{-4.65} \quad (2.22)$$

$$\frac{\Delta p_d}{H} = \frac{3}{4} \zeta_o \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^{4.65}} \rho_G u_G^2 \frac{1}{d_p} \quad (2.23)$$

$$\zeta_o = \frac{C_1}{Re} + \frac{C_2}{Re^{1/2}} + C_3 \quad (2.24)$$

$$c = \frac{1}{\zeta_o} \left(-\frac{C_1}{Re} - \frac{C_2}{2Re^{1/2}} \right) \quad (2.25)$$

Δp_d : ความดันลดขณะเบดแห้ง (N/m² หรือ Pa)

Δp_{irr} : ความดันลดขณะเบดเปียก (N/m² หรือ Pa)

ζ_o : แฟกเตอร์ความเสียดทาน (Friction Factor)

ρ_G : ความหนาแน่นของของไอ (kg/m³)

u_G : ความเร็วตามผิวของไอ (Superficial Velocity of Gas, m/s)

ε : สัดส่วนช่องว่าง (Voidage)

c : ค่าคงที่

C_1, C_2, C_3 : Stichlmair Correlation ตารางที่ 2.4

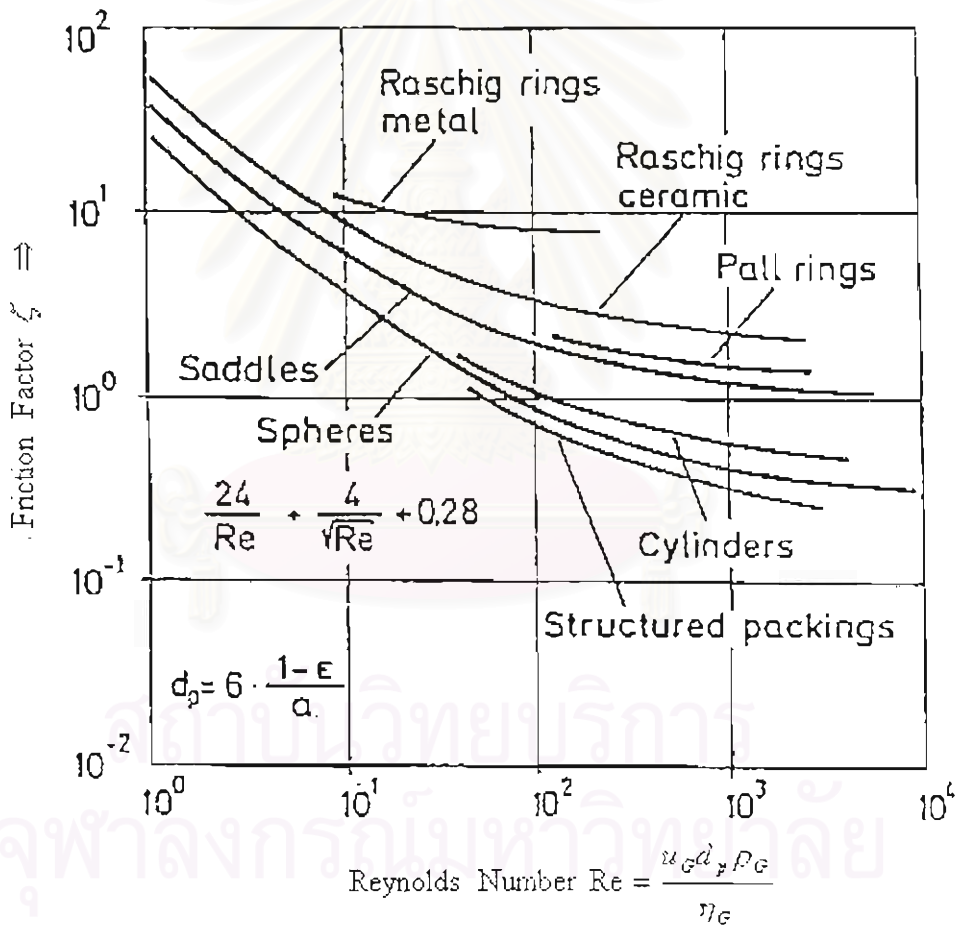
d_p : เส้นผ่านศูนย์กลางเทียบเท่าของเบดบรรจุรูปร่างใดๆ

$$d_p = \frac{6(1 - \varepsilon)}{a} \quad (2.26)$$

ส่วนความสัมพันธ์ของ ζ กับ Re ได้มาจากข้อมูลการทดลอง แล้วนำไปสร้างกราฟดังรูปที่ 2.12 เพื่อหาค่าแฟกเตอร์ความเสียดทานสัมพันธ์ (C_1, C_2, C_3)

ตารางที่ 2.4 ค่าโดยประมาณสำหรับสหสัมพันธ์แฟกเตอร์ของ Stichmair¹⁴

Packing type	C_1	C_2	C_3
Spheres	24	4	0.28
Raschig rings (metal)	48	8	2.0
Raschig rings (ceramic)	60	1	7.5
Pall rings	33	7	1.4
Bialecki rings	50	7	2.5
Saddles	32	7	1.0
Structured packings	18	4	0.2



รูปที่ 2.12 สหสัมพันธ์ของแฟกเตอร์ความเสียดทานของเบดบรรจุบางชนิด¹⁴

ข.3) แฟกเตอร์การบรรจุ (Packing Factor : F_p)^{13,17} : เป็นค่าที่แสดงขนาดและชนิดของเบด ได้ทำการประมาณค่าจาก a/ϵ^3 แต่ค่าที่ถูกต้องมักเลื่อนจากสูตรคำนวณนี้ จึงมักหาจากการ

ทดลองโดยตรง สำหรับแต่ละชนิดของเบตบรรจุ ได้นำค่าลักษณะการบรรจุชนิดสุ่มของเบตบรรจุ บางชนิดที่เกี่ยวข้องกับงานวิจัยแสดงไว้ตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 ค่าลักษณะการบรรจุชนิดสุ่มของหอกลิ้นแบบเบตบรรจุ¹⁷

Packing type	Nominal Size, mm	Wall thickness, mm	Outside Diameter and length, mm	Approximate no. elements per m ³	Approximate weight per m ³ , kg	Approximate surface area, m ² /m ³	Percent void space	Packing factor F _p , m ⁻¹
Raschig rings, ceramic	6	1.6	6	3.02 × 10 ⁶	960	710	62	5250
	13	2.4	13	378,000	880	370	64	2000
	19	2.4	19	109,000	800	240	72	840
	25	3.2	25	47,700	670	190	74	510
	38	6.4	38	13,500	740	120	68	310
	50	6.4	50	5,800	660	92	74	215
	75	9.5	75	1,700	590	62	75	120
	100	9.5	100	700	580	46	80	
Raschig rings, steel	19	1.6	19	111,000	1500	245	80	730
	25	1.6	25	46,300	1140	185	86	450
	38	1.6	38	14,100	785	130	90	270
	50	1.6	50	5,900	590	95	92	187
	75	1.6	75	1,800	400	66	95	105

ข.4) ปริมาณไอที่ไหลได้มากที่สุด (Maximum Gas Load)^{13,15} : สามารถมองในรูปของ เอฟ – แฟกเตอร์ (F-Factor) ดังสมการ (2.27)¹³

$$F = u_G \sqrt{\rho_G} \quad (2.27)$$

แต่เพื่อความเหมาะสม มักนิยามอธิบายในรูปของแฟกเตอร์ความจุ (Capacity Factor) หรือ ซี – แฟกเตอร์ (C-Factor) มากกว่า ดังสมการ (2.28)

$$C_G = \frac{F}{\sqrt{\rho_L - \rho_G}} = u_G \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \quad (2.28)$$

ข.5) การคำนวณเชิงพลวัต¹⁶: สำหรับการคำนวณความดันลด กลุ่มโปรแกรมสำเร็จรูป Aspen ใช้วิธีเดียวกันกับสถานะคงตัว แต่ส่วนการคำนวณปริมาณของเหลวค้างใช้สมการ (2.29) แทน

$$\frac{V_L}{V} = K_{BL} \left(\frac{u_L^2 a}{g \varepsilon^{4.65}} \right)^{\frac{1}{a}} \left[1 + 20 \left(\frac{\Delta P}{Z \rho_L g} \right) \right] \quad (2.29)$$

K_{BL} : ค่าคงที่ไร้หน่วยเท่ากับ 0.555

Z : ความสูงในต่อนั้นๆ (Aspen แบ่งหอกลิ้นเป็นต่อนๆ โดยแต่ละต่อนไม่จำเป็นมีลักษณะของหอกเหมือนกัน)

2.5.2 แบบจำลองเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน

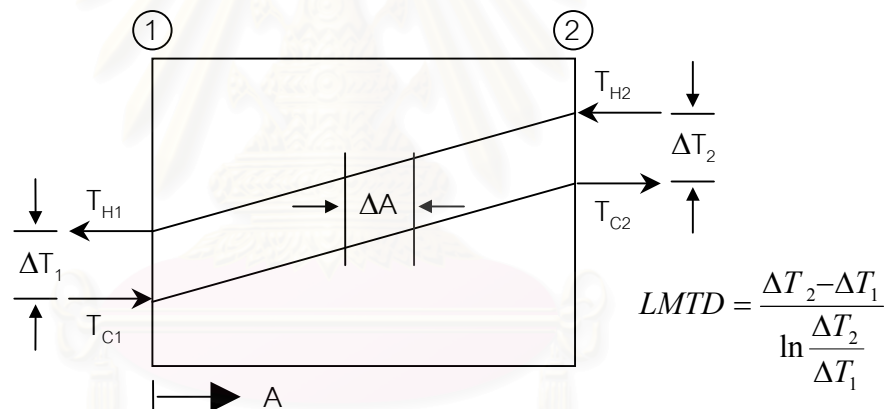
ก. การคำนวณการถ่ายโอนความร้อน¹⁵

ใช้วิธี LMTD สำหรับวิธีนี้ปริมาณความร้อนที่ถ่ายโอนขึ้นอยู่กับความแตกต่างอุณหภูมิเฉลี่ยแบบลอการิทึม (Log Mean Temperature Difference : LMTD) ระหว่างของไหลในกระบวนการกับตัวกลางให้ความร้อนหรือลดความร้อน โดยมีแบบจำลองมาตรฐานดังสมการ (2.30)

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \quad (2.30)$$

U : สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อน

A : พื้นที่ผิวสัมผัสระหว่างของไหลกับตัวกลาง



รูปที่ 2.13 แสดงการหาค่า LMTD²³

แบบจำลองนี้ กำหนดให้ระหว่างของไหลกับตัวกลางมีการไหลแบบสวนทางกัน (Counter-current) ตลอดเส้นทาง แต่เนื่องจากการไหลจริงในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนตามโครงสร้างชนิดต่างๆ การไหลของตัวกลางและของไหลมีบางช่วงที่สวนทางกันและบางช่วงไหลตามกัน หรือไหลตัดขวางกัน จึงกำหนดแฟกเตอร์แก้ไขค่า LMTD ให้ถูกต้องตามการเบี่ยงเบนจากการไหลแบบสวนทางกัน

$$Q = U \cdot A \cdot F \cdot LMTD \quad (2.31)$$

F : แฟกเตอร์แก้ไข (Correction Factor) ค่า LMTD

สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนความร้อน คำนวณจากโครงสร้างเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและคุณสมบัติของกระแสที่ไหลเข้านำไปประมาณค่าสัมประสิทธิ์ฟิล์ม (Film Coefficients)

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_h} \quad (2.32)$$

h_c : สัมประสิทธิ์ฟิล์มกระแสเย็น (Cold Stream Film Coefficients)

h_h : สัมประสิทธิ์ฟิล์มกระแสร้อน (Hot Stream Film Coefficients)

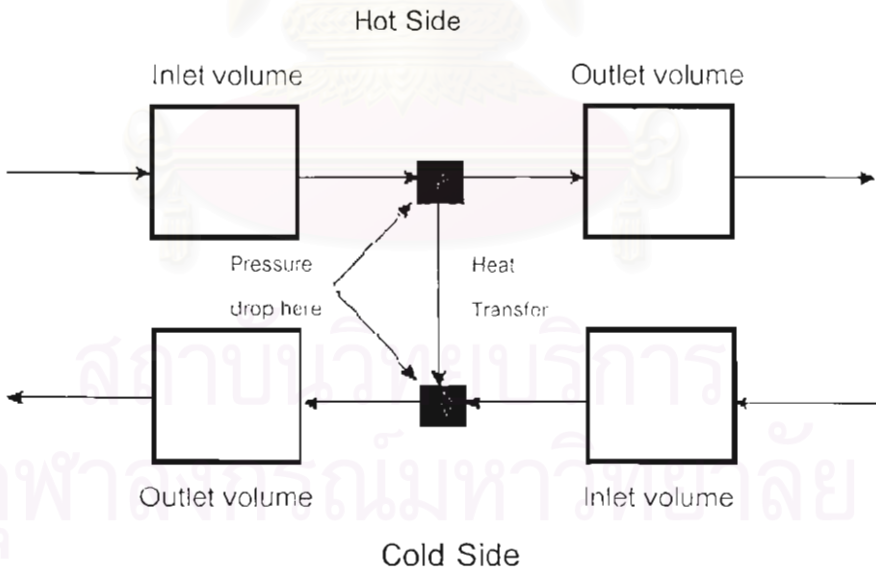
ข. การคำนวณทางไฮดรอลิก¹⁶

โปรแกรม Aspen กำหนดให้ปริมาตรของด้านเซลล์และท่อแบ่งเป็น 2 ส่วน คือส่วนขาเข้าและขาออก เพื่อคำนวณปริมาณและผลกระทบจากสารค้าง (Holdup) ในการคำนวณเชิงพลวัตและสมมติให้เกิดความดันลดและการถ่ายโอนความร้อน ที่จุดระหว่างปริมาตรขาเข้าและขาออก ดังรูปที่ 2.14 ความดันลดคำนวณได้จากสมการ (2.33)¹⁶ โดยค่าสัมประสิทธิ์ความดันลด (K) ได้มาจากการกำหนดและคำนวณที่เงื่อนไขสถานะคงตัว

$$\Delta P = K \cdot \text{Rho} \cdot Fv_out^2 \quad (2.33)$$

Rho : ความหนาแน่นโดยมวลที่ขาออก

Fv_out : อัตราการไหลเชิงปริมาตรขาออก



รูปที่ 2.14 แสดงการคำนวณทางไฮดรอลิกของโปรแกรม Aspen¹⁶

2.5.3 แบบจำลองของวาล์ว¹⁵

ก. สัมประสิทธิ์มวลการไหลของวาล์ว

สัมประสิทธิ์การไหลของวาล์ว (C_v) เป็นตัววัดความจุการไหลผ่านวาล์ว โดยนิยามมาจากการไหลของปริมาณน้ำ หน่วยเป็น US แกลลอนต่อนาทีที่อุณหภูมิ 60 °F ซึ่งเมื่อผ่านวาล์วแล้วเกิดความดันลด 1 psi

$$\text{วิภูภาคของเหลว : } W = N_6 F_p C_v \sqrt{r(P_{in} - P_{out})} \quad (2.34)$$

$$\text{วิภูภาคของเหลว-ไอ : } W = N_6 F_p Y \sqrt{r(P_{in} - P_{out})} \quad (2.35)$$

$$\text{โดยที่ } Y = 1 - \frac{P_{in} - P_{out}}{3F_k X_t P_{in}} \quad (2.36)$$

W : อัตราการไหลเชิงมวล

N_6 : ค่าคงที่ (ค่าขึ้นอยู่กับระบบหน่วยที่ใช้ เช่น 0.086332081 m².s/hr)

F_p : แฟกเตอร์โครงสร้างท่อ

C_v : สัมประสิทธิ์การไหลเชิงมวลของวาล์ว

Y : แฟกเตอร์การขยาย

P_{in}, P_{out} : ความดันขาเข้าและออก

r : ความหนาแน่นมวลของกระแสขาเข้า

F_k : อัตราส่วนของแฟกเตอร์ความร้อนจำเพาะ

(Ratio of Specific Heats Factor)

X_t : แฟกเตอร์อัตราส่วนความดันลด (Pressure Drop Ratio Factor)

ข. แฟกเตอร์โครงสร้างท่อ (F_p)

เป็นแฟกเตอร์รวมผลกระทบจากการต่อเข้ากับท่อหรือส่วนประกอบ (Fitting) ที่ต่างขนาดกับวาล์ว นิยามไว้ดังสมการ (2.37)¹⁵

$$F_p = \frac{C_{vp}}{C_v} \quad (2.37)$$

C_{vp} : สัมประสิทธิ์การไหลของวาล์วที่ต่อกับส่วนประกอบต่างๆ

C_v : สัมประสิทธิ์การไหลของวาล์วที่ต่อท่อตรงขนาดเดียวกัน

โปรแกรม Aspen คำนวณแฟกเตอร์โครงสร้างท่อจากสมการ (2.38)¹⁵

$$F_p = \left(\frac{\sum K C_v^2}{N_2 d^4} + 1 \right)^{-0.5} \quad (2.38.1)$$

$$\sum K = K_1 + K_2 + K_{B1} - K_{B2} \quad (2.38.2)$$

โดยที่

$$K_1 = 0.5 \left(1 - \frac{d^2}{D_1^2} \right)^2, \quad K_2 = 1.0 \left(1 - \frac{d^2}{D_2^2} \right)^2, \quad K_{B1} = 1 - \left(\frac{d}{D_1} \right)^4, \quad K_{B2} = 1 - \left(\frac{d}{D_2} \right)^4$$

และ N_2 : ค่าคงที่เชิงตัวเลข (ขึ้นอยู่กับระบบหน่วยที่ใช้)
 d : เส้นผ่านศูนย์กลางวาล์ว
 K_1, K_2 : สัมประสิทธิ์ความต้านทานของส่วนประกอบที่ขาเข้าและออก
 K_{B1}, K_{B2} : สัมประสิทธิ์เบอนูวี่ (Bernoulli Coefficients) ของส่วนประกอบที่ขาเข้าและออก
 D_1, D_2 : เส้นผ่านศูนย์กลางท่อที่ขาเข้าและออก, ตามลำดับ

ค. ชนิดสมการลักษณะเฉพาะ (Characteristic Equation Type)

ค่าสัมประสิทธิ์การไหลขึ้นอยู่กับชนิดของวาล์วที่ใช้ โดยมีความสัมพันธ์กับเปอร์เซ็นต์การเปิดของวาล์ว (P) สมการต่างๆแสดงไว้ดังตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.6 แสดงสมการลักษณะเฉพาะของชนิดวาล์ว¹⁵

ชนิดวาล์ว	สมการ
เชิงเส้น (Linear)	$C_v = P$
พาราโบลา (Parabolic)	$C_v = 0.01P^2$
รากที่สอง (Square Root)	$C_v = 10.0\sqrt{P}$
การเปิดเร็ว (Quick Opening)	$C_v = \frac{10.0P}{\sqrt{1.0 + 9.9 \times 10^{-3} P^2}}$
เปอร์เซ็นต์เท่า (Equal Percentage)	$C_v = \frac{0.01P^2}{\sqrt{2.0 - 1.0 \times 10^{-8} P^4}}$
ไฮเพอร์โบลา (Hyperbolic)	$C_v = \frac{0.1P}{\sqrt{1.0 - 9.9 \times 10^{-5} P^2}}$

ง. แฟกเตอร์อัตราส่วนความดันลด (X_t)

เป็นแฟกเตอร์ที่รวมผลกระทบจากโครงสร้างภายในวาล์ว เมื่อของไหลผ่านวาล์วทำให้ความหนาแน่นของของไหลมีการเปลี่ยนแปลง กล่าวอีกนัยหนึ่งคือเป็นค่าจำกัดของอัตราส่วนความดันลด ภายใต้เงื่อนไขการไหลแบบโซกส์ (Choke) แสดงโดยสมการ (2.39)¹⁵

$$X_t = \frac{1}{F_k} \left(\frac{dP_{chv}}{P_{in}} \right) \quad (2.39)$$

dP_{chv} : ความดันลดสำหรับการไหลของไอแบบโซกส์

จ. แฟกเตอร์ชดเชยความดัน (Pressure Recovery Factor : F_l)¹⁵

เป็นแฟกเตอร์ที่รวมผลกระทบจากโครงสร้างภายในวาล์วต่อความจุของการไหลของเหลว ภายใต้เงื่อนไขการไหลแบบโซกส์

$$F_l = \left[\frac{dP_{chl}}{P_{in} - P_{vc}} \right]^{1/2} \quad (2.40)$$

$$\text{และ} \quad P_{vc} = F_f P_v \quad (2.41)$$

dP_{chl} : ความดันลดสำหรับการไหลของเหลวแบบโซกส์

P_{vc} : ความดันที่ภาวะวีนา คอนแทรคตา (Vena Contracta) ในวาล์ว

P_v : ความดันไอของกระแสของเหลวขาเข้า

F_f : แฟกเตอร์อัตราส่วนความดันวิกฤตของของเหลว

(Liquid Critical Pressure Ratio Factor)

ฉ. การไหลแบบโซกส์

โปรแกรม Aspen คำนวณลิมิตของความดันลดสำหรับเงื่อนไขการไหลแบบโซกส์

$$\text{วัฏภาคของเหลว} : \quad dP_{lc} = F_L^2 (P_{in} - F_f P_v) \quad (2.42)$$

$$\text{วัฏภาคไอ} : \quad dP_{vc} = F_k X_t P_{in} \quad (2.43)$$

$$\text{กับ} \quad F_f = 0.96 - 0.28 \left(\frac{P_v}{P_c} \right)^{0.5} \quad (2.44)$$

P_c : ความดันวิกฤตที่ขาเข้า

dP_{lc} : ลิมิตความดันลดของวัฏภาคของเหลว

dP_{vc} : ลิมิตความดันลดของวัฏภาคไอ

ถ้ากระแสเป็นแบบหลายวัฏภาค วาล์วจะได้ค่าลิมิตความดันลดเป็นค่าเล็กๆของ dP_{lc} และ dP_{vc} ซึ่งการไหลแบบโซกส์นั้นเกิดขึ้นเมื่อความดันลดมีมากเกินไปลิมิตความดันลดที่ได้

2.5.4 แบบจำลองตัวควบคุม²²

ก. วิธีการคำนวณ (Algorithm) วิธีการคำนวณการควบคุมแบบ PID มีอยู่ด้วยกัน

3 ทางเลือก คือ

1. แบบอุดมคติ (Ideal) : เป็นชนิดที่นิยมใช้กันทั่วไป มักพบในตำราอ้างอิงต่างๆ

$$OP = Bias + Gain * \left\{ E_p + \frac{1}{Integral\ Time} \int E_t \cdot dt + Deriv\ Time \frac{d(E_D)}{dt} \right\} \quad (2.45)$$

2. แบบอนุกรม (Series) : เป็นชนิดที่มีผลกระทบซึ่งกันและกันระหว่างพจน์ P, I และ D หรือเป็นวิธีการแบบอนุกรม (Analog Algorithm)

$$OP = Bias + Gain \cdot \left\{ E_p + \frac{1}{Integral\ Time} \int E_I \cdot dt \right\} \cdot \left\{ 1 + Deriv\ Time \frac{d(E_D)}{dt} \right\} \quad (2.46)$$

3. แบบขนาน (Parallel) : เป็นชนิดที่ไม่มีผลกระทบซึ่งกันและกันระหว่างพจน์ P, I และ D รู้จักในชื่อของวิธีขนานอุดมคติ (Ideal Parallel Algorithm)

$$OP = Bias + Gain \cdot E_p + \frac{1}{Integral\ Time} \int E_I \cdot dt + Deriv\ Time \frac{d(E_D)}{dt} \quad (2.47)$$

E_p : ความผิดพลาดของพจน์สัดส่วน (Proportional)

E_I : ความผิดพลาดของพจน์อินทิกรัล (Integral)

E_D : ความผิดพลาดของพจน์อนุพันธ์ (Derivative)

สำหรับค่าผิดพลาด (Error) ทุกพจน์ที่ใช้ในสมการคิดตามวิธีมาตรฐาน ดังสมการ (2.48)²²

$$E = \text{set point} - \text{process variable} \quad (2.48)$$

ข. หน่วยกรองค่าตัวแปรกระบวนการ (Process Variable Filter)

โปรแกรม Aspen เตรียมไว้ใช้ในการควบคุมจริงๆ เพื่อกำจัดสิ่งรบกวนจากการวัดที่ทำให้สัญญาณของตัวแปรกระบวนการแกว่งไปมา โดยสัญญาณตัวแปรกระบวนการผ่านฟังก์ชันอันดับหนึ่ง ในโดเมน Laplace สมการหน่วยกรองแสดงได้ดังสมการ (2.49)²²

$$g(s) = \frac{1}{PV\ Filter \cdot s + 1} \quad (2.49)$$

$PV\ Filter$: เป็นค่าคงที่ทางเวลา หน่วยเป็นนาที

2.6 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

Ruiz, C.A., Cameron, I.T., และ Gain, R.⁴ : ศึกษาและวิเคราะห์พฤติกรรมเชิงพลวัตของหอกลิ้นในช่วงเริ่มปฏิบัติการ ได้เสนอการควบคุมปฏิบัติการให้ดำเนินไปตามเส้นทางที่ให้ค่าเหมาะสมที่สุดสำหรับหอกลิ้นอิงกับพฤติกรรมเชิงพลวัต พบว่ายุทธวิธีช่วงเริ่มปฏิบัติการประกอบด้วย 3 ขั้นตอนตามลักษณะพฤติกรรมที่เกิดขึ้นในช่วงเริ่มปฏิบัติการ ได้แก่ ขั้นตอนไม่ต่อเนื่อง (Discontinuous Stage), ขั้นตอนกึ่งต่อเนื่อง (Semi-Continuous Stage) และขั้นตอนต่อเนื่อง (Continuous Stage)

Karacan, S. , Cabbar, Y., Albaz, M., และ Hapoglu, H.⁹ : จำลองพฤติกรรมที่สถานะคงตัวและพลวัตของหอกลิ้นแบบเบดบรรจุกลั่นสาร 2 ชนิด โดยใช้แบบจำลองคณิตศาสตร์ Back-

Mixing แบบจำลองของคำตอบได้จากการประยุกต์ฟังก์ชันออร์ทोगอนอล (Orthogonal Function) ร่วมกับวิธีของไฟไนท์ เอลิเมนต์ (Finite Element) โดยงานวิจัยนี้ได้ใช้พหุนามเลจองด์ (Legendre Polynomial) และพหุนามจาโคบี (Jacobi Polynomial) ทดสอบกับคำตอบเพื่อหาความสัมพันธ์กับแบบจำลองคำตอบ สำหรับการทดลองได้ใช้หอกลิ้นแบบเบตบรจขนาดห้องทดลองกลั่นเมทานอล (Methanol) กับน้ำ (Water) และวัตถุดิบหมักด้านบนและด้านล่างหอกโดยติดต่อด้วยระบบควบคุมคอมพิวเตอร์ และนำผลการทดลองมาเปรียบเทียบกับแบบจำลองพฤติกรรม ซึ่งผลลัพธ์มีความใกล้เคียงมากกว่าวิธีหาคำตอบเชิงตัวเลข (Numerical Method) วิธีอื่น แสดงว่าการใช้พหุนามเลจองด์สำหรับวิธีออร์ทोगอนอล คอลโลเคชัน (Orthogonal Collocation) บนไฟไนท์เอลิเมนต์ เป็นวิธีที่มีประสิทธิภาพเหมาะสมกับการจำลองหอกลิ้นแบบเบตบรจ โดยใช้แบบจำลองคณิตศาสตร์ Back-Mixing

Sorensen, E., และ Skogestad, S.³ : การปฏิบัติการทั่วไปของหอกลิ้นแบบกะสามารถอธิบายได้ 3 ส่วนคือ 1) ส่วนเริ่มต้น (Startup Period), 2) ส่วนการผลิต (Production Period), และ 3) ส่วนสิ้นสุดปฏิบัติการ (Shutdown Period) สำหรับกระบวนการแยกตามมาตรฐานแล้ว ส่วนการผลิตกินเวลานานที่สุด อย่างไรก็ตาม สำหรับการแยกที่ยาก ดังเช่น การแยกให้ได้สารที่มีความบริสุทธิ์สูงๆ หรือสารละลายที่ส่วนผสมมีจุดเดือดใกล้เคียงกัน (Azeotropic Separations) เวลาเริ่มปฏิบัติการอาจมีความสำคัญ ในงานวิจัยนี้ แสดงผลลัพธ์หาเวลาที่เหมาะสมที่สุดของการแยกกรณีต่างๆ ซึ่งพิจารณาผลของเวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้น โดยทั่วไป พบว่าเวลาที่ใช้ตอนเริ่มต้นมีส่วนสำคัญกับการแยกที่ย่างยาก เช่น การแยกที่ต้องการความบริสุทธิ์สูงหรือการกู้คืนกลับสูง (High Recovery) และเมื่อใช้กับหอกลิ้นขนาดใหญ่และสารที่ต้องค้างอยู่ในเครื่องควบแน่นปริมาณมาก

Venkateswarlu, C., และ Gangiah, C.¹⁰ : ขั้นตอนการควบคุมที่เสนอในงานวิจัยเป็นขั้นตอนสำหรับการควบคุมตอนเริ่มต้นและปฏิบัติการที่ดีที่สุดของระบบจริง แต่อาจจะไม่ดีที่สุดสำหรับระบบจริงที่แตกต่างออกไป ได้ใช้ทฤษฎีของแบบจำลองการควบคุมภายในแบบไม่เป็นเชิงเส้น (Nonlinear Internal Model Control : NIMC) สนับสนุนโดยติดต่อกับเครื่องคอมพิวเตอร์เป็นตัวประมาณการสำหรับการควบคุมตอนเริ่มต้นและปฏิบัติการของหอกลิ้นแบบต่อเนื่อง ได้นำรูปแบบวิธี NIMC ไปเปรียบเทียบกับแบบจำลองเชิงเส้นแบบ GLC (Globally Linearizing Control : GLC) และวิธีของแบบจำลองการควบคุมแบบ GMC (Generic Model Control : GMC) ผลลัพธ์แสดงว่า NIMC, GLC, และ GMC ให้ผลการควบคุมตอนเริ่มต้นและปฏิบัติการของหอกลิ้นแบบต่อเนื่องใกล้เคียงกัน แต่งานวิจัยนี้แนะนำว่าการควบคุมแบบ NIMC เหมาะกับการควบคุมตอน

เริ่มต้นและปฏิบัติการ เนื่องจากปรับพารามิเตอร์ควบคุมได้ง่ายและเปลี่ยนปฏิบัติการจากป้อนย้อนกลับทั้งหมด (Total Reflux) มาเป็นปฏิบัติการที่สถานะคงตัวได้ดีที่สุด

Maiti, S.N., Ganguly, S., และ Saraf, D.N.¹¹ : พัฒนาแบบแผนพื้นฐานของแบบจำลองการควบคุม 2 แบบขึ้นมาใหม่ การศึกษาและทดลองในงานวิจัยได้ใช้หอกลิ้นขนาดนำร่อง (Pilot Scale) กลิ่นสารบริสุทธิ์ 2 ชนิด วิธีแรกปรับปรุงขั้นตอนการคำนวณของการควบคุมแบบเมทริกซ์เชิงพลวัต (Dynamic Matrix Control : DMC) ให้ดีขึ้น วิธีที่สอง ใช้แบบจำลองการควบคุมคาดการณ์แบบไม่เป็นเชิงเส้น (Nonlinear Model predictive Controller) อิงกับแบบจำลองเชิงวิเคราะห์ของกระบวนการ ด้วยเหตุนี้ แบบแผนการควบคุมหลายชั้น (Multilayer Control Scheme) ถูกพัฒนาขึ้นเพื่อสนับสนุนเทคนิคนี้ ผลการทดลองแสดงว่าแบบจำลองทั้งสองดีกว่าแบบจำลองควบคุมทั่วไป เช่น PI และมีศักยภาพใช้กับงานควบคุมกระบวนการอุตสาหกรรมจริง

อรรถนพ ลิ้มไพบูลย์¹² : สร้างโปรแกรมจำลองพลศาสตร์ และการควบคุมหอกลิ้น โดยใช้ภาษาซี โปรแกรม ประกอบด้วยโครงสร้างของการควบคุมหลายแบบ ระบบหอกลิ้นจะกลั่นแยกสารไฮโดรคาร์บอน 2 สาร ตัวแปรของการควบคุมคือ สัดส่วนโดยโมลของสารเบาในผลิตภัณฑ์ที่ออกมาด้านบนหรือด้านล่างหอกลิ้น ระดับของเหลวในถังป้อนกลับ และระดับของเหลวที่ฐานหอกลิ้น โปรแกรมจำลองที่ได้จะมีส่วนรายการหน้าจอที่ติดต่อกับหนูคลิก (Mouse) เพื่อช่วยในการเปลี่ยนข้อมูลและใช้งานโปรแกรม ผลที่ได้จากการคำนวณของโปรแกรมแสดงในรูปของกราฟ ได้ทดสอบความถูกต้องของโปรแกรมกับโปรแกรมสำเร็จรูป HYSIM ซึ่งผลจากการคำนวณที่สถานะคงตัว อุณหภูมิแต่ละชั้นของหอกลิ้นจากโปรแกรมทั้งสองมีความแตกต่างไม่เกิน 3 องศาฟาเรนไฮต์

อุระพงษ์ พงศ์วาศรี⁸ : ได้แสดงวิธีการต่างๆ ในการเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมหอกลิ้นเพื่อเลือกโครงสร้างที่ดีที่สุด โครงสร้างที่ดีที่สุด คือ โครงสร้างที่ลดการกระทบระหว่างวงควบคุมและปิดการรบกวนได้ดีที่สุด การทดลองได้นำทรานส์เฟอริงฟังก์ชันของโครงสร้างการควบคุมต่างๆ จากเอกสารตีพิมพ์ 5 อย่าง และโครงสร้างการควบคุมใหม่ที่ได้จากการแปลงมาจากแบบจำลองโครงสร้างการควบคุมของเอกสารตีพิมพ์ มาสร้างระบบจำลองเลียนแบบการควบคุมการกลั่นด้วยโปรแกรม MATLAB จากผลการทดลองพบว่า โครงสร้างที่เป็นรูปแบบอัตราส่วน คือ $[D/(L+D),V]$, $[D/(L+D),V/B]$ และโครงสร้างใหม่จากการแปลง คือ $[L/(L+D),V]$ สามารถลดการกระทบระหว่างวงควบคุมและปิดการรบกวนได้ดีกว่าโครงสร้างแบบที่นิยมใช้ เช่น L,V และ D,V เป็นต้น และได้หาพารามิเตอร์ตัวควบคุมที่เหมาะสมของโครงสร้างการควบคุมที่เลือก โดยเปรียบเทียบพารามิเตอร์ตัวควบคุมที่ได้จากเอกสารตีพิมพ์, ZN, ISE และ BLT

อภิสิทธิ์ ทศนา¹ : งานวิจัยนี้ศึกษาการออกแบบและสร้างหอกลับแบบเบดบรจขนาดขยายส่วนสำหรับการแยกเบนซีน โทลูอิน และไซลีนจากโพลีไธซีตแก่สไซลีน โดยใช้ข้อมูลการจำลองภาวะการณ์ในหอกลับแบบเบดบรจด้วยโปรแกรมคอมพิวเตอร์สำเร็จรูป HYSYS เพื่อแยกสารอะโรมาติกส์ได้แก่ เบนซีน โทลูอิน และไซลีน แต่ละชนิดให้มีความบริสุทธิ์สูง นำสารป้อนมาทดลองที่ภาวะต่างๆ ในหอกลับแบบเบดบรจขนาดขยายส่วนให้สอดคล้องกับการจำลองภาวะการณ์ด้วยโปรแกรมคอมพิวเตอร์สำเร็จรูป HYSYS เปรียบเทียบความบริสุทธิ์ของสารอะโรมาติกส์ที่กลั่นแยกได้จากการทดลองกับการจำลองภาวะการณ์ วิธีตัวแปรที่ศึกษาได้แก่ อัตราการไหลของสารป้อน และอัตราส่วนการป้อนย้อนกลับ งานวิจัยนี้แบ่งออกเป็นสองส่วน ได้แก่

ส่วนแรก การทดลองในหอกลับแบบเบดบรจขนาดขยายส่วนสำหรับกลั่นแยกเบนซีน

ภาวะที่เหมาะสมในการกลั่นแยกเบนซีนคือ อัตราการไหลของสารป้อน 3.0 ลิตรต่อชั่วโมง หรือ 2.630 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราส่วนการป้อนย้อนกลับ 9.83 ได้ความบริสุทธิ์ของเบนซีน โทลูอิน และไซลีนในผลิตภัณฑ์ยอดหรือยอดละ 99.42 0.58 และ 0.00 โดยน้ำหนักตามลำดับ มีเบนซีน โทลูอิน และไซลีนเหลือในผลิตภัณฑ์ก้นหรือยอดละ 32.17 45.56 และ 22.27 โดยน้ำหนักตามลำดับ ประสิทธิภาพรวมของหอกลับสำหรับกลั่นแยกเบนซีนคิดเป็นร้อยละ 93.37

ส่วนที่สอง การทดลองในหอกลับแบบเบดบรจขนาดขยายส่วนสำหรับกลั่นแยกโทลูอิน

ภาวะที่เหมาะสมในการกลั่นแยกโทลูอินคือ อัตราการไหลของสารป้อน 3.0 ลิตรต่อชั่วโมง หรือ 2.605 กิโลกรัมต่อชั่วโมง อัตราส่วนการป้อนย้อนกลับ 7.13 ได้ความบริสุทธิ์ของ เบนซีน โทลูอิน และไซลีนในผลิตภัณฑ์ยอดหรือยอดละ 6.77 91.01 และ 2.22 โดยน้ำหนักตามลำดับ มีเบนซีน โทลูอินและไซลีนเหลือในผลิตภัณฑ์ก้นหรือยอดละ 0.00 41.38 และ 58.62 โดยน้ำหนักตามลำดับ ประสิทธิภาพรวมของหอกลับสำหรับกลั่นแยกโทลูอินคิดเป็นร้อยละ 68.11

2.7 ความก้าวหน้าของงานวิจัยนี้

สร้างแบบจำลองกระบวนการกลั่น BTX สำหรับหอกลับแบบเบดบรจขนาดห้องทดลอง และกำหนดการควบคุมปฏิบัติการให้ดำเนินไปตามเส้นทางที่ให้ค่าเหมาะสมที่สุดตามข้อเสนอของ Ruiz, C.A., Cameron, I.T., และ Gain, R ซึ่งเสนอให้ปรับค่าปริมาณความร้อนที่ให้อุปกรณ์ต้มซ้ำ เพื่อลดค่าใช้จ่ายสำหรับปฏิบัติการให้มากที่สุดในช่วงเริ่มปฏิบัติการของหอกลับแบบเบดบรจที่ออกแบบโดยคุณอภิสิทธิ์ ทศนา พร้อมทั้งประยุกต์ใช้โครงสร้างการควบคุมแบบ LV ควบคุมกระบวนการรอบสถานะคงตัวต่อไป

บทที่ 3

อุปกรณ์และวิธีการทดลอง

3.1 อุปกรณ์และเครื่องมือการทดลอง

- เครื่องคอมพิวเตอร์ส่วนบุคคล : หน่วยประมวลผลรุ่น Pentium II 400 MHz. หน่วยความจำ RAM ขนาด 256 MB และใช้ระบบปฏิบัติการของ Window NT version 4
- กลุ่มโปรแกรมสำเร็จรูป Aspen version 10 : Aspen Plus และ Aspen Dynamics

3.2 วิธีการทดลอง

- จำลองที่สถานะคงตัวเพื่อให้ได้แบบจำลองที่ให้ผลลัพธ์การจำลองตรงกับผลการทดลองในกระบวนการกลั่น BTX ของคุณอภิสิทธิ์ ทัศนาศ โดยใช้โปรแกรม Aspen Plus
- จำลองเชิงพลวัต เป็นการจำลองตั้งแต่ตอนเริ่มต้นของปฏิบัติการ เพื่อหาอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำที่ทำให้สูญเสียค่าใช้จ่ายปฏิบัติการโดยรวมในช่วงเริ่มต้นน้อยที่สุด ซึ่งแบ่งช่วงอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเป็น 2 ช่วง และเมื่อระบบเข้าสู่สถานะคงตัวจะทำการควบคุมกระบวนการให้อยู่ใกล้ค่าออกแบบ ด้วยระบบควบคุมมาตรฐานต่อไปโดยใช้โปรแกรม Aspen dynamics

3.3 การจำลองสถานะคงตัว

3.3.1 กำหนดชนิดสารที่มีในระบบและกระแสป้อนขาเข้า

ชนิดของสาร

ก. สารที่จะกลั่นแยก : Benzene (C_6H_6) Toluene (C_7H_8) P-Xylene (C_8H_{10} -3) และ Nitrogen (N_2) เนื่องจากในการจำลองเชิงพลวัตช่วงเริ่มปฏิบัติการ ที่เวลาเริ่มต้นหอกลิ้นยังไม่มีสารเติมสารใดๆ มีแต่อากาศอยู่ภายใน จึงสมมติให้เป็นแก๊สไนโตรเจน เพราะเป็นสารองค์ประกอบส่วนใหญ่ที่มีอยู่ในอากาศ)

ข. สารตัวกลางเครื่องควบแน่นทั้งหมด : Water (H_2O)

ค. สารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ : Triphenylmethane ($C_{19}H_{16}$) แต่สารที่ใช้จริงคือ Transcal-N ของบริษัท บีพี ออยล์ (ประเทศไทย) จำกัด ซึ่งไม่มีข้อมูลส่วนประกอบน้ำมันความร้อนตัวนี้ จึงใช้สารที่มีค่าความจุความร้อนและสมบัติกายภาพที่ใกล้เคียงแทน ดังตารางที่ 3.1

ตารางที่ 3.1 ค่าความจุความร้อนของสารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ

ชนิดสาร	ความจุความร้อนที่ 121 °C (Cp : kcal/kg °C)
Transcal-N	0.54
Transcal-SA	0.45
Triphenyl Methane(C ₁₉ H ₁₆)	0.40624

กระแสป้อนขาเข้า : กำหนดอุณหภูมิ ความดัน อัตราการไหลเชิงปริมาตรหรือมวล และ สารองค์ประกอบ

3.3.2 การเลือกแบบจำลองบล็อกปฏิบัติการ

เนื่องจากการจำลองพฤติกรรมเชิงพลวัตในโปรแกรม Aspen ต้องทำการจำลองกระบวนการที่สถานะคงตัวก่อนโดยใช้โปรแกรม Aspen Plus แล้วจึงทำการส่งผลการคำนวณออกไปที่โปรแกรม Aspen Dynamics เพื่อจำลองเชิงพลวัต ดังนั้นเราจึงจำเป็นต้องเลือกบล็อกปฏิบัติการในโปรแกรม Aspen Plus ที่สนับสนุนการจำลองเชิงพลวัตได้ด้วย ดังตารางที่ 3.2 และความหมายของแต่ละชนิดบล็อกปฏิบัติการได้อธิบายไว้ที่ภาคผนวก ก. ในตารางที่ ก.1

งานวิจัยนี้ได้เลือกบล็อกปฏิบัติการที่ใช้ดังต่อไปนี้

- **DSTWU** : จำลองการออกแบบหอกลั่นแบบลัด (Shortcut Design) เพื่อหาจำนวนชั้นที่ต้องการทางทฤษฎีและค่า HETP
- **RadFrac** : จำลองหอกลั่นแบบบรรจุ
- **HeatX** : จำลองเครื่องควบแน่นบางส่วนเพื่อเป็นการให้ความร้อนเบื้องต้นต่อกระแสน้ำป้อน 1 บล็อกปฏิบัติการ เครื่องควบแน่นทั้งหมดอีก 1 บล็อกปฏิบัติการ และบล็อกสุดท้ายทำหน้าที่เป็นเครื่องต้มซ้ำ
- **Heater** : จำลองเครื่องให้ความร้อนแก่น้ำมันความร้อน ซึ่งเป็นสารตัวกลางนำความร้อนของเครื่องต้มซ้ำ
- **Flash2** : จำลองถังรองรับสารกลั่นและบ่อรับของหอกลั่น
- **Mixer** : จำลองถังเก็บสาร ทำหน้าที่รองรับการเปลี่ยนแปลงความจุรวมและความดันที่กระแสน้ำทางและปลายทางของกระบวนการ เพื่อให้ช่วงจำลองพลวัตนั้นสามารถรับการเปลี่ยนแปลงได้มากขึ้น
- **Valve** : จำลองกระแสการไหล วาล์วทุกตัวในผังกระบวนการไม่ใช่ตัวแทนวาล์วจริงที่ติดตั้งในกระบวนการ การจำลองเชิงพลวัตในงานวิจัยนี้เป็นประเภทความดันเป็นตัวขับเคลื่อน (ประเภทการจำลองเชิงพลวัต จะอธิบายในหัวข้อการจำลองเชิงพลวัต) จึง

จำเป็นต้องมีวาล์วระหว่างบล็อกปฏิบัติการอื่นๆเพื่อใช้ปรับความดันลดในท่อ ให้สอดคล้องกับกระแสการไหลในกระบวนการเพื่อจำลองการเปลี่ยนแปลงเชิงพลวัต

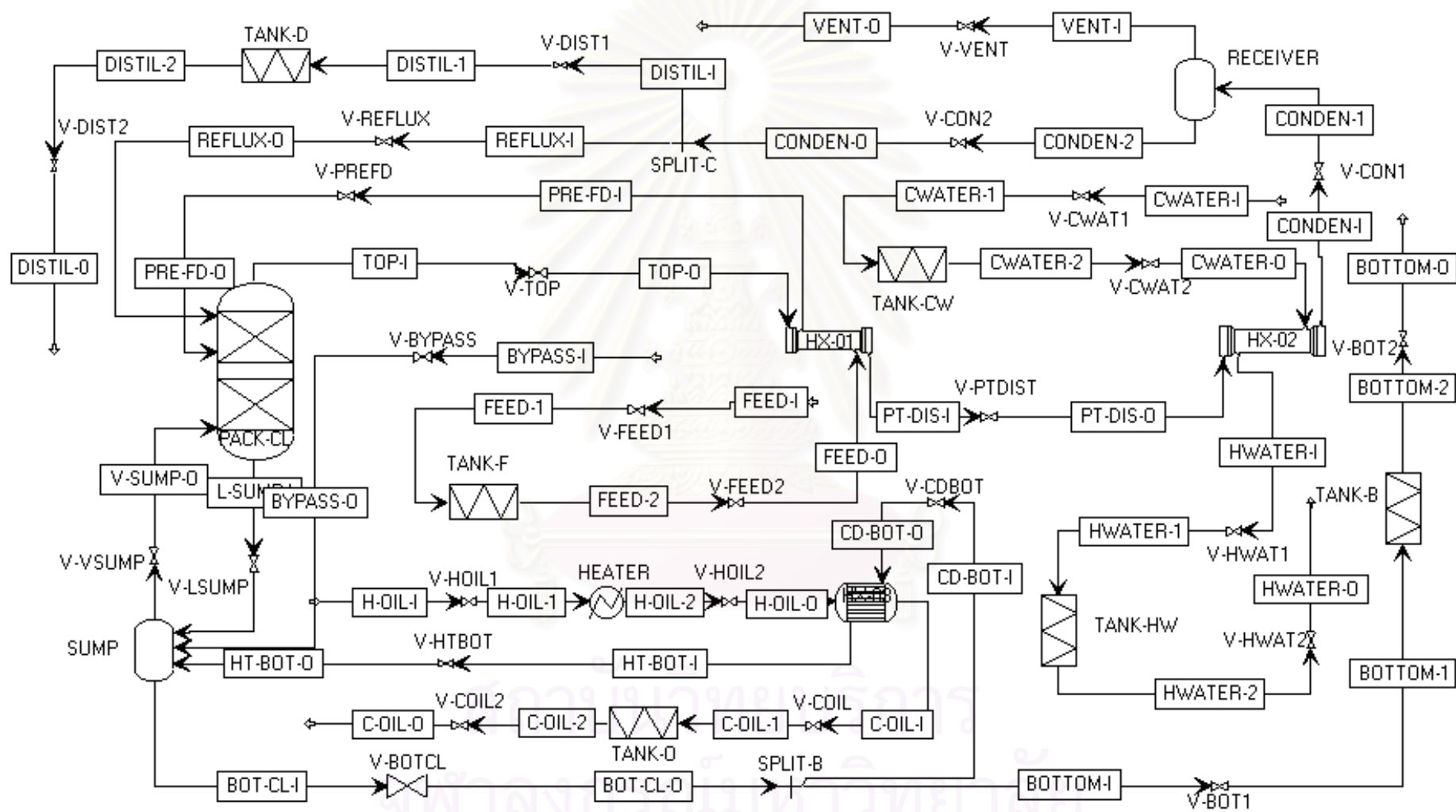
แผนผังอุปกรณ์ต่างๆในกระบวนการแสดงไว้ในรูปที่ 3.1 ในผังดังกล่าวสามารถเพิ่มบล็อกปฏิบัติการ Pipe เพื่อจำลองการไหลผ่านท่อได้ อย่างไรก็ตาม เพื่อลดจำนวนสมการที่ต้องแก้ในกระบวนการจึงไม่ใช้บล็อกปฏิบัติการ Pipe ประกอบกับท่อในกระบวนการมีความยาวไม่มาก จึงตั้งสมมุติฐานว่าผลกระทบเนื่องจากการไหลในท่อที่มีต่อการตอบสนองของกระบวนการสามารถละเลยได้

ตารางที่ 3.2 บล็อกปฏิบัติการใน Aspen Plus²⁵

เครื่องผสม/ แบ่ง	เครื่องแยก	เครื่องแลกเปลี่ยน ความร้อน	หอกลั่น	เครื่อง ปฏิกรณ์	เครื่องเปลี่ยน ความดัน	เครื่องปรับ
สนับสนุนการจำลองเชิงพลวัต						
Mixer	Flash2	Heater	Distl	RStoic	Compr	Dupl
Fsplit	Flash3	HeatX	RadFrac	Ryield	Mcompr	Mult
	Decanter		Extract	Rgibbs	Pump	
	Sep			RCSTR	Valve	
	Sep2			Rplug	Pipe	
ใช้ได้เฉพาะจำลองสถานะคงตัว						
Ssplit		MheatX	DSTWU	Requil	Pipeline	CIChng
		Hetran	MultiFrac	Rbatch		
		Aerotran	SCFrac			
			Petrofrac			
			RateFrac			
			BatchFrac			

3.3.3 การกำหนดข้อมูลป้อนในบล็อกปฏิบัติการต่างๆ

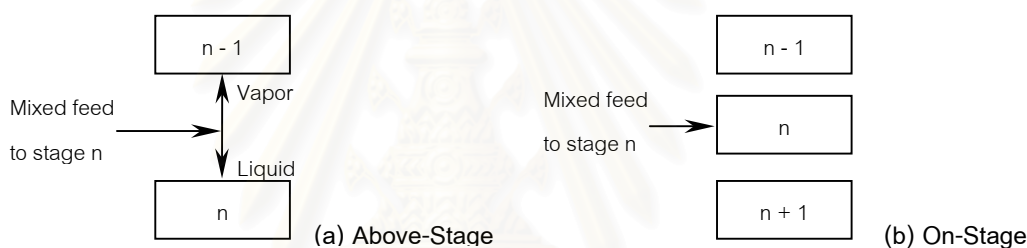
ก. DSTWU : กำหนดอัตราส่วนป้อนกลับ, ความดันที่เครื่องควบแน่นและเครื่องต้มซ้ำ, สัดส่วนการคืนกลับ (Recovery Fraction) ขององค์ประกอบ Light Key และ Heavy Key ในสารกลั่นต่อสารป้อน, ประเภทเครื่องควบแน่น



รูปที่ 3.1 แผนผังกระบวนการกลั่นโดยละเอียด

ข. RadFrac : กำหนดตัวแปรป้อนดังนี้

- หอกลิ้น : จำนวนชั้นทั้งหมด, เครื่องควบแน่น, เครื่องต้มซ้ำ, วิธีการคำนวณ, ตำแหน่งที่กระแสน้ำเข้า (แบบ Above-Stage หรือ On-Stage ดังรูปที่ 3.2), ตำแหน่งและภูมิภาคของกระแสน้ำออก, ความดันที่ชั้นบนและชั้นล่างสุด
- เบด : ชั้นที่เริ่มต้นและสิ้นสุด, ชนิดเบด, ผู้ผลิต, วัสดุที่ใช้, ขนาดความยาวและเส้นผ่านศูนย์กลาง, ความสูงของเบดในส่วน (Section) นั้นๆ
เนื่องจากต้องการให้ตำแหน่งที่เข้าของกระแสน้ำอยู่สูงจากฐานของเบดตรงตามตำแหน่งจริง จึงต้องแบ่งความสูงของหอกเป็น 2 ส่วนคือ ส่วนเหนือกระแสน้ำและใต้กระแสน้ำ
- ส่วนพลวัต : ขนาดและปริมาตรของเหลวเริ่มต้นของบ่อรับ (Sump) และถังรองรับสารกลั่น (Reflux Drum), ประเภทการคำนวณทางไฮดรอลิก, วิธีการคำนวณการแลกเปลี่ยนความร้อนของเครื่องต้มซ้ำและเครื่องควบแน่น



รูปที่ 3.2 แบบการเข้าหอกลิ้นของกระแสน้ำเข้า

ค. HeatX : กำหนดด้านเซลล์และท่อว่าเป็นด้านร้อนหรือเย็น, ลักษณะการไหลของของไหลทั้ง 2 ด้าน (สวนทางกันหรือไหลตามกัน), วิธีการคำนวณแพกเตอร์แก้ไขค่า LMTD, วิธีการคำนวณการแลกเปลี่ยนความร้อน, รายละเอียดต่างๆของโครงสร้างเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนดังต่อไปนี้

- เซลล์ : ชนิดเซลล์ตามมาตรฐาน TEMA (American Tubular Heat Exchanger Manufacturers Association) จำนวนทางผ่านของท่อ, แนวการติดตั้ง, เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน
- ท่อ : ประเภทท่อ (มีหรือไม่มีคิ๊ว), จำนวนท่อ, รูปแบบการจัดเรียง, วัสดุที่ใช้, ความยาว, ระยะห่างระหว่างท่อ, เส้นผ่านศูนย์กลางภายใน
- แผ่นกั้น (Baffles) : ประเภทแผ่นกั้น, จำนวนแผ่นกั้น, สัดส่วนที่ถูกตัดออก, ช่องว่างระหว่างเซลล์และแผ่นกั้น

- **ปลายท่อ (Nozzles)** : ขนาดของท่อทางเข้าและออกของด้านเซลล์และท่อ
- **ส่วนพลวัต** : ปริมาตรของเซลล์และท่อส่วนทางเข้าและทางออก
 - ง. **Heater** : กำหนดอุณหภูมิและความดัน (ส่วนพลวัตไม่มี)
 - จ. **Flash2** : กำหนดความดัน และปริมาณความร้อนที่ให้ ในส่วนพลวัตกำหนดขนาด ลักษณะการติดตั้ง และปริมาตรของเหลวเริ่มต้นของถัง
 - ฉ. **Mixer** : กำหนดความดันอย่างเดียว และไม่มีกรจ่ายของแข็งพลวัต
 - ช. **Valve** : แบ่งเป็น 2 ชนิดคือ วาล์วความดันลดและวาล์วควบคุม
- **วาล์วความดันลด** : กำหนดความดันขาออกหรือความดันลด โดยเลือกวิธีการคำนวณเป็นแบบ Pressure Changer
- **วาล์วควบคุม** : เลือกวิธีการคำนวณเป็นแบบ Design และกำหนดความดันลดหรือความดันขาออก, ชนิดลักษณะวาล์ว, ค่าสัมประสิทธิ์การไหลเชิงมวลที่การเปิด 100%, แฟกเตอร์สัดส่วนความดันลด (Pressure Drop Ratio Factor) และแฟกเตอร์การคืนกลับของความดัน (Pressure Recovery Factor)

หมายเหตุ

ใช้วิธีการและแบบจำลองของ UNIFAC ในการคำนวณคุณสมบัติต่างๆทางอุณหพลศาสตร์ (Thermodynamics) เพราะสนับสนุนกฎของเฮนรี่ (Henry's Law) ซึ่งกฎนี้ใช้สำหรับการคำนวณความดันย่อยของสารประเภทไม่มีการควบแน่น (Non-condensable component) ในการจำลองของงานวิจัยนี้ก็คือก๊าซไนโตรเจน และการแก้สมการหาคำตอบของแบบจำลองหอกลิ้น RadFrac ใช้วิธี Sum-Rates ซึ่งเป็นวิธีที่เหมาะสมกับงานด้านปิโตรเคมีหรือปิโตรเลียมที่มีช่วงจุดเดือดของสารผสมเป็นช่วงกว้าง

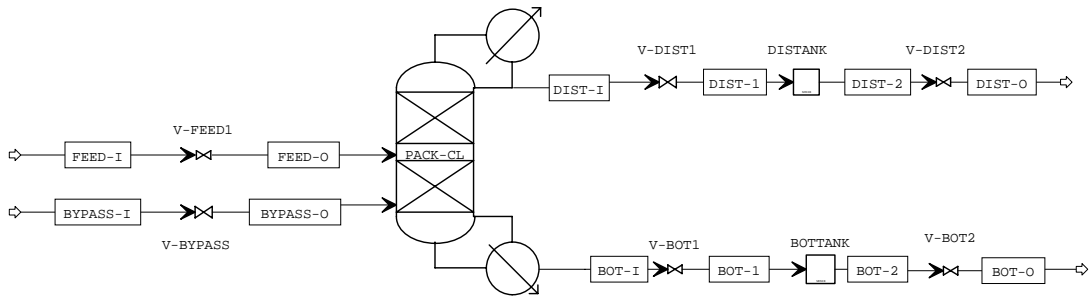
3.4 การจำลองเชิงพลวัต

ผลการคำนวณจากโปรแกรม Aspen Plus ส่งออกมาที่โปรแกรม Aspen dynamic ได้ 2 หมวด คือ

1. หมวดอัตราการไหลเป็นตัวขับเคลื่อน (Flow Driven) : ใช้อัตราการไหลเป็นตัวแปรหลัก นำไปคำนวณค่าของตัวแปรอื่นๆ เช่น ความดัน อุณหภูมิ
2. หมวดความดันเป็นตัวขับเคลื่อน (Pressure Driven) : คล้ายกับหมวดแรกแต่เปลี่ยนตัวแปรหลักเป็นความดันแทน

3.4.1 ช่วงเริ่มต้น

- ก. ใช้แบบจำลอง RadFrac แทนทั้งส่วนหอกลั่น เครื่องควบแน่นและเครื่องต้มซ้ำ (รูปที่ 3.3)
- ข. กำหนดสมการไฮดรอลิกของกระแสน้ำย้อนกลับใน Flowsheet Constraint
- ค. ใช้ Script Tool เพื่อตั้งค่าที่ภาวะเริ่มต้นให้กับกระบวนการ (ถ้าใช้แบบจำลองที่ซับซ้อน หลายบล็อกปฏิบัติการ วิธีการนี้จะไม่สามารถทำได้)
- ง. กำหนดขั้นตอนปฏิบัติการโดยใช้ Tasks Tool ดังนี้
 - *Bypass Task* ตั้งเวลาเปิดวาล์วกระแสน้ำพิเศษเติมให้กับบ่อที่กั้นหอกลั่น และปิดเมื่อระดับขึ้นถึง 40% ของความสูงบ่อ
 - *Feed Task* ตั้งเวลาเปิดวาล์วกระแสน้ำและเวลาที่ใช้เปิดวาล์วจนถึงค่าที่สถานะคงตัว
 - *Heat01 Task* กำหนดการเปิดเครื่องให้ความร้อนเมื่อระดับของบ่อกั้นหอขึ้นถึง 45% ของความสูงบ่อและอัตราการเพิ่มอุณหภูมิในช่วงแรก
 - *Heat02 Task* กำหนดจุดเปลี่ยนอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิของเครื่องให้ความร้อนในช่วงหลัง จากค่าสูงสุดจนถึงค่าที่สถานะคงตัว
 - *Control Task* กำหนดการปิดเครื่องควบคุมความดันและวาล์วของกระแสน้ำจากเครื่องควบแน่นเมื่ออุณหภูมียอดหอขึ้นมาถึงค่าใกล้เคียงจุดเดือดสารเบาและเปิดเครื่องควบคุมระดับของเหลวในบ่อและถังรับสารกลั่น
 - *Pcontrol Task* กำหนดการเปิดเครื่องควบคุมความดันอีกครั้งเมื่อเครื่องควบแน่นมีความดันมากเกินไป 1.25 bar และจะปิดเครื่องควบคุมและวาล์วกระแสน้ำที่เริ่มมีกระแสกลับ
- จ. ทำการจำลองเพื่อหาเวลาที่เริ่มมีกระแสกลับ (T1) และเวลาที่สัดส่วนองค์ประกอบเชิงมวลของเบนซีนในกระแสกลับมาถึง 0.95 (T2) หลังจากนั้นทำการจำลองซ้ำหาปริมาณพลังงานที่ใช้ของเครื่องต้มซ้ำตั้งแต่เริ่มต้นจนถึงเวลา T1 และเช่นเดียวกันหาปริมาณมวลของกระแสกลับถึงเวลา T2



รูปที่ 3.3 แผนผังกระบวนการของการจำลองหอกลั่นเดี่ยว

3.4.2 ช่วงควบคุมเมื่อระบบเข้าสู่สถานะคงตัว

- ก. ใช้แบบจำลองคณิตศาสตร์แบบละเอียดในแต่ละอุปกรณ์ (รูปที่ 3.1)
- ข. เพิ่มเครื่องควบคุมอัตราการไหลของกระแสขาเข้า (กระแสป้อน, กระแสป้อนพิเศษ, กระแสน้ำมันให้ความร้อน และกระแสน้ำหล่อเย็น) เพื่อให้ไม่เกิดการเปลี่ยนแปลง เมื่อความดันปลายทางกระแสมีการเปลี่ยนแปลง
- ค. กำหนดสมการให้ความดันกระแสขาเข้าสูงกว่าปลายทางของกระแสใน Flowsheet Constraint
- ง. เปลี่ยนค่าตัวแปรปรับ (ปริมาณความร้อนที่ให้ของเครื่องต้มซ้ำ, กระแสป้อนย้อนกลับ) และตัวแปรรบกวน (อัตราการไหลของกระแสป้อน, สัดส่วนองค์ประกอบเบนซีน) เพื่อหาทรานเฟอร์ฟังก์ชัน (อัตราการขยาย (Gain), ค่าคงที่เวลา (Time Constant)) ที่มีต่ออุณหภูมิยอดหอกับฐานหอ และกระแสกลั่นกับกระแสฐานหอ
- จ. นำค่าอัตราการขยายและค่าคงที่เวลาไปคำนวณพารามิเตอร์ของเครื่องควบคุมโดยวิธี ISE

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

บทที่ 4

ผลการทดลองและวิจารณ์ผล

4.1 ผลการจำลองที่สถานะคงตัว

ได้ทำการจำลองไว้ 3 กรณีคือ

- ◆ กรณีที่ 1 : จำลองการออกแบบหอกลั่นเชิงลัด (Shortcut Design)
- ◆ กรณีที่ 2 : จำลองโดยใช้แบบจำลองหอกลั่นเดี่ยว (Single Column) ซึ่งใช้แบบจำลองของเครื่องควบแน่นและเครื่องต้มซ้ำที่มีอยู่แล้วในแบบจำลองหอกลั่น
- ◆ กรณีที่ 3 : จำลองแบบละเอียดในแต่ละอุปกรณ์ โดยแบบจำลองหอกลั่นจะแทนเฉพาะส่วนของหอเบดบรรจุเท่านั้น และเครื่องควบแน่นจะแบ่งเป็น 2 ตัวคือ ตัวแรกจะเป็นการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสป้อนกับกระแสไอดีออก ส่วนตัวที่สองเป็นการแลกเปลี่ยนระหว่างกระแสไอดีที่ออกจากตัวแรกกับน้ำหล่อเย็น และเครื่องต้มซ้ำแลกเปลี่ยนความร้อนระหว่างกระแสฐานหอกับน้ำมันให้ความร้อนทั้ง 3 เครื่องนี้ใช้แบบจำลองเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนและใช้แบบจำลองเครื่องให้ความร้อนแทนขดลวดความร้อน

4.1.1 ข้อมูลและผลการทดลองสถานะคงตัวของคุณอภิสิทธิ์ ทัศนาศ¹

— อัตราส่วนป้อนกลับ : $RR = \frac{V_L}{V_D} = 4.42$ (4.1)

V_L = อัตราการไหลเชิงปริมาตรของกระแสป้อนย้อนกลับ

V_D = อัตราการไหลเชิงปริมาตรของกระแสกลั่น

— อัตราการไหลเชิงปริมาตรของกระแสกลั่น = 2.40 l/hr

— อัตราการไหลเชิงปริมาตรของกระแสฐานหอ = 1.60 l/hr

— สัดส่วนสารองค์ประกอบเชิงมวลของผลิตภัณฑ์

	กระแสกลั่น	กระแสผลิตภัณฑ์ฐานหอ
เบนซีน	0.9513	0.2795
โทลูอีน	0.0478	0.3988
ไซลีน	0.0009	0.3217

โดยนำข้อมูลมาจากผลการทดลองบางส่วนของคุณอภิสิทธิ์ ทศนา ในขั้นการกลั่นแยกเบนซีนออกจากโทลูอีน และไซลีน ข้อมูลกระแสขาเข้าแสดงดังตารางที่ 4.1 และอุณหภูมิที่ตำแหน่งต่างๆในกระบวนการแสดงไว้รูปที่ 4.1 ข้อมูลต่างๆเหล่านี้นำไปเป็นข้อมูลป้อนให้แก่การจำลองทั้ง 3 กรณี

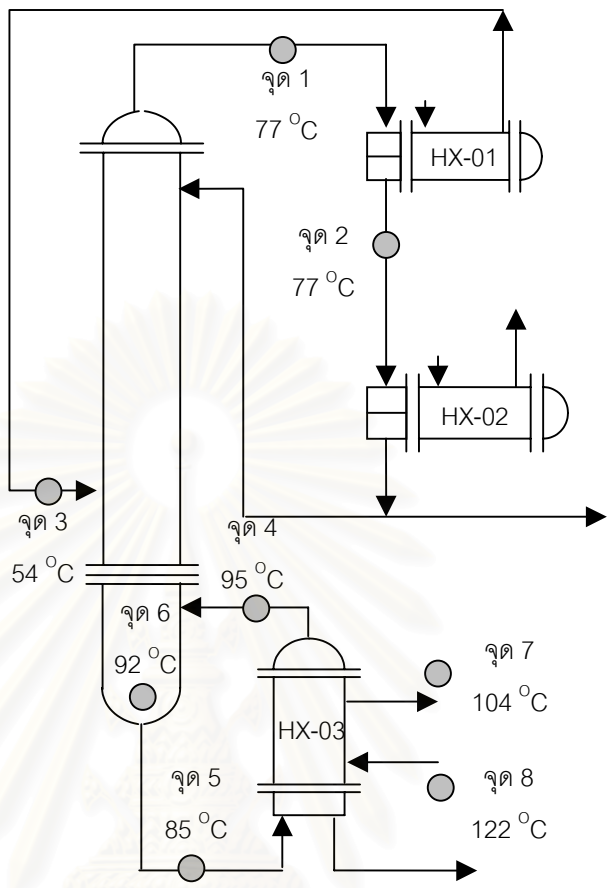
ตารางที่ 4.1 ข้อมูลกระแสขาเข้าจากการทดลอง

ตัวแปรป้อน	กระแสป้อน	น้ำหล่อเย็น	น้ำมันความร้อน
อุณหภูมิ (°C)	28	31	122
อัตราการไหลเชิงมวล (kg/hr)	3.506	652	1120
องค์ประกอบ (สัดส่วนเชิงมวล)			
เบนซีน	0.5946	0	0
โทลูอีน	0.2906	0	0
พารา - ไซลีน	0.1148	0	0
น้ำ	0	1	0
ไตรฟีนิลมีเทน	0	0	1

ตารางที่ 4.2 ผลการควบคุมมวลสารรอบหม้อกลั่นจากการทดลอง¹

	ขาเข้า (kg/hr)	ขาออก (kg/hr)	% ความผิดพลาด
เบนซีน	2.085	2.380	14.15%
โทลูอีน	1.019	0.668	-34.45%
ไซลีน	0.402	0.458	13.93%

จากตารางที่ 4.2 การควบคุมมวลสารของการทดลองมีความผิดพลาด ดังนั้นจึงยึดผลทางด้านกระแสกลั่นเป็นหลัก เพราะเป็นกระแสผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ โดยได้สร้างแบบจำลองที่ใช้ข้อมูลป้อนตามข้อมูลป้อนของการทดลองแล้วปรับตัวแปรบางตัวให้ได้ผลการคำนวณของกระแสกลั่นมีความใกล้เคียงกับค่าต่างๆของกระแสกลั่นที่ได้จากผลการทดลองมากที่สุด กระแสกลั่นที่ออกจากเครื่องควบแน่นขนาดใหญ่ (HX - 02) ไม่มีการวัดอุณหภูมิดังรูปที่ 4.1 จึงสมมุติให้กระแสกลั่นที่ออกมาอุณหภูมิเท่ากับน้ำหล่อเย็น เพราะการทดลองใช้น้ำหล่อเย็นที่อัตราการไหลสูงมาก



รูปที่ 4.1 ค่าและตำแหน่งที่วัดอุณหภูมิของของไหลในห้องปฏิบัติการ

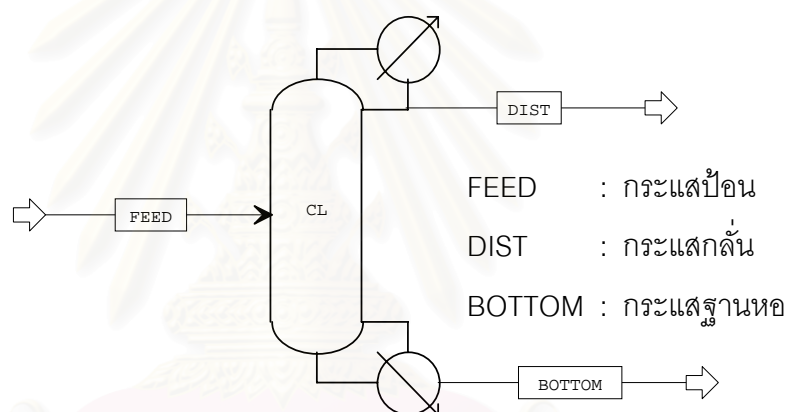
อัตราการถ่ายโอนความร้อนจากเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนแต่ละเครื่อง คำนวณจากการเปลี่ยนแปลงของอุณหภูมิของสารผสมที่ต้องการแยกหรือสารตัวกลางถ่ายโอนในแต่ละเครื่อง และค่าความจุความร้อนได้มาจากการจำลองโดยโปรแกรม Aspen ตามภาวะจากข้อมูลการทดลอง เป็นค่าเฉลี่ยระหว่างขาเข้าและขาออก

- เครื่องควบแน่นเล็ก (HX - 01) = 41 Watt
(คำนวณจากกระแสไอยอดหอ)
 - เครื่องควบแน่นใหญ่ (HX - 02) = 1,103 Watt
(คำนวณจากกระแสน้ำหล่อเย็น)
- ∴ อัตราการถ่ายโอนความร้อนที่ดึงออกสุทธิ = 1,144 Watt

- เครื่องต้มซ้ำ (HX – 03) = 12,656 Watt
(คำนวณจากกระแสน้ำมันให้ความร้อน)

กรณีที่ 1 และ 2 อุณหภูมิขาเข้าของกระแสน้ำกำหนดให้เท่ากับอุณหภูมิของกระแสน้ำที่ผ่านการให้ความร้อนเบื้องต้นแล้ว ($54\text{ }^{\circ}\text{C}$) เพราะไม่ได้มีการจำลองเครื่องควบแน่นขนาดเล็กสำหรับให้ความร้อนเบื้องต้นกับกระแสน้ำเพื่อนำพลังงานส่วนหนึ่งกลับคืนมาจากระบบ เนื่องจากต้องการหาอัตราการถ่ายโอนความร้อนสุทธิที่เข้าและออกในกระบวนการ แต่กรณีจำลองช่วงเริ่มต้นและการจำลองกรณีที่ 3 จะกำหนดไว้ที่อุณหภูมิห้อง ($28\text{ }^{\circ}\text{C}$) เพราะช่วงเริ่มต้นยังไม่มีกระแสไอให้ความร้อนกับกระแสน้ำ และแบบจำลองโดยละเอียดก็มีเครื่องควบแน่นขนาดเล็กมาทำหน้าที่นี้แล้ว

4.1.2 ผลการจำลองกรณีที่ 1

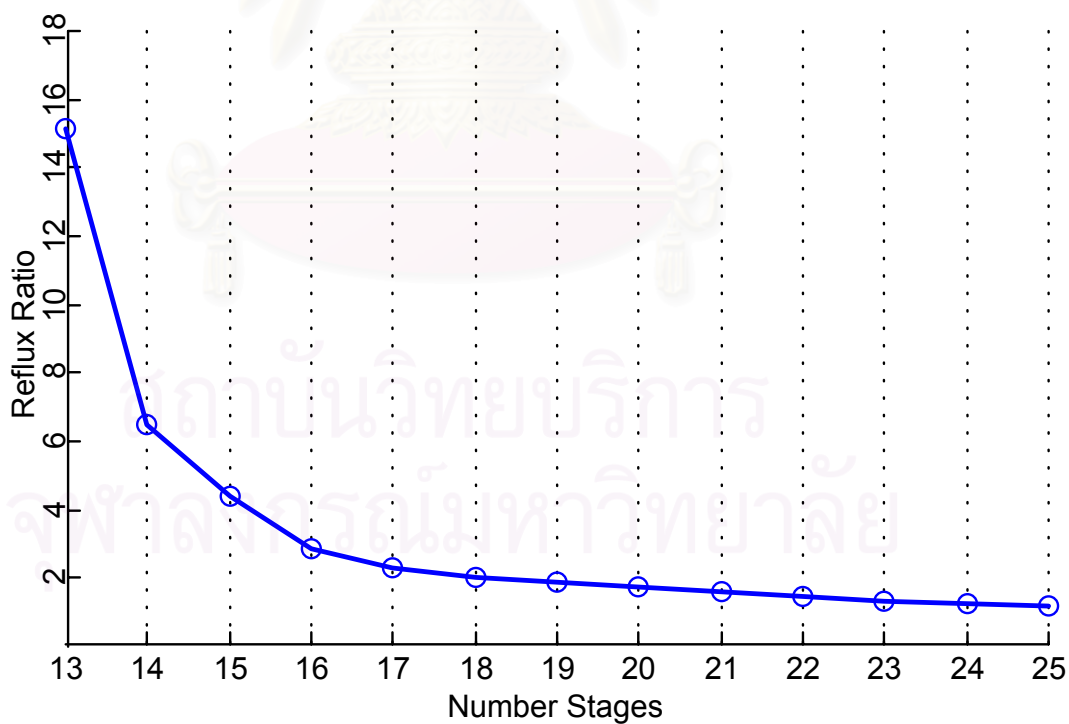


รูปที่ 4.2 แผนภาพแบบจำลองการออกแบบเชิงลัด

แผนผังการจำลองโดยใช้แบบจำลอง DSTWU ซึ่งเป็นแบบจำลองออกแบบหอกสั้น (Shortcut Design) แสดงดังรูปที่ 4.2 สำหรับหาจำนวนชั้นทางทฤษฎีที่อัตราส่วนป้อนกลับเท่ากับ 4.42 ตามผลการทดลอง แล้วนำไปใช้ในการจำลองหอกสั้นเดียวในกรณีที่ 2 ต่อไป (อาจเปลี่ยนค่าจำนวนชั้นทางทฤษฎีบ้าง เพื่อให้ผลการคำนวณตรงกับผลการทดลองมากขึ้น) สรุปผลการจำลองโดยรวมดังตารางที่ 4.3 (จำนวนชั้นจริงนับรวมชั้นของเครื่องต้มซ้ำและเครื่องควบแน่นด้วย) ความสัมพันธ์จำนวนชั้นตามทฤษฎีกับอัตราส่วนป้อนกลับแสดงไว้รูปที่ 4.3 และผลการคำนวณกระแสน้ำและผลิตภัณฑ์ดังตารางที่ 4.4

ตารางที่ 4.3 ผลการจำลองการออกแบบหอกลั่นเชิงลัด

อัตราส่วนป้อนกลับต่ำสุด	0.934
อัตราส่วนป้อนกลับจริง	4.42
จำนวนชั้นต่ำสุด	13
จำนวนชั้นจริง	15
ชั้นที่กระแสป้อนเข้า	12
จำนวนชั้นจริงเหนือกระแสป้อน	11
อัตราความร้อนที่เครื่องต้มซ้ำต้องการ	1,249 Watt
อัตราความร้อนที่เครื่องควบแน่นดึงออก	1,178 Watt
อุณหภูมิกระแสกลั่น	80.21 °C
อุณหภูมิกระแสฐานหอ	112.72 °C
ส่วนที่กลั่นได้ต่อสวารป้อน	0.613
HETP	0.12 Meter



รูปที่ 4.3 ความสัมพันธ์จำนวนชั้นกับอัตราส่วนป้อนกลับ

ตารางที่ 4.4 ผลลัพธ์การจำลองกระแสน้ำและผลิตภัณฑ์ของการออกแบบเชิงลัด

	FEED	DIST	BOTTOM
อุณหภูมิ (°C)	54.00	80.21	112.72
ความดัน (kPa)	150	100	100.11
อัตราการไหลเชิงโมล (kmol/hr)	0.041	0.025	0.016
อัตราการไหลเชิงมวล (kg/hr)	3.452	1.957	1.495
อัตราการไหลเชิงปริมาตร (l/hr)	4.121	2.399	1.927
สัดส่วนเชิงมวล			
เบนซีน	0.5946	0.9999	0.0641
โทลูอีน	0.2906	0.0001	0.6708
พารา - ไซลีน	0.1148	0.0000	0.2651
สัดส่วนเชิงโมล			
เบนซีน	0.6425	0.9999	0.0774
โทลูอีน	0.2662	0.0001	0.6870
พารา - ไซลีน	0.0913	0.0000	0.2357

ตามผลการทดลอง อุณหภูมิของสารกลั่นออกจากหอกลั่นที่อุณหภูมิของน้ำหล่อเย็นซึ่งเท่ากับ 31 °C ในการจำลองครั้งนี้ อุณหภูมิของกระแสน้ำที่ออกมาถูกกำหนดให้ออกที่ค่าการเกิดของเหลวหยดแรกจากวัฏภาคไอ (Dew Point) แต่เพื่อเป็นการเปรียบเทียบอัตราการให้และการดึงความร้อนจากการคำนวณของแบบจำลองกับผลการทดลอง จึงต้องคิดถึงอัตราความร้อนที่ดึงออกจากกระแสน้ำและกระแสน้ำย้อนกลับที่ออกจากเครื่องควบแน่นเพื่อลดอุณหภูมิจากจุดนั้นมาที่ 31 °C และอัตราความร้อนที่ต้องเพิ่มให้กับกระแสน้ำย้อนกลับเข้ามาด้วย

$$\text{อัตราความร้อนที่ดึงออกเพื่อลดอุณหภูมิ} = 266 \quad \text{Watt}$$

$$\text{อัตราความร้อนที่ต้องเพิ่มเพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับกระแสน้ำย้อนกลับ}$$

$$= 217 \quad \text{Watt}$$

ดังนั้นอัตราความร้อนที่ดึงออกโดยเครื่องควบแน่นและที่เพิ่มให้กับกระบวนการจากเครื่องต้มน้ำต้องเพิ่มขึ้นจากส่วนนี้ด้วย

- อัตราความร้อนที่ดึงออกสุทธิ = 1,178 + 266 = 1,444 Watt

- อัตราความร้อนที่ให้สุทธิ = $1,249 + 217 = 1,466$ Watt

4.1.3 ผลการจำลองกรณีที่ 2 (รูปที่ 3.3 ในบทที่ 3)

ใช้แบบจำลอง RadFrac ซึ่งเป็นแบบจำลองอย่างละเอียด (Rigorous Equation Type) ของหอกลั่น โดยนำค่าจำนวนชั้นจากกรณีที่ 1 เป็นค่าประมาณการเริ่มต้นในการจำลอง แล้วทำการปรับเปลี่ยนจนผลการคำนวณใกล้เคียงกับผลการทดลองมากที่สุดได้ค่าจำนวนชั้นเท่ากับ 12 (นับรวมชั้นของเครื่องต้มซ้ำและเครื่องควบแน่นด้วย) สรุปผลการจำลองโดยรวมไว้ที่ตารางที่ 4.5 และผลคำนวณของกระแสป้อนและผลิตภัณฑ์แสดงในตารางที่ 4.6

การคำนวณประสิทธิภาพเมอร์ฟี (Murphree Efficiencies)

$$Eff_{i,j}^M = \frac{y_{i,j} - y_{i,j+1}}{K_{i,j}x_{i,j} - y_{i,j+1}} \quad (4.2)$$

โดยที่	K	=	ค่าสมดุลระหว่างวัฏภาค (Equilibrium K value)
	x	=	สัดส่วนเชิงมวลของวัฏภาคของเหลว (Liquid mole fraction)
	y	=	สัดส่วนเชิงมวลของวัฏภาคไอ (Vapor mole fraction)
	Eff^M	=	ประสิทธิภาพเมอร์ฟี (Murphree efficiency)
	i	=	ดัชนีสารองค์ประกอบ (Component index)
	j	=	ดัชนีชั้น (Stage index)

โปรแกรม Aspen Plus สามารถคำนวณประสิทธิภาพเมอร์ฟีที่ให้ผลการคำนวณของกระแสกลั่นตรงกับการทดลองได้ (เช่น ความบริสุทธิ์ของเบนซีน) ผลการจำลองจากการระบุจำนวนชั้นของการออกแบบเชิงลัด (Shortcut Design) ในกรณีที่ 1 มีประสิทธิภาพร้อยละ 32.13 และที่การจำลองหอกลั่นเดี่ยวแบบละเอียดในกรณีที่ 2 มีประสิทธิภาพร้อยละ 53.95

หมายเหตุ: การคำนวณเลือกสารองค์ประกอบเบนซีนเป็นสารอ้างอิง เพราะเป็นสารผลิตภัณฑ์ที่ต้องการ โดยให้ผลลัพธ์การคำนวณของกระแสกลั่นที่ความบริสุทธิ์ของเบนซีนและอัตราการไหลเชิงมวลตรงกับผลการทดลอง

ตารางที่ 4.5 ผลการจำลองหอกลับเดียว

	เครื่องควบแน่น (Stage 1)	เครื่องต้มซ้ำ (Stage 12)
อุณหภูมิ (°C)	80.52	114.26
อัตราความร้อน (Watt)	-1,255	
อัตราความร้อนที่ดึงออกเพื่อลดอุณหภูมิสาร กลับที่ควบแน่นหมดแล้วมาที่ 31 °C(Watt)	-287	
รวมอัตราความร้อนทั้งหมด (Watt)	-1,542	1,563
อัตราการไหลวัฏภาคของเหลว (kmol/hr)	0.1186	0.0141
อัตราการไหลวัฏภาคของไอ	0	0.1636
สัดส่วนป้อนกลับ (Reflux Ratio)	4.42	
สัดส่วนการเกิดไอ (Boilup Ratio)		11.62

ตารางที่ 4.6 ผลลัพธ์จากการจำลองกระแสป้อนและผลิตภัณฑ์ของแบบจำลองคณิตศาสตร์
หอกลับเดียว

	Total Feed	DIST	BOTTOM
อุณหภูมิ (°C)	54.00	31.00	114.26
ความดัน (kPa)	150	100	100.11
อัตราการไหลเชิงโมล (kmol/hr)	0.0409	0.0268	0.0141
อัตราการไหลเชิงมวล (kg/hr)	3.4523	2.1100	1.3423
อัตราการไหลเชิงปริมาตร (l/hr)	4.1213	2.4335	1.7335
สัดส่วนเชิงมวล			
เบนซีน	0.5946	0.9543	0.0292
โทลูอีน	0.2906	0.0457	0.6754
พารา - ไซลีน	0.1148	0.0000	0.2953
สัดส่วนเชิงโมล			
เบนซีน	0.6425	0.9610	0.0357
โทลูอีน	0.2662	0.0390	0.6991
พารา - ไซลีน	0.0913	0.0000	0.2653

หมายเหตุ : กระแส "Total Feed" = กระแส "Feed - I" + กระแส "Bypass - I"

กระแสน้ำพิเศษ (กระแสน้ำ "Bypass") เป็นกระแสน้ำที่มีไว้เพื่อเติมบ่อที่ฐานหอ (Sump) ในช่วงเริ่มต้น เพื่อให้ระดับในบ่อสูงเร็วขึ้น แต่ในการจำลองสถานะคงตัว กำหนดให้อัตราการไหลเท่ากับร้อยละ 20 ของอัตราการไหลทั้งหมดของกระแสน้ำที่สถานะคงตัว และอีกร้อยละ 80 เป็นของกระแสน้ำ (กระแสน้ำ "Feed")

4.1.4 ผลการจำลองกรณีที่ 3 (รูปที่ 3.1 ในบทที่ 3)

เช่นเดียวกับกรณีที่ 1 การกำหนดให้อุณหภูมิของสารกลั่นออกจากหอกลั่นที่อุณหภูมิ 31°C เป็นการลดอุณหภูมิที่มากเกินไป เพราะจะทำให้สิ้นเปลืองพลังงานในการที่จะต้องไปเพิ่มอุณหภูมิของกระแสน้ำย้อนกลับอีก จึงจำลองให้อุณหภูมิกระแสน้ำกลั่นออกมาใกล้เคียงกับจุดการเกิดของเหลวหยดแรกจากวัฏภาคไอ (Dew Point) ประมาณ 81.16°C แต่เพื่อเป็นการเปรียบเทียบการใช้อัตราความร้อนจากผลการคำนวณกับผลที่ได้จากการทดลอง จึงต้องคิดอัตราความร้อนที่ดึงออกจากกระแสน้ำ และกระแสน้ำย้อนกลับที่ออกจากเครื่องควบแน่นขนาดใหญ่เพื่อลดอุณหภูมิมาที่ 31°C และอัตราความร้อนที่ต้องใช้เพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับกระแสน้ำย้อนกลับเข้ามาด้วย

$$\text{อัตราความร้อนที่ดึงออกเพื่อลดอุณหภูมิ} = 278 \text{ Watt}$$

$$\text{อัตราความร้อนที่ต้องเพิ่มเพื่อเพิ่มอุณหภูมิให้กับกระแสน้ำย้อนกลับ}$$

$$= 227 \text{ Watt}$$

อัตราความร้อนที่มีการแลกเปลี่ยนในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนทั้ง 3 ตัว

- เครื่องควบแน่นขนาดเล็ก (HX - 01) = 40 Watt

- เครื่องควบแน่นขนาดใหญ่ (HX - 02) = 1,085 Watt

$$\text{รวมทั้งหมด} = 1,125 \text{ Watt}$$

- เครื่องต้มซ้ำ (HX - 03) = 1,201 Watt

ดังนั้นอัตราการถ่ายโอนความร้อนที่ดึงออกจากกระบวนการโดยเครื่องควบแน่นและที่เพิ่มให้กับกระบวนการจากเครื่องต้มซ้ำต้องเพิ่มขึ้นจากส่วนนี้ด้วย

- อัตราความร้อนที่ดึงออกสุทธิ = $1,125 + 278 = 1,403 \text{ Watt}$

- อัตราความร้อนที่ให้สุทธิ = $1,201 + 227 = 1,428 \text{ Watt}$

ผลคำนวณกระแสน้ำและผลิตภัณฑ์แสดงดังตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.7 ผลลัพธ์การจำลองกระแสป้อนและผลิตภัณฑ์ของแบบจำลองคณิตศาสตร์แบบละเอียด

	Total Feed	DIST	BOTTOM
อุณหภูมิ ($^{\circ}\text{C}$)	28	81.12	107.78
ความดัน (kPa)	150	102.05	102.42
อัตราการไหลเชิงโมล (kmol/hr)	0.0409	0.0241	0.0167
อัตราการไหลเชิงมวล (kg/hr)	3.4523	1.8985	1.5487
อัตราการไหลเชิงปริมาตร (l/hr)	4	2.4382	2.0813
สัดส่วนเชิงมวล			
เบนซีน	0.5946	0.9578	0.1504
โทลูอีน	0.2906	0.0420	0.5945
พารา - ไซลีน	0.1148	0.0002	0.2551
สัดส่วนเชิงโมล			
เบนซีน	0.6425	0.9640	0.1786
โทลูอีน	0.2662	0.0358	0.5985
พารา - ไซลีน	0.0913	0.0001	0.2229

หมายเหตุ : กระแส "Total Feed" = กระแส "Feed - I" + กระแส "Bypass - I"

4.1.5 เปรียบเทียบผลการทดลองกับผลการคำนวณจากแบบจำลอง

ตารางที่ 4.8 อัตราการถ่ายโอนความร้อนสุทธิที่ดึงออกโดยเครื่องควบแน่นและที่ให้แก่จากเครื่องต้มซ้ำจากการจำลองทั้ง 3 กรณีเปรียบเทียบกับผลการทดลอง

	อัตราการความร้อนสุทธิที่ดึงออก โดย เครื่องควบแน่น (Watt)	อัตราการความร้อนสุทธิที่ให้แก่จาก เครื่องต้มซ้ำ (Watt)
ผลการทดลอง	1,144	12,656
การจำลอง		
กรณีที่ 1	1,444	1,466
กรณีที่ 2	1,542	1,563
กรณีที่ 3	1,403	1,428

ตารางที่ 4.9 ผลการจำลองผลิตภัณฑ์กระแสกลั่นเปรียบเทียบกับผลการทดลอง

	ผลการทดลอง	กรณีที่ 1	กรณีที่ 2	กรณีที่ 3
อุณหภูมิ ($^{\circ}\text{C}$)	28	80.21	31.00	81.12
ความดัน (kPa)	-	100	100	102.05
อัตราการไหลเชิงโมล (kmol/hr)	-	0.025	0.0268	0.0241
อัตราการไหลเชิงมวล (kg/hr)	-	1.957	2.1100	1.8985
อัตราการไหลเชิงปริมาตร (l/hr)	2.4	2.399	2.4335	2.4382
สัดส่วนเชิงมวล				
เบนซีน	0.9513	0.9999	0.9543	0.9578
โทลูอีน	0.0478	0.0001	0.0457	0.0420
พารา - ไซลีน	0.0009	0.0000	0.0000	0.0002
สัดส่วนเชิงโมล				
เบนซีน	-	0.9999	0.9610	0.9640
โทลูอีน	-	0.0001	0.0390	0.0358
พารา - ไซลีน	-	0.0000	0.0000	0.0001

จากตารางที่ 4.8 ผลการจำลองกระแสกลั่นได้ค่าอัตราการไหลเชิงมวลหรือปริมาตรและสัดส่วนองค์ประกอบเชิงมวลมีความใกล้เคียงกับผลการทดลอง ค่าที่แตกต่างกันเพียงเล็กน้อยเนื่องจากความละเอียดของแบบจำลองคณิตศาสตร์ที่ต่างกัน ส่วนทางด้านการใช้พลังงานนั้นจากตารางที่ 4.9 อัตราความร้อนที่ดึงออกจากกระบวนการโดยการควบแน่น แบบจำลองมีค่ามากกว่าโดยเฉลี่ยร้อยละ 28 แต่อัตราความร้อนที่ให้อุปกรณ์ต้มซ้ำ ผลการทดลองมีค่ามากกว่าโดยเฉลี่ยถึง 11,170 Watt หรือประมาณ 8.53 เท่าของการจำลอง ความผิดพลาดที่เกิดขึ้นอาจมีสาเหตุมาจาก

1. การวัดอัตราการไหลเชิงปริมาตรของสารตัวกลาง (น้ำหล่อเย็นและน้ำมันให้ความร้อน) ใช้วิธีจับเวลาที่ใช้ในการเติมกระบอกตวงขนาดปริมาตร 1 ลิตรเต็มพอดี แล้วนำไปคำนวณอัตราการไหล ซึ่งความผิดพลาดอาจจะมีได้ถึงร้อยละ 30 เพราะอัตราการไหลของสารตัวกลางสูงมากทำให้จับเวลาที่กระบอกตวงเต็มได้ไม่ค่อยถูกต้อง โดยเฉพาะน้ำมันให้ความร้อนมีอุณหภูมิสูงเป็นอันตรายต่อการสัมผัส

2. กรณีของเครื่องต้มข้าวจากการทดลองที่ใช้อัตราความร้อนมากกว่าการจำลองถึง 8.53 เท่า อัตราความร้อนที่เกินมานอกจากสาเหตุในข้อ 1 อาจมาจากความผิดพลาดของอุปกรณ์วัดอุณหภูมิ และอัตราความร้อนที่ต้องสูญเสียให้กับสิ่งแวดล้อม ได้ประมาณความผิดพลาดของอัตราความร้อนที่เกินมา 11,170 Watt ไว้ดังต่อไปนี้

- จากการวัดอัตราการไหลผิดพลาดร้อยละ 25
อัตราความร้อนที่เกิน = 3,164 Watt
- จากอุปกรณ์วัดอุณหภูมิ ทำให้ผลต่างอุณหภูมิขาเข้าและออกของน้ำมันให้ความร้อนผิดพลาดไป 5 °C
อัตราความร้อนที่เกิน = 3,516 Watt
- จากการสูญเสียความร้อนร้อยละ 10 ของอัตราความร้อนทั้งหมด
อัตราความร้อนที่เกิน = 1,266 Watt
- อื่นๆไม่ทราบสาเหตุ = 3,225 Watt

อัตราความร้อนจากเครื่องต้มข้าวจากการจำลองโดยเฉลี่ย = 1,486 Watt

$$\begin{aligned} \therefore \text{รวมอัตราความร้อนทั้งหมด} &= 1,486 + 3,164 + 3,516 + 1,266 + 3,225 \text{ Watt} \\ &= 12,656 \text{ Watt} \end{aligned}$$

(อัตราความร้อนจากเครื่องต้มข้าวของการทดลอง = 12,656 Watt

โดยรวมแล้วแบบจำลองให้ผลที่ใกล้เคียงกับการทดลอง ดังนั้นแบบจำลองกรณีที่ 2 และ 3 มีความเหมาะสมเพียงพอสามารถใช้แทนกระบวนการกลั่นจริงของการทดลองได้

4.2 ผลการจำลองเชิงพลวัต

4.2.1 ผลการจำลองช่วงเริ่มต้น

นำแบบจำลองกรณีที่ 2 มาแบ่งการจำลองเป็น 3 กรณีดังตารางที่ 4.10 โดยแต่ละกรณีกำหนดให้อัตราการเพิ่มอุณหภูมิของตัวกลางให้ความร้อนช่วงแรก ดังต่อไปนี้ 4.73, 4.40, 4.07, 3.66, 3.40, 3.17, 3.07, 2.73, 2.40 และ 2.07 °C/min โดยใช้เวลา 30 นาทีในช่วงแรก ส่วนช่วงหลังกำหนดให้เปลี่ยนจากอุณหภูมิสุดท้ายของช่วงแรกมาที่อุณหภูมิปฏิบัติการที่สถานะคงตัว 122 °C ภายในเวลา 12 นาที และผลการเปลี่ยนอัตราการเพิ่มอุณหภูมิช่วงแรกต่อพลังงานที่ใช้และค่าใช้จ่ายต่างๆในช่วงเริ่มต้นแสดงไว้ตารางที่ 4.11, 4.12 และ 4.13 ของกรณีที่ 1, 2 และ 3 ตามลำดับ (ในกรณีที่ 2 และ 3 อัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิบางค่ามีลักษณะการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิที่ซ้ำกับกรณีที่ 1 จะไม่ทำการจำลอง) ลักษณะการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิในแต่ละกรณีได้แสดงไว้ที่รูป 4.4

หมายเหตุ : **กรณีที่ 1** ที่อัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 3.07, 2.73, 2.40 และ 2.07 °C/min อุณหภูมิจะขึ้นไม่ถึงอุณหภูมิสูงสุดที่ 125 °C เพราะหมดเวลา 30 นาทีก่อน อุณหภูมิจึงไปถึงแค่ 120, 110, 100 และ 90 °C ตามลำดับ

กรณีที่ 2 เช่นเดียวกับกรณีที่ 1 แต่เพิ่มอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 3.17 °C/min เข้ามาด้วย ที่อัตราการเปลี่ยนแปลงนี้ อุณหภูมิไม่สามารถขึ้นถึง 130 °C ซึ่งเป็นอุณหภูมิสูงสุดของกรณีนี้ได้ เมื่อสิ้นสุดเวลา 30 นาที อุณหภูมิจะขึ้นถึง 125 °C เท่านั้น

กรณีที่ 3 เหมือนกรณีที่ 1 แต่จะมีเพียงอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ 2.73, 2.40 และ 2.07 °C/min เท่านั้นที่อุณหภูมิขึ้นไปไม่ถึงอุณหภูมิสูงสุดที่ 120 °C แต่อุณหภูมิขึ้นไปถึงเพียง 110, 100 และ 90 °C ตามลำดับ

ตารางที่ 4.10 การกำหนดอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำ

	อุณหภูมิเริ่มต้น (°C)	อุณหภูมิสุดท้าย (°C)	
		ช่วงแรก	ช่วงหลัง
กรณีที่ 1	28	125	122
กรณีที่ 2	28	130	122
กรณีที่ 3	28	120	122

ตารางที่ 4.11 ผลของอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำกับค่าใช้จ่ายปฏิบัติการช่วงเริ่มต้นกรณีที่ 1

อัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิช่วงแรก °C/min	พลังงานที่ใช้ (kW-hr)	ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน (Baht)	ค่าใช้จ่ายจากการสูญเสียผลิตภัณฑ์ที่คุณภาพต่ำกว่ากำหนด				ค่าใช้จ่ายทั้งหมด (Baht)	เวลาที่ใช้ (min)
			เบนซีน (Baht)	โทลูอีน (Baht)	ไซลีน (Baht)	รวมทั้งหมด (Baht)		
4.73	0.621005	1.1207	36.94	2.61	0.14	39.69	40.81	55.20
4.40	0.615750	1.1112	36.42	2.50	0.12	39.04	40.15	55.74
4.07	0.610859	1.1024	35.82	2.36	0.11	38.29	39.39	56.40
3.66	0.613368	1.1069	35.16	2.26	0.10	37.52	38.62	57.96
3.40	0.608387	1.0980	33.94	2.07	0.09	36.10	37.20	58.44
3.17	0.609117	1.0993	33.59	2.00	0.08	35.67	36.77	59.22

ตารางที่ 4.11 (ต่อ)

อัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิช่วงแรก $^{\circ}\text{C}/\text{min}$	พลังงานที่ใช้ (kW-hr)	ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน (Baht)	ค่าใช้จ่ายจากการสูญเสียผลิตภัณฑ์ที่คุณภาพต่ำกว่ากำหนด				ค่าใช้จ่ายทั้งหมด (Baht)	เวลาที่ใช้ (min)
			เบนซีน (Baht)	โทลูอีน (Baht)	ไซลีน (Baht)	รวมทั้งหมด (Baht)		
3.07	0.607334	1.0961	27.86	1.59	0.07	29.52	30.61	57.60
2.73	0.614635	1.1092	12.08	0.63	0.03	12.74	13.85	52.98
2.40	0.624902	1.1278	6.30	0.31	0.01	6.63	7.75	53.64
2.07	0.630061	1.1371	21.81	1.17	0.05	23.03	24.16	64.74

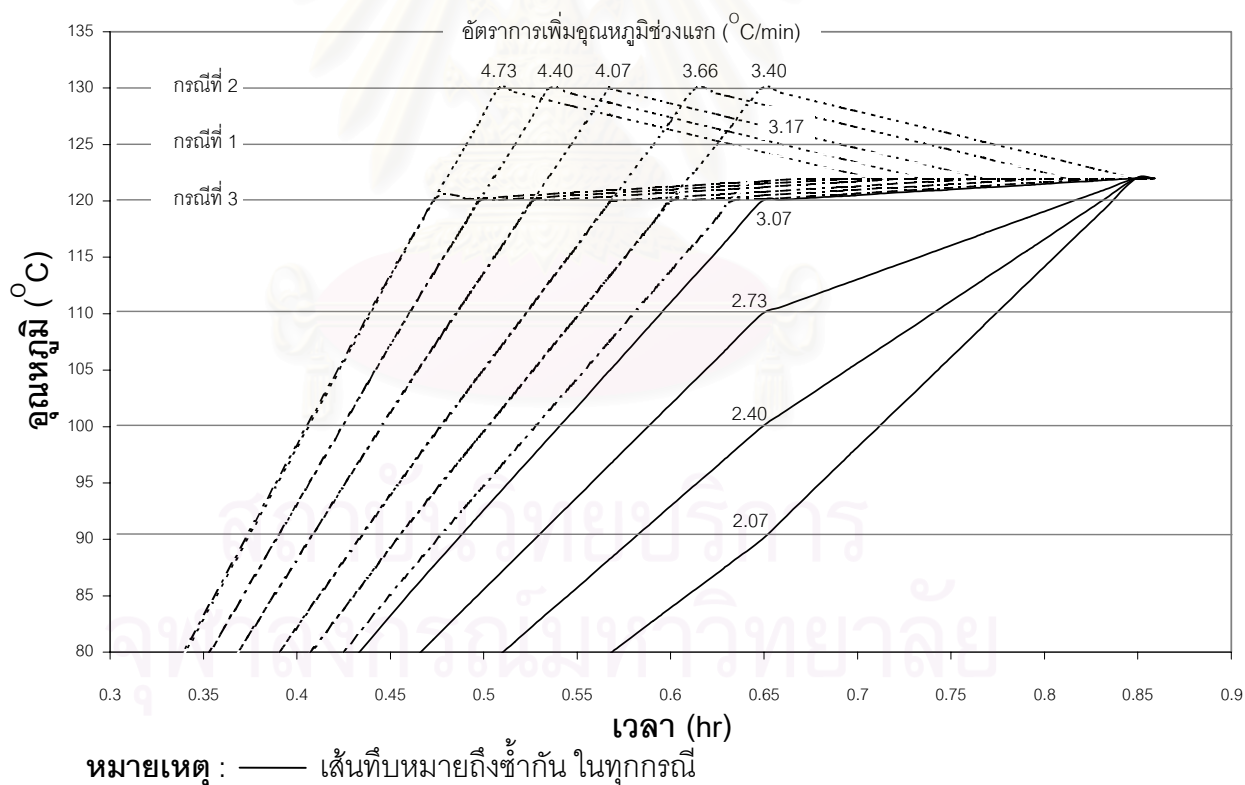
ตารางที่ 4.12 ผลของอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำกับค่าใช้จ่ายปฏิบัติการช่วงเริ่มต้นครั้งที่ 2

อัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิช่วงแรก $^{\circ}\text{C}/\text{min}$	พลังงานที่ใช้ (kW-hr)	ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน (Baht)	ค่าใช้จ่ายจากการสูญเสียผลิตภัณฑ์ที่คุณภาพต่ำกว่ากำหนด				ค่าใช้จ่ายทั้งหมด (Baht)	เวลาที่ใช้ (min)
			เบนซีน (Baht)	โทลูอีน (Baht)	ไซลีน (Baht)	รวมทั้งหมด (Baht)		
4.73	0.621005	1.1207	40.25	2.94	0.16	43.34	44.47	56.52
4.40	0.615750	1.1112	39.93	2.81	0.14	42.88	43.99	57.18
4.07	0.610859	1.1024	39.68	2.69	0.13	42.50	43.60	58.02
3.66	0.613368	1.1069	39.17	2.58	0.12	41.86	42.97	59.64
3.40	0.608387	1.0980	33.94	2.07	0.09	36.10	37.20	58.44

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 4.13 ผลของอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิสารตัวกลางของเครื่องต้มซ้ำกับค่าใช้จ่ายปฏิบัติ
การช่วงเริ่มต้นกรณีที่ 3

อัตราการเปลี่ยน อุณหภูมิช่วงแรก °C/min	พลังงานที่ใช้ (kW-hr)	ค่าใช้จ่าย ด้านพลังงาน (Baht)	ค่าใช้จ่ายจากการสูญเสียผลิตภัณฑ์ ที่คุณภาพต่ำกว่ากำหนด				ค่าใช้จ่าย ทั้งหมด (Baht)	เวลาที่ใช้ (min)
			เบนซีน (Baht)	โทลูอีน (Baht)	ไซลีน (Baht)	รวมทั้งหมด (Baht)		
4.73	0.615699	1.1112	34.02	2.31	0.12	36.45	37.56	53.88
4.40	0.613887	1.1079	33.39	2.21	0.11	35.72	36.82	54.48
4.07	0.610741	1.1022	32.70	2.10	0.10	34.90	36.01	55.14
3.66	0.613368	1.1069	31.71	1.99	0.09	33.79	34.90	56.52
3.40	0.608387	1.0980	30.23	1.80	0.08	32.11	33.21	56.88
3.17	0.609117	1.0993	33.59	2.00	0.08	35.67	36.77	59.22



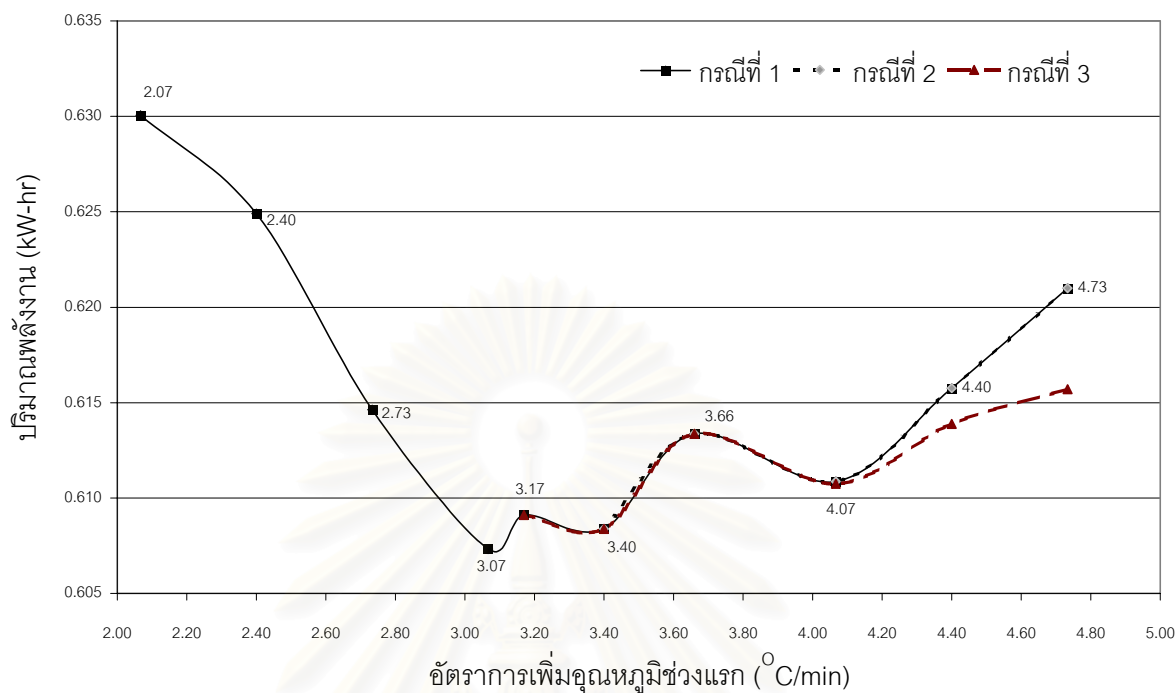
รูปที่ 4.4 อัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิช่วงเริ่มต้น (Start Up Period)

ราคาสารผลิตภัณฑ์บริสุทธิ์และค่าไฟฟ้า

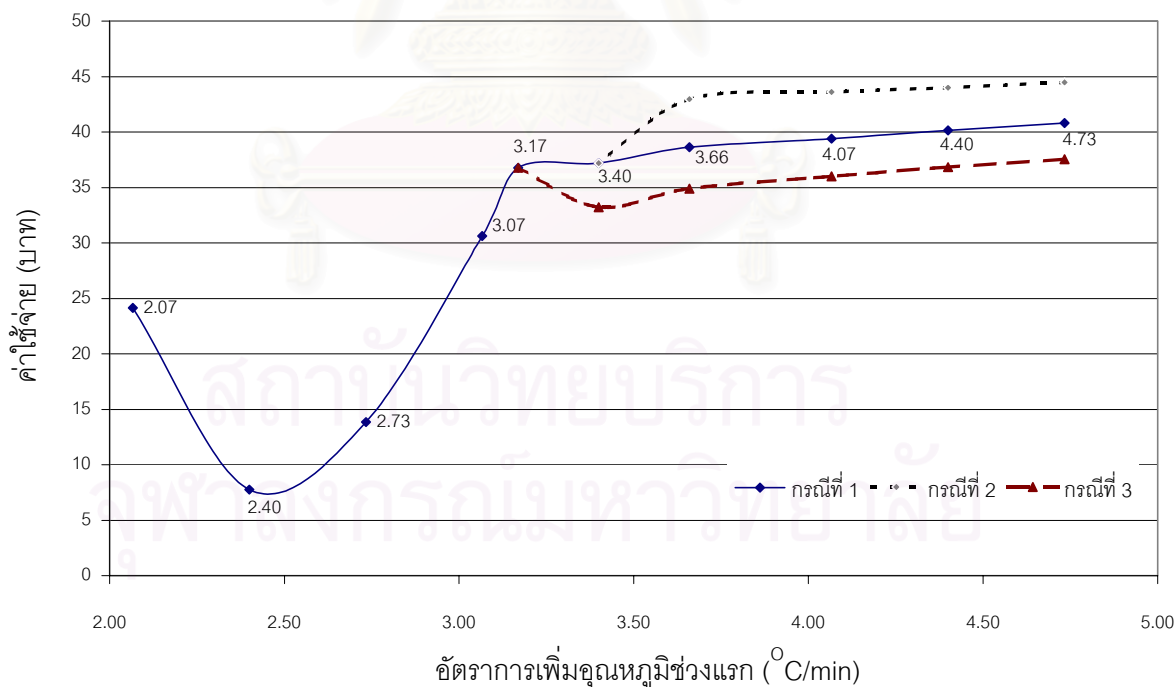
1. ราคาสารผลิตภัณฑ์ : เบนซีน ราคา 17.48 Baht/kg
โทลูอีน ราคา 14.52 Baht/kg
ไซลีน ราคา 19.97 Baht/kg
2. ราคาพลังงานคิดเทียบกับค่าไฟฟ้าของกิจการขนาดเล็กที่อัตราปกติ แรงดันต่ำกว่า 12 kW ราคา 1.8047 Baht/kW-hr

ผลของอัตราการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิน้ำมันเพื่อให้ความร้อนในช่วงแรกต่อการใช้พลังงานทั้งหมด ค่าใช้จ่ายโดยรวมทั้งหมด และเวลาที่ใช้นในช่วงเริ่มต้นสำหรับกรณีต่างๆ แสดงไว้ในรูปที่ 4.5, 4.6 และ 4.7 ตามลำดับ สังเกตได้ว่าที่อัตราการเพิ่มอุณหภูมิ $2.40\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ เสียค่าใช้จ่ายโดยรวมน้อยที่สุด แต่ที่อัตราการเพิ่มที่ $2.73\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ ใช้เวลาน้อยที่สุด และที่อัตราการเพิ่ม $3.07\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ ใช้พลังงานน้อยที่สุด แต่เมื่อเทียบกับที่อัตราการเพิ่มอุณหภูมิ $2.40\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ จะใช้เวลานานกว่าที่อัตราการเพิ่มที่ $2.73\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ เพียง 40 วินาที และเมื่อเทียบกับอัตราการเพิ่มที่ $3.07\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ ใช้พลังงานมากกว่าเพียง 0.018 kW-hr หรือคิดเป็นค่าใช้จ่ายเทียบกับค่าไฟฟ้าเท่ากับ 0.032 บาทเท่านั้น ถือว่าต่างกันน้อยมาก จนไม่มีความสำคัญเมื่อเทียบกับค่าใช้จ่ายโดยรวมทั้งหมด ดังนั้นที่อัตราการเพิ่มอุณหภูมิ $2.40\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ จึงเป็นอัตราที่เหมาะสมที่สุด เพราะเสียค่าใช้จ่ายโดยรวมน้อยที่สุด และใช้พลังงานกับเวลาเกือบต่ำสุดเมื่อเทียบกับอัตราอื่นๆ ดังนั้นจึงอาจสรุปได้ว่า เส้นทางการเดินกระบวนการที่เหมาะสม (Process Trajectory) ควรใช้อัตราการเพิ่มอุณหภูมิของสารตัวกลางเครื่องต้มฆ่าและระยะเวลาการเพิ่มอุณหภูมิตามเส้นกราฟของอัตราการเพิ่มอุณหภูมิ $2.40\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ ดังแสดงในรูปที่ 4.4

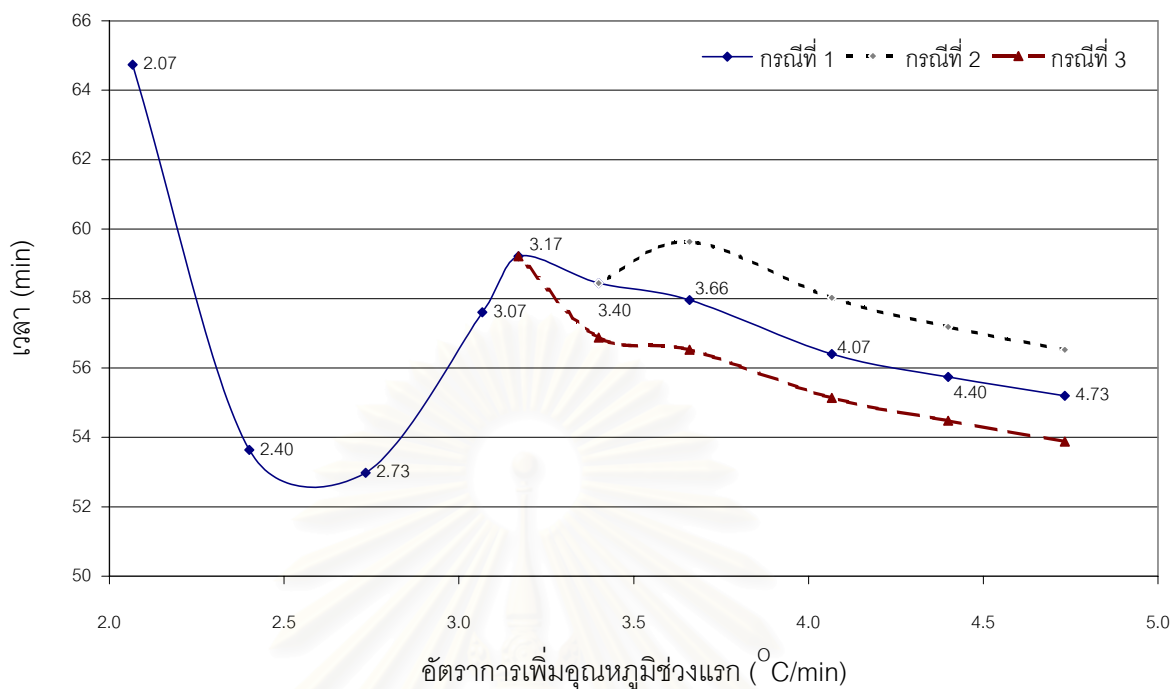
ช่วงเริ่มต้นของกระบวนการต่างๆ ในเชิงปฏิบัติแล้ว ต้องการใช้น้ำมันน้อยที่สุดเพื่อต้องการผลิตภัณฑ์ที่ได้ตามคุณภาพที่กำหนดไว้ให้เร็วที่สุด จึงมักเร่งตัวแปรปรับในระบบให้มากที่สุด เพื่อที่ระบบจะเคลื่อนตัวไปที่จุดปฏิบัติการที่สถานะคงตัวได้เร็วที่สุด เช่น เตาเผา มักจะป้อนเชื้อเพลิงและอากาศที่อัตราการไหลสูงสุด เพื่อให้อุณหภูมิในเตาขึ้นถึงจุดที่สถานะคงตัวเร็วที่สุด แต่ในกระบวนการกลั่น BTX ของคุณอภิสิทธิ์ ทัศนาศ มีสมดุลระหว่างวิฤภาคของสารผสมเข้ามาเกี่ยวข้องด้วย การเร่งการเพิ่มอุณหภูมิของเครื่องต้มฆ่าหรืออีกความหมายก็คือการเพิ่มอัตราความร้อนให้กับหอกลั่น ในอัตราที่สูงก็ จะทำให้อุณหภูมิถึงจุดสถานะคงตัวได้เร็วก็จริง แต่ก็ทำให้อุณหภูมิที่ช่วงล่างของหอสูงกว่าที่สถานะคงตัวไปด้วย เป็นเหตุให้สารหนัก (โทลูอีนและไซลีน) กลายเป็นไอได้มากขึ้น เป็นเหตุให้สัดส่วนองค์ประกอบของเบนซีนบนยอดหอลดลงต้องใช้เวลาเพิ่มขึ้นกว่าความบริสุทธิ์จะมีค่าเท่ากับ 0.95 แต่ถ้าใช้อัตราที่ต่ำอัตราการเกิดไอก็จะน้อยตาม ทำให้ระบบเคลื่อนไปสู่สถานะคงตัวได้ช้าตามไปด้วย ดังรูปที่ 4.8 จะเห็นได้ว่าการเพิ่มอุณหภูมิที่อัตราต่ำ กระแสกลั่นจะออกมาช้ากว่าที่อัตราสูง



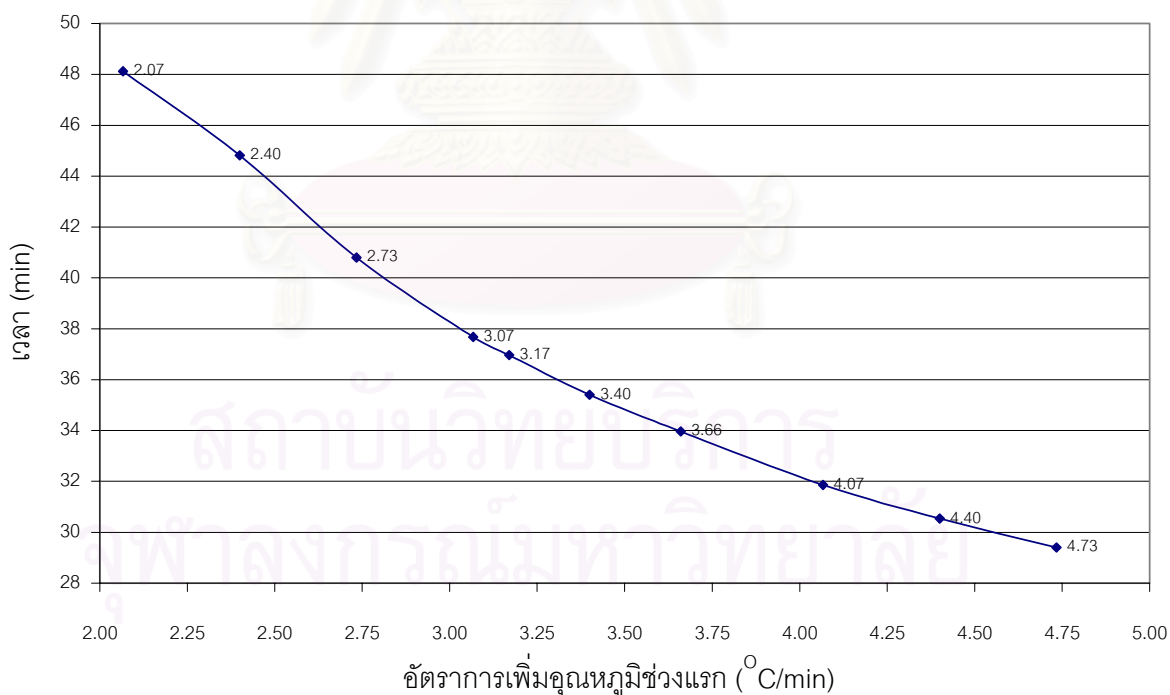
รูปที่ 4.5 ปริมาณพลังงานที่ใช้ในช่วงเริ่มต้นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ



รูปที่ 4.6 ค่าใช้จ่ายทั้งหมดในช่วงเริ่มต้นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ



รูปที่ 4.7 เวลาที่ใช้ทั้งหมดในช่วงเริ่มต้นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ



รูปที่ 4.8 เวลาที่เริ่มมีกระแสกลั่นออกจากหอกลั่นกับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิสารตัวกลางเครื่องต้มซ้ำ

4.2.2 ผลการจำลองการควบคุมให้กระบวนการอยู่รอบสถานะคงตัว

ระบบควบคุมมีค่าตัวแปรปรับคือ อัตราความร้อนที่ให้แก่น้ำมันและอัตราการไหลของกระแสป้อนย้อนกลับ โดยมีค่าตัวแปรรบกวนคือ อัตราการไหลเชิงมวลกระแสป้อน และสัดส่วนสารองค์ประกอบของเบนซีนในกระแสป้อน ทำการจำลองกระบวนการหาทรานเฟอร์ฟังก์ชัน (Transfer Function) สำหรับตัวแปรขาออกอันได้แก่อุณหภูมิยอดหอ (Stage 1) อุณหภูมิก้นหอ (Stage 5) อัตราการไหลเชิงมวลกระแสกลั่น และอัตราการไหลเชิงมวลกระแสฐานหอดังสมการ (4.3)

$$\begin{bmatrix} T_1 \\ T_5 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-0.2945e^{-0.05s}}{0.3875s+1} & \frac{118.5113e^{-0.16s}}{0.24s+1} \\ \frac{-2.7032e^{-0.045s}}{0.3638s+1} & \frac{412.1359e^{-0.17s}}{0.2825s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L \\ V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{0.2595e^{-0.13s}}{3.3425s+1} & \frac{0.2372e^{-0.1s}}{15.225s+1} \\ \frac{-0.5534e^{-0.15s}}{5.3375s+1} & \frac{-6.0901e^{-0.25s}}{14.3125s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ Z \end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix} D \\ B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-0.8769e^{-0.04s}}{0.915s+1} & \frac{17.4142e^{-0.09s}}{0.8525s+1} \\ \frac{0.1639e^{-0.04s}}{0.9025s+1} & \frac{-17.5728e^{-0.22s}}{1.1075s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L \\ V \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{0.4930e^{-0.1s}}{10.975s+1} & \frac{3.3609e^{-0.1s}}{6.5s+1} \\ \frac{0.4724e^{-0.1s}}{5.975s+1} & \frac{-4.1731e^{-1.25s}}{5.9375s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ Z \end{bmatrix}$$

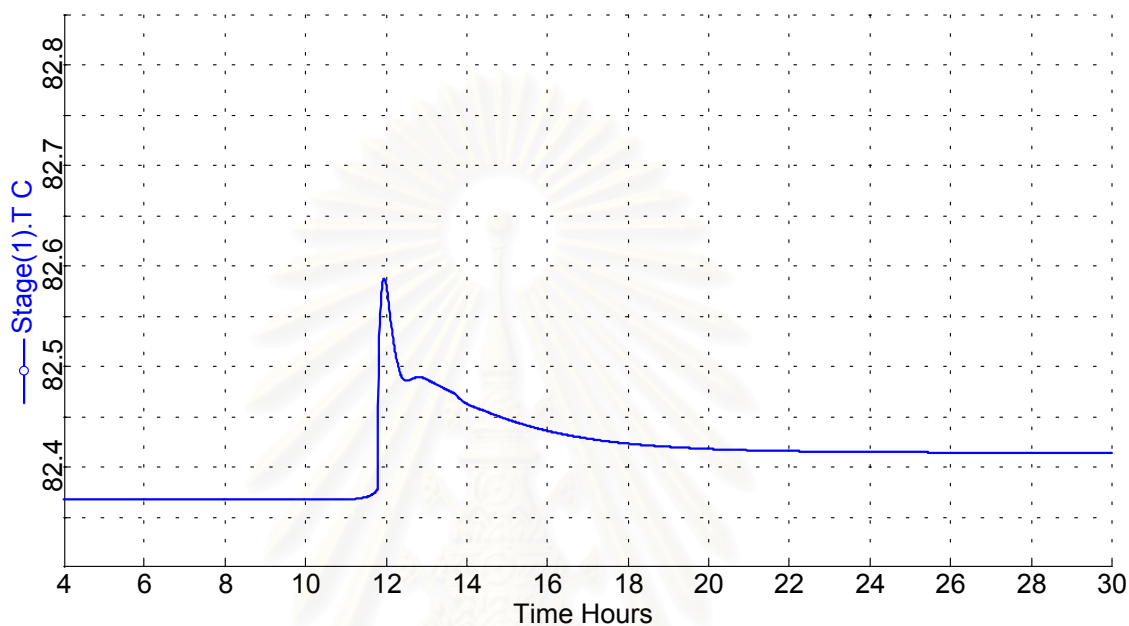
(4.3)

- โดยที่
- T1 = อุณหภูมิยอดหอ (Stage 1)
 - T5 = อุณหภูมิก้นหอ (Stage 5)
 - D = อัตราการไหลเชิงมวลกระแสกลั่น
 - B = อัตราการไหลเชิงมวลกระแสฐานหอ
 - L = อัตราการไหลของกระแสป้อนย้อนกลับ
 - V = อัตราความร้อนที่ให้แก่น้ำมันให้ความร้อน
 - F = อัตราการไหลเชิงมวลกระแสป้อน
 - Z = สัดส่วนสารองค์ประกอบของเบนซีนในกระแสป้อน

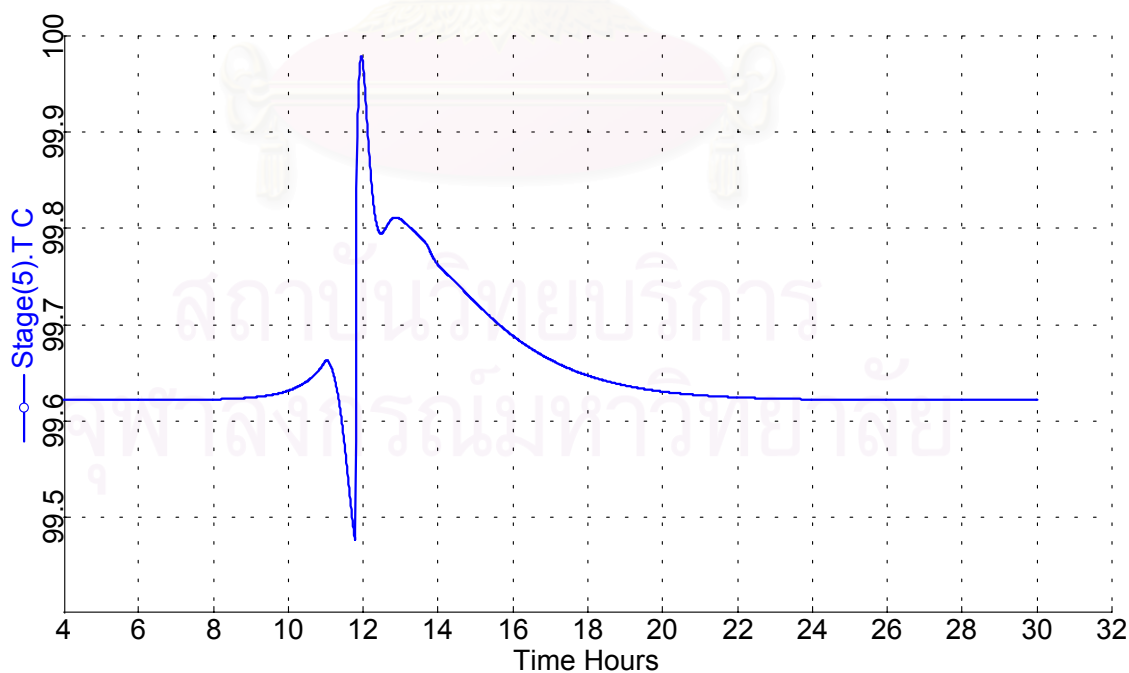
ทรานเฟอร์ฟังก์ชันที่ได้นำไปหาค่าพารามิเตอร์การควบคุม โดยวิธี ISE ในระบบโครงสร้างการควบคุมแบบ LV ได้ดังนี้

- การควบคุมอุณหภูมิยอดหอ โดยอัตราการไหลกระแสป้อนย้อนกลับ
 - อัตราขยาย (Gain : Kc) = 31.58
 - ค่าคงที่เวลาเทอมอินทิกรัล (τ_i) = 0.1734
- การควบคุมอุณหภูมิก้นหอ โดยอัตราความร้อนที่ให้แก่น้ำมันให้ความร้อน
 - อัตราขยาย (Gain : Kc) = 0.0052
 - ค่าคงที่เวลาเทอมอินทิกรัล (τ_i) = 0.3945

แผนผังกระบวนการและระบบควบคุมแสดงในรูปที่ 4.13 จำลองการตอบสนองของอุณหภูมิยอดหอและก้นหอต่อการเปลี่ยนแปลงปัจจัยภายนอก ในกรณีแรกนี้ทำการเพิ่มอุณหภูมิกระแสป้อนจาก 28 °C เป็น 56 °C ที่เวลา 11 hr. ผลการตอบสนองของอุณหภูมิยอดหอและก้นหอแสดงดังรูปที่ 4.9 และ 4.10



รูปที่ 4.9 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมิยอดหอเมื่อเพิ่มอุณหภูมิกระแสป้อน



รูปที่ 4.10 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมิก้นหอเมื่อเพิ่มอุณหภูมิกระแสป้อน

จากรูปทั้งสองจะเห็นว่า ถึงแม้ว่าการเปลี่ยนแปลงจะมีขนาดค่อนข้างใหญ่ระบบยังมีความเสถียร และปรับการตอบสนองเข้าสู่สมดุลเดิมภายในเวลาประมาณ 8 ชม. หลังเกิดการรบกวนระบบ อย่างไรก็ตาม การปรับการตอบสนองยังค่อนข้างช้าอยู่ในกรณีของอุณหภูมิยดหมี offset เล็กน้อย แต่อุณหภูมิกันหมีไม่มี offset เกิดขึ้นเมื่อระบบเข้าสู่สถานะคงตัวแล้ว ได้ทดลองใส่สิ่งรบกวนระบบอีกครั้งโดยการเพิ่มอัตราการไหลของกระแสป้อนที่เวลา 51 hr ผลการตอบสนองของกระบวนการแสดงดังรูปที่ 4.11 และ 4.12

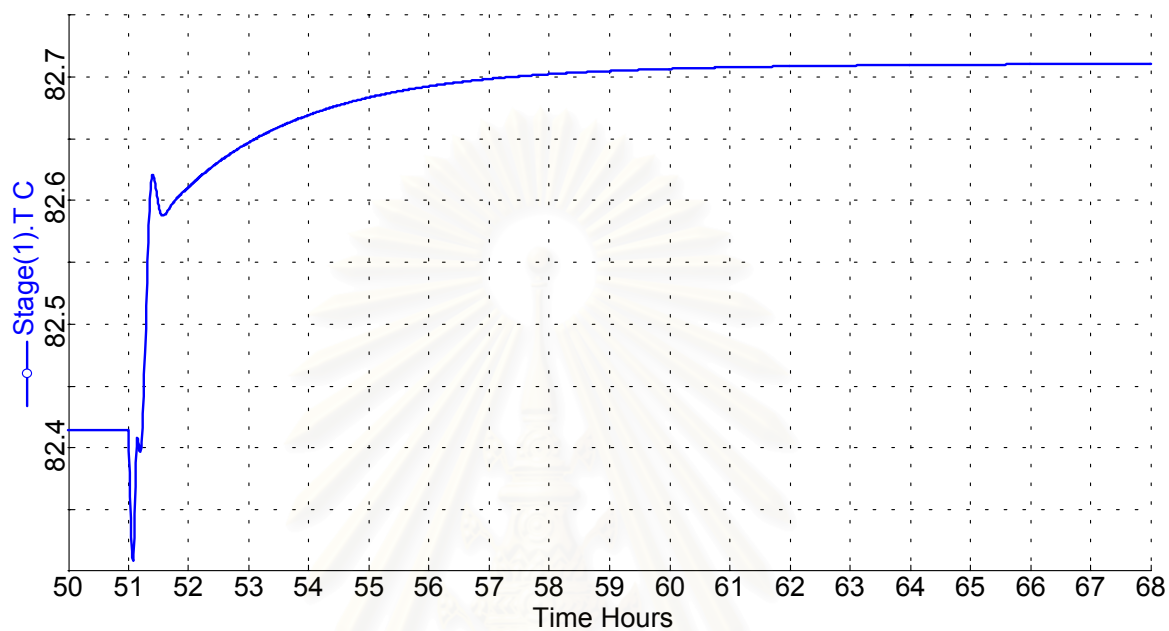
จากการสังเกตรูปที่ 4.11-4.12 พบว่า อุณหภูมิยดหมีเพิ่มขึ้นจากเดิมประมาณ 0.3°C ในขณะที่อุณหภูมิยดหมีคงตัว ระบบมีความเสถียร กระบวนการกลับเข้าสู่สมดุล ในเวลาประมาณ 6 ชม. ผลของการเปลี่ยนอัตราป้อนคงส่งผลให้องค์ประกอบยดหมีเปลี่ยนไปจึงทำให้อุณหภูมิยดหมีสูงขึ้น

ตารางที่ 4.14 เวลาที่กระบวนการใช้ในการตอบสนองต่อสิ่งรบกวนเพื่อเข้าสู่สถานะคงตัวใหม่

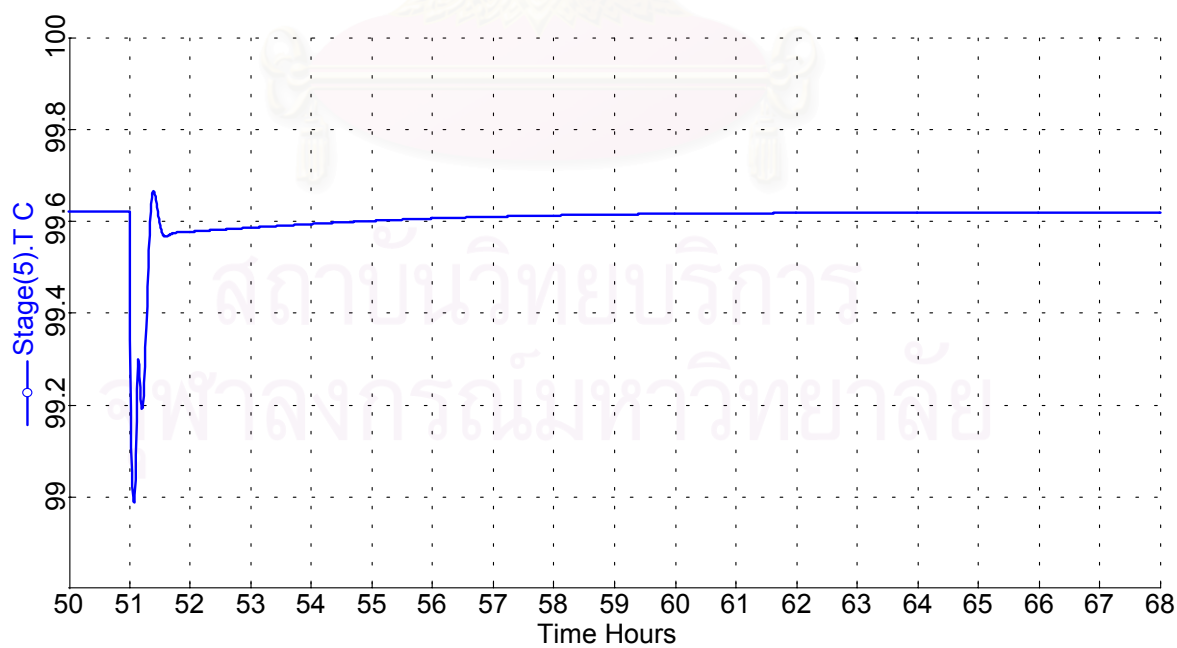
	เวลาที่กระบวนการเข้าสู่สถานะคงตัวใหม่ (hr)	
	อุณหภูมิยดหมี (T1)	อุณหภูมิกันหมี (T5)
<ul style="list-style-type: none"> ไม่มีเครื่องควบคุม เพิ่มอัตราการไหล 20% (3.45 → 4.14 kg/hr) 	13.37	21.35
<ul style="list-style-type: none"> มีเครื่องควบคุม เพิ่มอุณหภูมิขึ้น 100% (28 → 56 °C) เพิ่มอัตราการไหล 20% (3.45 → 4.14 kg/hr) 	11.40	12.80
	12.10	8.25

จากตารางที่ 4.14 ผลการจำลองแสดงการตอบสนองของกระบวนการต่อสิ่งรบกวนสำหรับหอกลับที่มีระบบควบคุมโครงสร้างแบบ LV พบว่าหอกลับที่มีระบบควบคุมเข้าสู่สถานะคงตัวได้เร็วกว่าตอนที่ไม่มีระบบควบคุม โดยเฉพาะการควบคุมอุณหภูมิกันหมีเร็วขึ้นถึงร้อยละ 61 เมื่อถูกรบกวนโดยการเพิ่มอัตราการไหลของกระแสป้อน ส่วนการควบคุมอุณหภูมิยดหมีเร็วขึ้นเล็กน้อยเพียงร้อยละ

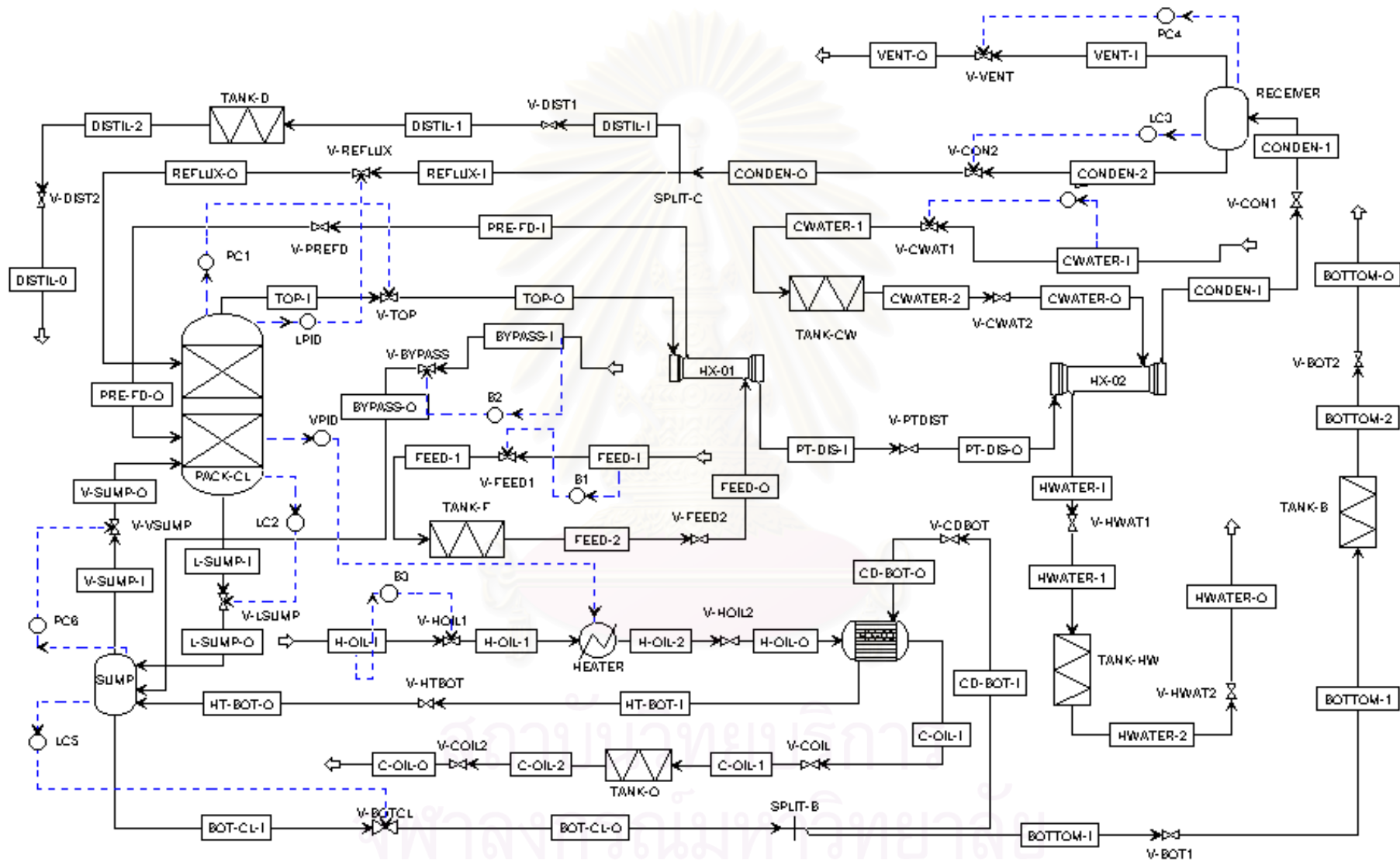
9 เมื่อถูกรบกวนในลักษณะเดียวกัน อาจเป็นเพราะผลการควบคุมจากเครื่องควบคุมอุณหภูมิยอดหอ โดยใช้กระแสป้อนย้อนกลับมีผลกระทบน้อยต่ออุณหภูมิยอดหอ



รูปที่ 4.11 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมิยอดหอเมื่อเพิ่มอัตราการไหลกระแสป้อน



รูปที่ 4.12 ผลการตอบสนองของการควบคุมอุณหภูมิกันห่อเมื่อเพิ่มอัตราการไหลกระแสป้อน



รูปที่ 4.13 แผนผังกระบวนการและระบบควบคุม

4.2.3 สรุปขั้นตอนปฏิบัติการช่วงเริ่มต้นสำหรับการทดลอง

- ขั้นตอนที่ 1 : เปิดวาล์วของกระแสป้อนที่อัตราการไหล 3.45 kg/hr และวาล์วของกระแสป้อนพิเศษ เปิดเต็มที่เพื่อเติมสารให้กับหอกลั่นและบ่อที่ฐานหอ (Sump) เมื่อระดับของเหลวใน บ่อฐานหอมีความสูง 22 cm หรือประมาณร้อยละ 40 ของความสูงบ่อ ให้ปิดวาล์ว ของกระแสป้อนพิเศษทันที
- ขั้นตอนที่ 2 : เปิดวาล์วกระแสน้ำหล่อเย็นอุณหภูมิ 31 °C ที่อัตราการไหล 28.32 kg/hr
- ขั้นตอนที่ 3 : เมื่อระดับของเหลวในบ่อสูงถึง 25 cm หรือประมาณร้อยละ 45 ของความสูงบ่อ เดิน เครื่องสูบน้ำเพื่อดันน้ำมันถ่ายโอนความร้อน (Transcal-N ของบริษัท บีพี ออยล์ (ประเทศไทย) จำกัด) เข้าเครื่องต้มซ้ำ พร้อมกับนั้นเปิดสวิตช์ไฟเพื่อเดินเครื่องให้ ความร้อน (ในการทดลองใช้ขดลวดความร้อนเป็นตัวให้ความร้อนกับน้ำมัน) โดยเพิ่ม อุณหภูมิของน้ำมันด้วยอัตรา 2.40 °C/min หลังจากอุณหภูมิของน้ำมันขึ้นถึง 100 °C ให้เปลี่ยนอัตราการเพิ่มอุณหภูมิมาเป็น 1.83 °C/min จนกระทั่งอุณหภูมิมียค่าเท่ากับ 122 °C ทำการควบคุมอุณหภูมิให้คงที่ต่อไป ณ ค่านี้ โดยเดินเครื่องควบคุมอุณหภูมิ
- ขั้นตอนที่ 4 : เมื่ออุณหภูมียอดหอขึ้นถึงประมาณ 80 °C และระดับของเหลวในถังรองรับสารกลั่น (Reflux Drum) สูงประมาณ 3 cm หรือร้อยละ 10 ของความสูงถัง เปลี่ยนปฏิบัติการ จากการป้อนย้อนกลับทั้งหมด (Total Reflux) มาเป็นป้อนย้อนกลับเพียงบางส่วน โดยกำหนดสัดส่วนป้อนย้อนกลับ (Reflux Ratio) เท่ากับ 4.42 และเปิดวาล์วกระแส กลั่นที่อัตราการไหล 1.89 kg/hr เพื่อดึงผลิตภัณฑ์ออกมา
- ขั้นตอนที่ 5 : เปิดวาล์วกระแสฐานหอที่อัตราการไหล 1.56 kg/hr เมื่อระดับของเหลวในบ่อฐานหอ สูงเกินครึ่งบ่อ
- ขั้นตอนที่ 6 : เดินระบบควบคุมที่ออกแบบไว้ทำงานเพื่อควบคุมกระบวนการให้เข้าสู่สถานะคงตัวและ รักษากระบวนการให้อยู่รอบสถานะคงตัวต่อไป

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัย อธิปรายผล และข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

จากการจำลองที่สถานะคงตัว ประสิทธิภาพเมอร์ฟรีย์ของสารองค์ประกอบเบนซีน ที่จำนวนชั้นจากการออกแบบเชิงลัด (Shortcut Design) และจากการจำลองหอกลิ้นเดี่ยว มีประสิทธิภาพชั้นร้อยละ 32.13 และร้อยละ 53.95 ตามลำดับ ซึ่งเมื่อเทียบกับการจำลองโดยละเอียดในกรณีที่มี 3 (จำลองส่วนของหอกลิ้นโดยอิงกับลักษณะและขนาดของเบด รวมทั้งความสูงตลอดช่วงของเบดบรรจุ ที่ประสิทธิภาพร้อยละ 100) ใช้เพียง 5 ชั้น และผลคำนวณด้านการใช้พลังงาน อัตราความร้อนโดยเฉลี่ยของทั้ง 3 กรณีที่ดึงออกของเครื่องควบแน่นเท่ากับ 1,463 Watt อัตราความร้อนโดยเฉลี่ยที่ให้จากเครื่องต้มซ้ำเท่ากับ 1,486 Watt ซึ่งจากการทดลองเครื่องควบแน่นดึงความร้อนออกมาด้วยอัตรา 1,144 Watt น้อยกว่าแบบจำลอง 319 Watt หรือร้อยละ 28 เทียบกับผลการทดลอง และเครื่องต้มซ้ำให้ความร้อนที่อัตรา 12,656 Watt เกินจากแบบจำลองมา 11,170 Watt

สำหรับความคลาดเคลื่อนของอัตราการดึงความร้อนของเครื่องควบแน่นจากการทดลองแตกต่างจากแบบจำลองน้อยกว่าความคลาดเคลื่อนของเครื่องต้มซ้ำมาก เพราะสาเหตุน่าจะมาจากการวัดอัตราการไหลของน้ำหล่อเย็นผิดพลาดเพียงอย่างเดียว แต่ของเครื่องต้มซ้ำมีสาเหตุอื่นๆอีก ได้ประมาณความผิดพลาดของอัตราการความร้อนที่เกินมาไว้ดังนี้

- จากการวัดอัตราการไหลผิดพลาดร้อยละ 25
อัตราความร้อนที่เกิน = 3,164 Watt
- จากอุปกรณ์วัดอุณหภูมิ ทำให้ผลต่างอุณหภูมิขาเข้าและออกของน้ำมันให้ความร้อนผิดพลาดไป 5°C
อัตราความร้อนที่เกิน = 3,516 Watt
- จากการสูญเสียความร้อนร้อยละ 10 ของอัตราการความร้อนทั้งหมด
อัตราความร้อนที่เกิน = 1,266 Watt
- อื่นๆไม่ทราบสาเหตุ = 3,225 Watt

ผลการจำลองเชิงผลวัต เพื่อหาอัตราการเพิ่มอุณหภูมิน้ำมันให้ความร้อนของเครื่องต้มซ้ำที่ 30 นาทีแรกนับจากของเหลวในบ่อก้นหม้อเกินครึ่ง ที่อัตราการเพิ่มเท่ากับ $2.40^{\circ}\text{C}/\text{min}$ เป็นอัตราที่

เหมาะสมที่สุด เพราะเสียค่าใช้จ่ายโดยรวมของช่วงเริ่มต้นน้อยที่สุดเท่ากับ 7.75 บาท (คิดจากค่าพลังงานทั้งหมดที่ใช้และผลิตภัณฑ์ที่สูญเสียไปเพราะคุณภาพต่ำกว่าที่กำหนด) และใช้พลังงานกับเวลาเกือบต่ำสุดเมื่อเทียบกับอัตราอื่นๆ รวมทั้งกระแสกลับออกมาเร็วที่สุดด้วย ส่วนช่วงหลังเริ่มจากที่อุณหภูมิของช่วงแรกขึ้นถึงค่าสูงสุดเท่ากับ $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ จากนั้นเพิ่มอุณหภูมิขึ้นไปที่ค่าสถานะคงตัวเท่ากับ $122\text{ }^{\circ}\text{C}$ โดยใช้เวลามาก 12 นาที ดังนั้นสรุปได้ว่า เส้นทางการเดินกระบวนการที่เหมาะสม (Process Trajectory) ควรใช้อัตราการเพิ่มอุณหภูมิของสารตัวกลางเครื่องต้มฆ่าและระยะเวลาการเพิ่มอุณหภูมิตามเส้นกราฟของอัตราการเพิ่มอุณหภูมิ $2.40\text{ }^{\circ}\text{C}/\text{min}$ ดังแสดงในรูปที่ 4.4

ผลการควบคุมด้วยระบบควบคุมโครงสร้างแบบ LV การตอบสนองของกระบวนการต่อสิ่งรบกวนใช้เวลาเข้าสู่สถานะคงตัวใหม่ได้เร็วกว่าตอนที่ไม่มีระบบควบคุม โดยการควบคุมอุณหภูมิกันห่อเร็วขึ้นร้อยละ 61 ส่วนการควบคุมอุณหภูมิยอดห่อเร็วขึ้นร้อยละ 9

5.2 ข้อเสนอแนะ

1. เพื่อลดความคลาดเคลื่อนของอัตราความร้อนที่ดึงออกและให้แก่กระบวนการ ควรมีอุปกรณ์และวิธีการวัดอัตราการไหลของสารตัวกลางทั้งเครื่องต้มฆ่าและเครื่องควบคุม และอุปกรณ์การวัดอุณหภูมิที่ให้ความถูกต้องกว่านี้ เพราะจากการเทียบความคลาดเคลื่อนกับเทอร์มิสเตอร์มีความคลาดเคลื่อน 4 ถึง $6\text{ }^{\circ}\text{C}$

2. ช่วงการปรับอัตราการเปลี่ยนอุณหภูมิควรมีมากกว่านี้ ในงานวิจัยนี้ใช้ 2 ช่วงอาจจะเพิ่มเป็น 3 ถึง 5 ช่วง หรือเพิ่มจำนวนตัวแปรปรับ เพราะจะทำให้ได้ค่าของฟังก์ชันจุดประสงค์ที่ต้องการเหมาะสมมากขึ้น (ในงานวิจัยนี้หมายถึงค่าใช้จ่ายโดยรวมของการปฏิบัติการช่วงเริ่มต้น)

3. สำหรับระบบควบคุมที่การควบคุมอุณหภูมิยอดห่อ ใช้เวลาในการกลับเข้าสู่สถานะคงตัวใหม่เร็วกว่าไม่มีเครื่องควบคุมเล็กน้อย แก้ไขให้ใช้เวลาน้อยลงได้โดยการเพิ่มค่าอัตราการขยาย (Gain Controller) ของเครื่องควบคุม แต่อย่างไรก็ตามถ้าให้ค่าที่ไม่เหมาะสม การตอบสนองอาจจะแกว่งและใช้เวลาเข้าสู่สถานะคงตัวนานกว่าเดิมก็เป็นได้ และค่าอัตราการไหลของกระแสป้อนย้อนกลับต้องไม่มากเกินไป เพราะจะทำให้ได้กระแสกลับน้อยกว่าที่ต้องการ หรืออีกทางเลือกหนึ่งคือเปลี่ยนโครงสร้างระบบควบคุมที่ดีกว่าโครงสร้างแบบ LV

รายการอ้างอิง

1. อภิลิทธิ ทักศนา. การออกแบบหอกลิ้นแบบเบดบรจสำหรับการแยกเบนซีน โทลูอีน และไซลีน จากไพโรไลซิสแก๊สไซลีน. วิทยานิพนธ์มหาบัณฑิต ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2542.
2. Sinnott, R.K. Chemical Engineering Vol.6. 4th edition.: Pergamon press, 1993.
3. Sorensen, E., and Skogestad, S. Optimal Startup Procedures for Batch Distillation. Computers & Chemical Engineering Volume 20 Suppl. (1996) : pS1257-S1262.
4. Ruiz, C.A., Cameron, I.T., and Gain, R. A Generalized dynamic Model for Distillation Columns—III. Study of Startup Operations. Computers & Chemical Engineering Volume 12 No. 1 (1988) : pp.1-4.
5. Edgar, T.F., and Himmelblau, D.M. Optimization of Chemical Processes. Singapore : McGraw-Hill Book Company, 1988.
6. Bazaraa, M.S., Sherali, H.D., and Shetty, C.M. Nonlinear Programming : Theory and Algorithms 2nd edition. United States of America : John Wiley & Son, Inc., 1993.
7. Luyben, W.L. Practical Distillation Control. United States of America : Van Nostrand Reinhold, 1992.
8. อูระพงษ์ พงศ์ราศรี. การเปรียบเทียบโครงสร้างการควบคุมหอกลิ้นโดยใช้ MATLAB. วิทยานิพนธ์มหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2539.
9. Karacan, S. , Cabbar, Y., Alpbaz, M., and Hapoglu, H. The Steady-State and Dynamic Analysis of Packed Distillation Column Based on Partial differential Approach. Chemical Engineering and Processing Volume 37 (1998) : 379-388.
10. Venkateswarlu, C., and Gangiah, C. Comparison of Nonlinear Controllers for Distillation Startup and Operation. Industrial & Engineering Chemistry Research v36 il2 (December 1997) : p5531-5536.
11. Maiti, S.N., Ganguly, S., and Saraf, D.N. Some New Approaches for The Control of a Distillation Column and Their Experimental Evaluation on Pilot Plant. Computers & Chemical Engineering v19 iSuppl (1995) : pS339-S404.

12. อรรถนพ ลิ้มไพบูลย์ศรี. การจำลองพลศาสตร์ และการควบคุมหอกลิ้น. วิทยานิพนธ์
มหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย,
2538.
13. Kister, H.Z. Distillation Design 1st edition. United States of America : McGraw-Hill,
Inc., 1992.
14. Stichlmair, J.G., and Fair, J.R. Distillation Principles and practice 1st edition. United
States of America : A Wiley-Liss Publication, 1998.
15. Aspen Plus (Steady State Simulation) Reference Manual Version 10. Unit Operation
Models.
16. Aspen Dynamic (Dynamic Simulation) Version 10. Reference.
17. Perry, R.H., and Green, D. Perry's Chemical Engineers' Handbook 6th edition. New
York : McGraw Hill, 1984.
18. Eckert, J.S. Selecting The Proper Distillation Column packing. Chemical
Engineering Progress. Volume 66 No. 3 (1970) : pp. 39-44.
19. ผศ.ดร. พรพจน์ เปี่ยมสมบรูณ์. พลศาสตร์กระบวนการ : การควบคุมกระบวนการ พิมพ์ครั้งที่
1. กรุงเทพฯ : บริษัท ท.วัฒนากาารพิมพ์ จำกัด, พ.ศ. 2543
20. รศ. เตือน สีนรุพันธ์ประทุม. หลักการทำให้โปรแกรมวิซวลเบสิก. กรุงเทพฯ : โรงพิมพ์แห่งจุฬาลง
กรณ์มหาวิทยาลัย, พ.ศ. 2543
21. Stephanopoulos, G. Chemical Process Control. New Jersey : P T R Prentice-Hall,
Inc., 1984.
22. Aspen Custom Modeler (Custom Modeling System) Version 10. Library Reference.
23. Welty, J.R., Wicks, C.E., and Wilson, R.E. Fundamentals of Momentum, Heat, and
Mass Transfer 3rd edition. Singapore: John Wiley & Sons, Inc., 1969.
24. Aspen Plus (Steady State Simulation) Reference Manual Version 10. User Guide
25. Aspen Dynamic (Dynamic Simulation) Version 10. User Guide



ภาคผนวก

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ก
ความหมายของบล็อกปฏิบัติการใน Aspen Plus

ตารางภาคผนวก ก.1 ความหมายของบล็อกปฏิบัติการใน Aspen Plus

ชนิด	แบบจำลอง บล็อกปฏิบัติการ	คำอธิบาย
เครื่องผสม/แบ่ง (Mixers/Splitters)	Mixer	Stream mixer
	FSplit	Stream splitter
	SSplit	Substream splitter
เครื่องแยก (Separators)	Flash2	Two-outlet flash
	Flash3	Three-outlet flash
	Decanter	Liquid-liquid decanter
	Sep	Multi outlet component separator
	Sep2	Two-outlet component separator
เครื่องแลกเปลี่ยนความร้อน (Heat Exchangers)	Heater	Heater/Cooler
	HeatX	Two-stream heat exchanger
	MHeatX	Multistream heat exchanger
	Hetran	Interface to BJAC Shell & Tube Heat exchanger program
	Aerotran	Interface to BJAC air cooled heat exchanger program
	หอกลิ้น (Columns)	DSTWU
Distl		Shortcut distillation rating
RadFrac		Rigorous distillation
Extract		Rigorous liquid –liquid extractor
MultiFrac		Rigorous distillation for complex columns
SCFrac		Shortcut distillation for petroleum
PetroFrac		Rigorous distillation for petroleum
RateFrac		Rate-based distillation
BatchFrac	Rigorous batch distillation	

ตารางภาคผนวก ก.1 (ต่อ)

เครื่องปฏิกรณ์ (Reactors)	RStoic	Stoichiometric reactor
	RYield	Yield reactor
	REquil	Equilibrium reactor
	RGibbs	Equilibrium reactor
	RCSTR	Continuous-stirred tank reactor
	RPlug	Plug flow reactor
	RBatch	Batch reactor
เครื่องเปลี่ยนความดัน (Pressure Changers)	Pump	Pump/hydraulic turbine
	Compr	Compressor/turbine
	Mcompr	Multistage compressor/turbine
	Pipeline	Multi segment pipeline pressure drop
	Pipe	Single segment pipeline pressure drop
	Valve	Rigorous valve pressure drop
เครื่องปรับ (Manipulators)	Mult	Stream multiplier
	Dupl	Stream duplicator
	ClChng	Stream class changer

สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ข การคำนวณอัตราความร้อน

ภาคผนวก ข.1 การคำนวณอัตราการถ่ายเทความร้อนในเครื่องแลกเปลี่ยนความร้อนของการทดลอง

- เครื่องควบแน่นขนาดเล็ก (HX - 01) : คำนวณจากด้านกระแสป้อน
อัตราการไหลเชิงมวล 3.28 kg/hr
ความจุความร้อน (C_p) ขาเข้า 1,684.64 J/kg.K
ความจุความร้อน (C_p) ขาออก 1,808.75 J/kg.K
∴ ความจุความร้อนโดยเฉลี่ย 1,746.70 J/kg.K
ผลต่างอุณหภูมิ = ขาออก - ขาเข้า
 $= 54 - 28 = 26 \text{ }^\circ\text{C}$
∴ อัตราความร้อนที่กระแสป้อนได้รับ $= 3.28 \times 1,746.70 \times 26 / 3600 \text{ J/sec}$
 $= 41.37 \text{ J/sec (Watt)}$
- เครื่องควบแน่นขนาดใหญ่ (HX - 02) : คำนวณจากด้านกระแสน้ำหล่อเย็น
อัตราการไหลเชิงมวล 651.72 kg/hr
ความจุความร้อน (C_p) ขาเข้า 3,885.88 J/kg.K
ความจุความร้อน (C_p) ขาออก 4,235.47 J/kg.K
∴ ความจุความร้อนโดยเฉลี่ย 4060.67 J/kg.K
ผลต่างอุณหภูมิ = ขาออก - ขาเข้า
 $= 31.5 - 30 = 1.5 \text{ }^\circ\text{C}$
∴ อัตราความร้อนที่กระแสน้ำหล่อเย็นได้รับ
 $= 651.72 \times 4,060.67 \times 1.5 / 3600 \text{ J/sec}$
 $= 1,102.67 \text{ J/sec (Watt)}$
- เครื่องต้มซ้ำ (HX - 03) : คำนวณจากด้านกระแสน้ำมันให้ความร้อน
อัตราการไหลเชิงมวล 1,120.33 kg/hr
ความจุความร้อน (C_p) ที่ $121 \text{ }^\circ\text{C}$ 0.54 kcal/kg. $^\circ\text{C}$
หรือเท่ากับ 2,259.36 J/kg. $^\circ\text{C}$
ผลต่างอุณหภูมิ = ขาเข้า - ขาออก

$$= 122 - 104 = 18 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

\therefore อัตราความร้อนที่กระแสน้ำมันให้

$$= 1,120.33 \times 2,259.36 \times 18 / 3600 \text{ J/sec}$$

$$= 12,656.15 \text{ J/sec (Watt)}$$

ภาคผนวก ข.2 การประมาณความผิดพลาดอัตราให้ความร้อนที่เกินของเครื่องต้มซ้ำจากการทดลอง

- ความผิดพลาดจากการวัดอัตราการไหล 25%
 \therefore อัตราความร้อนที่เกิน = $12,656.15 \times 0.25 = 3,164.04 \text{ J/sec (Watt)}$
- ความผิดพลาดจากอุปกรณ์วัดอุณหภูมิ ทำให้ผลต่างอุณหภูมิขาเข้าและออกของน้ำมันให้ความร้อนผิดพลาดไป $5 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 \therefore อัตราความร้อนที่เกิน = $1,120.33 \times 2,259.36 \times 5 / 3600 \text{ J/sec}$
 $= 3,515.60 \text{ J/sec (Watt)}$
- ความผิดพลาดจากการสูญเสียความร้อน 10% ของอัตราความร้อนทั้งหมด ให้กับสิ่งแวดล้อม
 \therefore อัตราความร้อนที่เกิน = $12,656.15 \times 0.10 = 1,265.61 \text{ J/sec (Watt)}$
- อื่นๆไม่ทราบสาเหตุ = $12,656.15 - 3,164.04 - 3,515.60 - 1,265.61$
 $= 3,225.08 \text{ J/sec (Watt)}$

ภาคผนวก ข.3 การคำนวณอัตราความร้อนที่ต้องดึงออกเพื่อลดอุณหภูมิและให้กับกระแสน้ำมันย้อนกลับของการจำลองกรณีที่ 1 และ 3

- กรณีที่ 1
 อัตราการไหลเชิงมวล (กระแสกลั่น + กระแสน้ำมันย้อนกลับ)
 $= 10.61 \text{ kg/hr}$
 ค่าความจุความร้อนของสาร = $1,831.70 \text{ J/kg-K}$
 ความต่างอุณหภูมิ = $80.21 - 31 = 49.21 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 \therefore อัตราความร้อนที่ต้องดึงออกเพื่อลดอุณหภูมิ
 $= 10.61 \times 1,831.70 \times 49.21 / 3600 \text{ J/sec}$
 $= 265.60 \text{ J/sec (Watt)}$
 \therefore อัตราความร้อนที่ต้องให้เพื่อเพิ่มอุณหภูมิกระแสน้ำมันย้อนกลับ
 $= 265.60 \times \text{สัดส่วนน้ำมันย้อนกลับ} / (\text{สัดส่วนน้ำมันย้อนกลับ} + 1)$

$$= 265.60 \times 4.42 / (4.42 + 1) = 216.59 \text{ J/sec (Watt)}$$

● กรณีที่ 3

อัตราการไหลเชิงมวลกระแสกลั่น 1.90 kg/hr

อัตราการไหลเชิงมวลกระแสป้อนย้อนกลับ 8.37 kg/hr

รวมอัตราการไหลที่ออกจากเครื่องควบแน่นขนาดใหญ่ทั้งหมด = 10.26 kg/hr

ค่าความจุความร้อนของสาร = 1,946.40 J/kg-K

ความต่างอุณหภูมิ = 81.16 – 31 = 50.16 °C

∴ อัตราความร้อนที่ต้องดึงออกเพื่อลดอุณหภูมิ

$$= 10.26 \times 1,946.40 \times 50.16 / 3600 \text{ J/sec}$$

$$= 278.25 \text{ J/sec (Watt)}$$

∴ อัตราความร้อนที่ต้องให้เพื่อเพิ่มอุณหภูมิกระแสป้อนย้อนกลับ

=

278.25 × อัตราการไหลเชิงมวลกระแสกลั่น / (อัตราการไหลเชิงมวลที่ออกจากเครื่องควบแน่นขนาดใหญ่)

$$= 278.25 \times 8.37 / 10.26 = 226.77 \text{ J/sec (Watt)}$$

ภาคผนวก ค
การคำนวณพารามิเตอร์การควบคุม

- ตัวแปรปรับ
1. อัตราการไหลเชิงมวลกระแสป้อนย้อนกลับ : STREAMS("REFLUX-I").Fm
 2. อัตราความร้อนที่ให้แก่น้ำมันความร้อน : BLOCKS("HEATER").QR
- ตัวแปรรบกวน
1. อัตราการไหลเชิงมวลกระแสป้อน : STREAMS("FEED-I").Fm
 2. สัดส่วนสารองค์ประกอบเบนซีนในกระแสป้อน : STREAMS("FEED-I").ZmR("BENZENE")
- ตัวแปรขาออก
1. อุณหภูมิยอดหอ : BLOCKS("PACK-CL").Stage(1).T
 2. อุณหภูมิก้นหอ : BLOCKS("PACK-CL").Stage(5).T
 3. อัตราการไหลเชิงมวลกระแสกลั่น : STREAMS("DISTIL-I").Fm
 4. อัตราการไหลเชิงมวลกระแสก้นหอ : STREAMS("BOTTOM-I").Fm

ตารางภาคผนวก ค.1 ผลการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาออกเมื่อเปลี่ยนอัตราการไหลเชิงมวลกระแสป้อนย้อนกลับ

	ค่าเริ่มต้น	ค่าสุดท้าย	เวลาเริ่มต้น (hr)	เวลาสิ้นสุด t_d (hr)	เวลาตอบสนอง 100% (hr)
BLOCKS("V-REFLUX").Pos (% opening valve)	26.4704	40			
STREAMS("REFLUX-I").Fm (kg/hr)	8.36310	8.40283			
BLOCKS("PACK-CL").Stage(1).T ($^{\circ}$ C)	82.36820	82.35650	101	101.05	102.6
BLOCKS("PACK-CL").Stage(5).T ($^{\circ}$ C)	99.62150	99.51410	101	101.045	102.5
STREAMS("DISTIL-I").Fm (kg/hr)	1.89553	1.86069	101	101.04	104.7
STREAMS("BOTTOM-I").Fm (kg/hr)	1.55413	1.56064	101	101.04	104.65

ตารางภาคผนวก ค.2 ผลการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาออกเมื่อเปลี่ยนอัตราความร้อนที่ให้น้ำมัน
ความร้อน

	ค่าเริ่มต้น	ค่าสุดท้าย	เวลาเริ่มต้น (hr)	เวลาสิ้นสุด t_d (hr)	เวลาตอบสนอง 100% (hr)
BLOCKS("HEATER").QR (GJ/h)	0.22056	0.22365			
BLOCKS("PACK-CL").Stage(1).T ($^{\circ}$ C)	82.3682	82.7344	101	101.16	102.12
BLOCKS("PACK-CL").Stage(5).T ($^{\circ}$ C)	99.6215	100.895	101	101.17	102.3
STREAMS("DISTIL-I").Fm (kg/hr)	1.89553	1.94934	101	101.09	104.5
STREAMS("BOTTOM-I").Fm (kg/hr)	1.55413	1.49983	101	101.22	105.65

ตารางภาคผนวก ค.3 ผลการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาออกเมื่อเปลี่ยนอัตราการไหลเชิงมวลกระแส
ป้อน

	ค่าเริ่มต้น	ค่าสุดท้าย	เวลาเริ่มต้น (hr)	เวลาสิ้นสุด t_d (hr)	เวลาตอบสนอง 100% (hr)
STREAMS("FEED-I").F (kmol/hr)	0.0409	0.04908			
STREAMS("FEED-I").Fm (kg/hr)	3.45	4.14			
BLOCKS("PACK-CL").Stage(1).T ($^{\circ}$ C)	82.3682	82.5474	101	101.13	114.5
BLOCKS("PACK-CL").Stage(5).T ($^{\circ}$ C)	99.6215	99.2394	101	101.15	122.5
STREAMS("DISTIL-I").Fm (kg/hr)	1.89553	2.23593	101	101.1	145
STREAMS("BOTTOM-I").Fm (kg/hr)	1.55413	1.88033	101	101.1	125

ตารางภาคผนวก ค.4 ผลการเปลี่ยนแปลงตัวแปรขาออกเมื่อเปลี่ยนสัดส่วนสารองค์ประกอบเบน
ซีนในกระแสป้อน

	ค่าเริ่มต้น	ค่าสุดท้าย	เวลาเริ่มต้น (hr)	เวลาสิ้นสุด t_d (hr)	เวลาตอบสนอง 100% (hr)
STREAMS("FEED-I").ZmR("BENZENE")	0.5946	0.7			
BLOCKS("PACK-CL").Stage(1).T ($^{\circ}$ C)	82.3682	82.3932	180	180.1	241
BLOCKS("PACK-CL").Stage(5).T ($^{\circ}$ C)	99.6215	98.9796	180	180.25	237.5
STREAMS("DISTIL-I").Fm (kg/hr)	1.89553	2.24977	180	180.1	206.1
STREAMS("BOTTOM-I").Fm (kg/hr)	1.55413	1.11428	180	181.25	205

ตารางภาคผนวก ค.5 ผลการคำนวณพารามิเตอร์ในทราเนเฟอร์ฟังก์ชันของตัวแปรปรับกับตัวแปร
รบกวนที่มีต่อตัวแปรขาออก

	Change Reflux Flow			Change Q duty of Oil		
	t_d	Gain	τ	t_d	Gain	τ
BLOCKS("PACK-CL").Stage(1).T (°C)	0.0500	-0.2945	0.3875	0.1600	118.5113	0.2400
BLOCKS("PACK-CL").Stage(5).T (°C)	0.0450	-2.7032	0.3638	0.1700	412.1359	0.2825
STREAMS("DISTIL-I").Fm (kg/hr)	0.0400	-0.8769	0.9150	0.0900	17.41424	0.8525
STREAMS("BOTTOM-I").Fm (kg/hr)	0.0400	0.1639	0.9025	0.2200	-17.5728	1.1075
	Change Feed Flow			Change Composition Feed		
	t_d	Gain	τ	t_d	Gain	τ
BLOCKS("PACK-CL").Stage(1).T (°C)	0.1300	0.2595	3.3425	0.1000	0.2372	15.2250
BLOCKS("PACK-CL").Stage(5).T (°C)	0.1500	-0.5534	5.3375	0.2500	-6.0901	14.3125
STREAMS("DISTIL-I").Fm (kg/hr)	0.1000	0.4930	10.9750	0.1000	3.3609	6.5000
STREAMS("BOTTOM-I").Fm (kg/hr)	0.1000	0.4724	5.9750	1.2500	-4.1731	5.9375

ภาคผนวก ค.6 ตัวอย่างการคำนวณ t_d , Gain และ τ

ใช้ข้อมูลของการเปลี่ยนอัตราการผลิตเชิงมวลกระแสป้อนย้อนกลับต่ออุณหภูมิยอดหอ

$$t_d = \text{เวลาสิ้นสุด } t_d - \text{เวลาเริ่มต้น}$$

$$= 101.05 - 101 = 0.05 \text{ hr}$$

$$\text{Gain} = \frac{\Delta \text{Output}}{\Delta \text{Input}}$$

$$= (82.3682 - 82.3565) / (8.3631 - 8.40283) = -0.2945$$

$$\tau = (\text{เวลาตอบสนอง } 100\% - \text{เวลาเริ่มต้น})/4$$

$$= (102.6 - 101)/4 = 0.3875$$

ภาคผนวก ค.7 ตัวอย่างการคำนวณพารามิเตอร์การควบคุม K_c และ τ_I

จากวิธีการปรับแต่งพารามิเตอร์โดยวิธี ISE

$$K_c = \frac{a_1}{K} \left(\frac{t_d}{\tau} \right)^{b_1}$$

$$\tau_I = \frac{\tau}{a_2} \left(\frac{t_d}{\tau} \right)^{b_2}$$

$$a_1 = 1.305, \quad b_1 = -0.959 \quad \text{และ} \quad a_2 = 0.492, \quad b_2 = 0.739$$

$$K_c = \frac{1.305}{-0.2945} \left(\frac{0.05}{0.3875} \right)^{-0.959} = -31.578$$

$$\tau_I = \frac{0.3875}{0.492} \left(\frac{0.05}{0.3875} \right)^{0.739} = 0.17343$$



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก ง

แฟ้มข้อมูลป้อนการจำลองออกแบบเชิงลัด

(Input File Shortcut Desging)

;

;Input Summary created by ASPEN PLUS Rel. 10.0-1 at 19:43:56 Tue Apr 17, 2001

;Directory C:\My Simulations\Real\Steady State\Shortcut Filename C:\My
Simulations\Real\Steady State\Input Files\case1.inp

;

DYNAPLUS

DPLUS RESULTS=ON

IN-UNITS SI FLOW='kg/hr' MASS-FLOW='kg/hr' MOLE-FLOW='kmol/hr' &
VOLUME-FLOW='l/hr' ENTHALPY-FLO='Btu/hr' PRESSURE=kPa &
TEMPERATURE=C DELTA-T=C HEAD=meter FLUX='l/sqm-hr' &
MASS-FLUX='kg/sqm-hr' PDROP-PER-HT='mm-water/m' PDROP=kPa &
INVERSE-PRES='1/kPa'

DEF-STREAMS CONVEN ALL

DESCRIPTION "General Simulation with English Units :

F, psi, lb/hr, lbmol/hr, Btu/hr, cuft/hr.

Property Method: None Flow basis for input: Mole

Stream report composition: Mole flow "

DATABANKS PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &
NOASPENPCD

PROP-SOURCES PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC

COMPONENTS

BENZENE C6H6 BENZENE /
 TOL C7H8 TOL /
 P-XYLENE C8H10-3 P-XYLENE

FLOWSHEET

BLOCK CL IN=FEED OUT=DIST BOTTOM

PROPERTIES RK-SOAVE

STREAM FEED

IN-UNITS ENG
 SUBSTREAM MIXED TEMP=54. <C> PRES=1.5 <bar> &
 MOLE-FLOW=0.040899873 <kmol/hr>
 MASS-FRAC BENZENE 0.594596 / TOL 0.290571 / P-XYLENE &
 0.114833

BLOCK CL DSTWU

IN-UNITS ENG
 PARAM LIGHTKEY=BENZENE RECOVL=0.9533415 HEAVYKEY=TOL &
 RECOVH=0.000169551 PTOP=1. <bar> PBOT=1.00109807 <bar> &
 RDV=0.0 PACK-HEIGHT=180. <cm> RR=4.42 PLOT=YES
 PLOT LOWER=5 UPPER=25 INCR=1

BLOCK-REPORT INCL-BLOCKS=CL

STREAM-REPOR MOLEFLOW MOLEFRAC MASSFRAC

PROPERTY-REP PARAMS PCES PARAM-PLUS

;
 ;

ภาคผนวก จ

เพิ่มข้อมูลป้อนการจำลองหอกันเดียวสำหรับปฏิบัติการช่วงเริ่มต้น (Simulation Single Column for Startup Operation)

;
;Input Summary created by ASPEN PLUS Rel. 10.0-1 at 19:45:19 Tue Apr 17, 2001
;Directory C:\My Simulations\Real\Steady State\Single Filename C:\My Simulations\Real\Steady
State\Input Files\case2.inp

DYNAPLUS

DPLUS RESULTS=ON

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='l/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal FLUX='l/sqm-hr' &
MOLE-CONC='mol/l' PDROP=bar

DEF-STREAMS CONVEN ALL

DESCRIPTION "Chemical Simulation with Metric Units :

C, bar, kg/hr, kmol/hr, MMkcal/hr, cum/hr.

Property Method: NRTL Flow basis for input: Mole

Stream report composition: Mole flow "

DATABANKS PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &
NOASPENPCD

PROP-SOURCES PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC

COMPONENTS

BENZENE C6H6 BENZENE /

TOLUENE C7H8 TOLUENE /

P-XYLENE C8H10-3 P-XYLENE /

N2 N2 N2

HENRY-COMPS HC-1 N2

FLOWSHEET

BLOCK PACK-CL IN=FEED-O BYPASS-O OUT=VENT-I DIST-I BOT-I

BLOCK V-FEED1 IN=FEED-I OUT=FEED-O

BLOCK V-VENT IN=VENT-I OUT=VENT-O

BLOCK V-BOT1 IN=BOT-I OUT=BOT-1

BLOCK V-DIST1 IN=DIST-I OUT=DIST-1

BLOCK V-BOT2 IN=BOT-2 OUT=BOT-O

BLOCK V-DIST2 IN=DIST-2 OUT=DIST-O

BLOCK DISTANK IN=DIST-1 OUT=DIST-2

BLOCK BOTTANK IN=BOT-1 OUT=BOT-2

BLOCK V-BYPASS IN=BYPASS-I OUT=BYPASS-O

PROPERTIES UNIFAC HENRY-COMPS=HC-1

PROPERTIES NRTL

PROP-DATA HENRY-1

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &

HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &

VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &

MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &

MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &

PDROP=bar

PROP-LIST HENRY

BPVAL N2 BENZENE -62.53052646 1916.800049 12.54900000 &

-.0257110000 7.100006104 60.00000610

BPVAL N2 TOLUENE -33.49692446 2126.899902 5.951500000 0.0 &

10.24000610 40.13000610

PROP-DATA NRTL-1

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &

HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
 MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
 MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
 PDROP=bar

PROP-LIST NRTL

BPVAL BENZENE TOLUENE -2.885200000 1123.950100 .3000000000 &
 0.0 0.0 0.0 40.00000610 110.7500061

BPVAL TOLUENE BENZENE 2.191100000 -863.7308000 .3000000000 &
 0.0 0.0 0.0 40.00000610 110.7500061

BPVAL BENZENE P-XYLENE 0.0 122.6854000 .3000000000 0.0 0.0 &
 0.0 83.60000610 129.0000061

BPVAL P-XYLENE BENZENE 0.0 -136.4814000 .3000000000 0.0 &
 0.0 0.0 83.60000610 129.0000061

BPVAL TOLUENE P-XYLENE 0.0 -91.14580000 .3000000000 0.0 &
 0.0 0.0 111.2300061 137.1000061

BPVAL P-XYLENE TOLUENE 0.0 75.89780000 .3000000000 0.0 0.0 &
 0.0 111.2300061 137.1000061

PROP-SET THERMAL

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
 HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
 MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
 MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
 PDROP=bar

PROPNAME-LIS HMX CPMX KMX UNITS='kcal/kg' 'cal/gm-K' &

SUBSTREAM=MIXED PHASE=V L

STREAM BYPASS-I

SUBSTREAM MIXED TEMP=28. PRES=1.5 MOLE-FLOW=0.00104871
 MASS-FRAC BENZENE 0.594596 / TOLUENE 0.290571 / P-XYLENE &
 0.114833

STREAM FEED-I

SUBSTREAM MIXED TEMP=28. PRES=1.5 MOLE-FLOW=0.039851282
 MASS-FRAC BENZENE 0.594596 / TOLUENE 0.290571 / P-XYLENE &
 0.114833

BLOCK BOTTANK MIXER

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
 HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
 MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
 MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
 PDROP=bar
 PARAM PRES=0.94 NPHASE=1 PHASE=L
 BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK DISTANK MIXER

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
 HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
 MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
 MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
 PDROP=bar
 PARAM PRES=0.96 NPHASE=1 PHASE=L
 BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK PACK-CL RADFRAC

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
 HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
 MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
 MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
 PDROP=bar
 PARAM NSTAGE=12 ALGORITHM=SUM-RATES MAXOL=100 P-UPDATE=YES
 COL-CONFIG CONDENSER=PARTIAL-V-L
 FEEDS FEED-O 10 ON-STAGE / BYPASS-O 12 ON-STAGE
 PRODUCTS DIST-I 1 L / VENT-I 1 V / BOT-I 12 L

P-SPEC 1 1.

COL-SPECS DP-COL=0.009754067 MOLE-RDV=0.01 MASS-D=2.1 &
STDVOL-RR=4.42

PACK-SIZE 1 2 9 RASCHIG VENDOR=GENERIC PACK-MAT=METAL &
PACK-SIZE="1-IN" STICH1=48. STICH2=8. STICH3=2. &
PACK-HT=1.39 <meter> P-UPDATE=NO

PACK-SIZE 2 10 11 RASCHIG VENDOR=GENERIC PACK-MAT=METAL &
PACK-SIZE="1-IN" STICH1=48. STICH2=8. STICH3=2. &
PACK-HT=0.41 <meter> P-UPDATE=NO

PACK-RATE 1 2 9 RASCHIG VENDOR=GENERIC PACK-MAT=METAL &
PACK-SIZE="1-IN" STICH1=48. STICH2=8. STICH3=2. &
PACK-HT=1.39 <meter> DIAM=0.25 <meter> P-UPDATE=YES

PACK-RATE 2 10 11 RASCHIG VENDOR=GENERIC PACK-MAT=METAL &
PACK-SIZE="1-IN" STICH1=48. STICH2=8. STICH3=2. &
PACK-HT=0.41 <meter> DIAM=0.25 <meter> P-UPDATE=YES

BLOCK V-BOT1 VALVE

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
PDROP=bar

PARAM CALC-CV=YES P-OUT=0.95 CHAR-EQN=EQUAL-PERCENTAGE &
MAX-FLO-COEF=1.5 PDRP-FAC=0.8 PREC-FAC=0.8 CHECK-CHOKE=NO &
NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V-BOT2 VALVE

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
PDROP=bar

PARAM P-DROP=0.01 NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V-BYPASS VALVE

PARAM CALC-CV=YES P-OUT=1.4 CHAR-EQN=LINEAR MAX-FLO-COEF=2. &

PDRP-FAC=0.8 PREC-FAC=0.8 NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V-DIST1 VALVE

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &

HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &

VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &

MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &

MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &

PDROP=bar

PARAM CALC-CV=YES P-OUT=0.98 CHAR-EQN=EQUAL-PERCENTAGE &

MAX-FLO-COEF=1.5 PDRP-FAC=0.8 PREC-FAC=0.8 CHECK-CHOKE=NO &

NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V-DIST2 VALVE

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &

HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &

VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &

MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &

MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &

PDROP=bar

PARAM P-DROP=0.01 NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V-FEED1 VALVE

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &

HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &

VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &

MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &

MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
 PDROP=bar

PARAM CALC-CV=YES P-OUT=1.4 CHAR-EQN=LINEAR MAX-FLO-COEF=1.2 &
 PDRP-FAC=0.8 PREC-FAC=0.8 CHECK-CHOKE=NO NPHASE=1 &
 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK V-VENT VALVE

IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='cum/hr' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
 HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=bar TEMPERATURE=C &
 VOLUME=cum DELTA-T=C HEAD=meter MASS-DENSITY='kg/cum' &
 MOLE-ENTHALP='kcal/mol' MASS-ENTHALP='kcal/kg' &
 MOLE-VOLUME='cum/kmol' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
 PDROP=bar

PARAM CALC-CV=YES P-OUT=0.99 CHAR-EQN=EQUAL-PERCENTAGE &
 MAX-FLO-COEF=50. PDRP-FAC=0.7 PREC-FAC=0.6 CHECK-CHOKE=NO &
 NPHASE=1 PHASE=V

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

STREAM-REPOR MOLEFLOW MASSFLOW MOLEFRAC MASSFRAC &
 PROPERTIES=THERMAL

;
 ;
 ;
 ;
 ;

สถาบันวิทยบริการ
 จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ภาคผนวก จ
เพิ่มข้อมูลป้อนการจำลองหอกถันแบบละเอียด

;

;Input Summary created by ASPEN PLUS Rel. 10.0-1 at 19:46:17 Tue Apr 17, 2001

;Directory C:\My Simulations\Real\Steady State\Complex Filename C:\My
Simulations\Real\Steady State\Input Files\case3.inp

;

DYNAPLUS

DPLUS RESULTS=ON

TITLE 'F1-R4-No15'

IN-UNITS SI ENTHALPY='Btu/lbmol' FLOW='kg/hr' MASS-FLOW='kg/hr' &

MOLE-FLOW='kmol/hr' VOLUME-FLOW='l/hr' &

ENTHALPY-FLO='Btu/hr' PRESSURE=kPa TEMPERATURE=C VOLUME=l &

DELTA-T=C PDROP-PER-HT='mm-water/m' PDROP=kPa &

VFLOW-LENGTH='sqm/hr'

DEF-STREAMS CONVEN ALL

SYS-OPTIONS INTERPRET=YES TRACE=YES

DATABANKS PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &

POLYMER / SEGMENT / PURE93 / PURE856 / AQU92 / &

ASPENPCD / COMBUST

PROP-SOURCES PURE10 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &

POLYMER / SEGMENT / PURE93 / PURE856 / AQU92 / &

ASPENPCD / COMBUST

COMPONENTS

BENZENE C6H6 BENZENE /
 TOLUENE C7H8 TOLUENE /
 P-XYLENE C8H10-3 P-XYLENE /
 WATER H2O WATER /
 HOTOIL C19H16 HOTOIL /
 N2 N2 N2

ADA-SETUP

ADA-SETUP PROCEDURE=REL9

HENRY-COMPS HC-1 N2

FLOWSHEET

BLOCK PACK-CL IN=V-SUMP-O REFLUX-O PRE-FD-O OUT=TOP-I &
 L-SUMP-I

BLOCK HX-01 IN=TOP-O FEED-O OUT=PT-DIS-I PRE-FD-I

BLOCK HX-02 IN=PT-DIS-O CWATER-O OUT=CONDEN-I HWATER-I

BLOCK SPLIT-C IN=CONDEN-O OUT=REFLUX-I DISTIL-I

BLOCK SPLIT-B IN=BOT-CL-O OUT=BOTTOM-I CD-BOT-I

BLOCK HX-03 IN=H-OIL-O CD-BOT-O OUT=C-OIL-I HT-BOT-I

BLOCK SUMP IN=HT-BOT-O L-SUMP-O BYPASS-O OUT=V-SUMP-I &
 BOT-CL-I

BLOCK V-BOT1 IN=BOTTOM-I OUT=BOTTOM-1

BLOCK V-DIST1 IN=DISTIL-I OUT=DISTIL-1

BLOCK V-LSUMP IN=L-SUMP-I OUT=L-SUMP-O

BLOCK V-VSUMP IN=V-SUMP-I OUT=V-SUMP-O

BLOCK V-REFLUX IN=REFLUX-I OUT=REFLUX-O

BLOCK V-PREFD IN=PRE-FD-I OUT=PRE-FD-O

BLOCK V-TOP IN=TOP-I OUT=TOP-O
BLOCK V-FEED1 IN=FEED-I OUT=FEED-1
BLOCK V-PTDIST IN=PT-DIS-I OUT=PT-DIS-O
BLOCK V-CON1 IN=CONDEN-I OUT=CONDEN-1
BLOCK V-HTBOT IN=HT-BOT-I OUT=HT-BOT-O
BLOCK V-CDBOT IN=CD-BOT-I OUT=CD-BOT-O
BLOCK V-CWAT1 IN=CWATER-I OUT=CWATER-1
BLOCK V-HWAT1 IN=HWATER-I OUT=HWATER-1
BLOCK V-HOIL2 IN=H-OIL-2 OUT=H-OIL-O
BLOCK V-COIL IN=C-OIL-I OUT=C-OIL-1
BLOCK HEATER IN=H-OIL-1 OUT=H-OIL-2
BLOCK V-HOIL1 IN=H-OIL-I OUT=H-OIL-1
BLOCK TANK-B IN=BOTTOM-1 OUT=BOTTOM-2
BLOCK V-BOT2 IN=BOTTOM-2 OUT=BOTTOM-O
BLOCK TANK-D IN=DISTIL-1 OUT=DISTIL-2
BLOCK V-DIST2 IN=DISTIL-2 OUT=DISTIL-O
BLOCK V-BYPASS IN=BYPASS-I OUT=BYPASS-O
BLOCK RECEIVER IN=CONDEN-1 OUT=VENT-I CONDEN-2
BLOCK V-VENT IN=VENT-I OUT=VENT-O
BLOCK TANK-O IN=C-OIL-1 OUT=C-OIL-2
BLOCK V-COIL2 IN=C-OIL-2 OUT=C-OIL-O
BLOCK TANK-HW IN=HWATER-1 OUT=HWATER-2
BLOCK V-HWAT2 IN=HWATER-2 OUT=HWATER-O
BLOCK TANK-CW IN=CWATER-1 OUT=CWATER-2
BLOCK V-CWAT2 IN=CWATER-2 OUT=CWATER-O
BLOCK TANK-F IN=FEED-1 OUT=FEED-2
BLOCK V-FEED2 IN=FEED-2 OUT=FEED-O
BLOCK V-CON2 IN=CONDEN-2 OUT=CONDEN-O
BLOCK V-BOTCL IN=BOT-CL-I OUT=BOT-CL-O

PROPERTIES UNIFAC HENRY-COMPS=HC-1

PROPERTIES NRTL / PENG-ROB / PITZER / PR-BM / RK-ASPEN
 / RK-SOAVE / RKS-BM / UNIQUAC

PROP-DATA RSKIJ-1

IN-UNITS SI ENTHALPY='Btu/lbmol' FLOW='kg/hr' &
 MASS-FLOW='kg/hr' MOLE-FLOW='kmol/hr' VOLUME-FLOW='l/hr' &
 ENTHALPY-FLO='Btu/hr' PRESSURE=kPa TEMPERATURE=C VOLUME=I &
 DELTA-T=C PDROP-PER-HT='mm-water/m' PDROP=kPa &
 VFLOW-LENGTH='sqm/hr'
 PROP-LIST RSKIJ
 BPVAL BENZENE N2 .1530000000

PROP-DATA HENRY-1

IN-UNITS ENG
 PROP-LIST HENRY
 BPVAL N2 BENZENE -67.23225185 3450.239924 12.54900000 &
 -.0142838895 44.77999664 139.9999921
 BPVAL N2 TOLUENE -34.32072765 3828.419641 5.951500000 0.0 &
 50.43199637 104.2339938
 BPVAL N2 WATER 180.3399873 -15178.98528 -21.55800000 &
 -4.6868002E-3 31.72999727 163.1299910

PROP-DATA NRTL-1

IN-UNITS SI ENTHALPY='Btu/lbmol' FLOW='kg/hr' &
 MASS-FLOW='kg/hr' MOLE-FLOW='kmol/hr' VOLUME-FLOW='l/hr' &
 ENTHALPY-FLO='Btu/hr' PRESSURE=kPa TEMPERATURE=C VOLUME=I &
 DELTA-T=C PDROP-PER-HT='mm-water/m' PDROP=kPa &
 VFLOW-LENGTH='sqm/hr'
 PROP-LIST NRTL
 BPVAL BENZENE TOLUENE -2.885200000 1123.950100 .3000000000 &
 0.0 0.0 0.0 40.00000610 110.7500061

BPVAL TOLUENE BENZENE 2.191100000 -863.7308000 .3000000000 &
 0.0 0.0 0.0 40.00000610 110.7500061

BPVAL BENZENE P-XYLENE 0.0 122.6854000 .3000000000 0.0 0.0 &
 0.0 83.60000610 129.0000061

BPVAL P-XYLENE BENZENE 0.0 -136.4814000 .3000000000 0.0 &
 0.0 0.0 83.60000610 129.0000061

BPVAL BENZENE WATER 45.19050000 591.3676000 .2000000000 0.0 &
 -7.562900000 0.0 .8000061035 77.00000610

BPVAL WATER BENZENE 140.0874000 -5954.307100 .2000000000 &
 0.0 -20.02540000 0.0 .8000061035 77.00000610

BPVAL TOLUENE P-XYLENE 0.0 -91.14580000 .3000000000 0.0 &
 0.0 0.0 111.2300061 137.1000061

BPVAL P-XYLENE TOLUENE 0.0 75.89780000 .3000000000 0.0 0.0 &
 0.0 111.2300061 137.1000061

BPVAL TOLUENE WATER -247.8792000 14759.75980 .2000000000 &
 0.0 35.58200000 0.0 -8.999993896 93.00000610

BPVAL WATER TOLUENE 627.0528000 -27269.35550 .2000000000 &
 0.0 -92.71820000 0.0 -8.999993896 93.00000610

BPVAL P-XYLENE WATER 2.773400000 296.6645000 .2000000000 &
 0.0 .1174000000 0.0 6.10351560E-6 294.9000061

BPVAL WATER P-XYLENE 162.4774000 -6045.999500 .2000000000 &
 0.0 -23.46720000 0.0 6.10351560E-6 294.9000061

PROP-DATA UNIQ-1

IN-UNITS ENG

PROP-LIST UNIQ

BPVAL BENZENE TOLUENE 1.337700000 -941.1789151 0.0 0.0 &
 103.9999938 231.3499877

BPVAL TOLUENE BENZENE -1.082100000 763.3891436 0.0 0.0 &
 103.9999938 231.3499877

BPVAL BENZENE P-XYLENE 0.0 -6.604919685 0.0 0.0 &

182.4799901 264.1999862

BPVAL P-XYLENE BENZENE 0.0 6.393239695 0.0 0.0 182.4799901 &
264.1999862

BPVAL TOLUENE P-XYLENE 0.0 44.20871789 0.0 0.0 232.2139877 &
278.7799855

BPVAL P-XYLENE TOLUENE 0.0 -37.37123822 0.0 0.0 &
232.2139877 278.7799855

BPVAL BENZENE WATER 0.0 -1549.457926 0.0 0.0 67.99999554 &
103.9999938

BPVAL WATER BENZENE 0.0 -664.2179683 0.0 0.0 67.99999554 &
103.9999938

BPVAL TOLUENE WATER 0.0 -1711.079918 0.0 0.0 67.99999554 &
103.9999938

BPVAL WATER TOLUENE 0.0 -630.3779699 0.0 0.0 67.99999554 &
103.9999938

BPVAL P-XYLENE WATER 0.0 -1738.259917 0.0 0.0 67.99999554 &
103.9999938

BPVAL WATER P-XYLENE 0.0 -586.0979721 0.0 0.0 67.99999554 &
103.9999938

DEF-STREAMS CONVEN HT-BOT-O

PROP-SET PS-1 CPMX UNITS='J/kg-K' SUBSTREAM=MIXED

STREAM BYPASS-I

SUBSTREAM MIXED TEMP=28. PRES=107. VOLUME-FLOW=0.2

MASS-FRAC BENZENE 0.594596 / TOLUENE 0.290571 / P-XYLENE &
0.114833

STREAM CWATER-I

SUBSTREAM MIXED TEMP=31. PRES=150. VOLUME-FLOW=19.4

MASS-FRAC WATER 1.

STREAM FEED-I

SUBSTREAM MIXED TEMP=28. PRES=107.2 VOLUME-FLOW=3.8

MASS-FRAC BENZENE 0.594596 / TOLUENE 0.290571 / P-XYLENE &
0.114833

STREAM H-OIL-I

SUBSTREAM MIXED TEMP=28. PRES=150. VOLUME-FLOW=1285.

MASS-FRAC HOTOIL 1.

BLOCK TANK-B MIXER

PARAM PRES=101. NPHASE=2

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK TANK-CW MIXER

PARAM PRES=146. NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK TANK-D MIXER

PARAM PRES=101. NPHASE=2

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK TANK-F MIXER

PARAM PRES=107.

BLOCK TANK-HW MIXER

PARAM PRES=140. NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK TANK-O MIXER

PARAM PRES=125. NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTION FREE-WATER=NO

BLOCK SPLIT-B FSPLIT

FRAC BOTTOM-I 0.004

BLOCK SPLIT-C FSPLIT

FRAC DISTIL-I 0.185

BLOCK HEATER HEATER

PARAM TEMP=124. PRES=140.

BLOCK RECEIVER FLASH2

PARAM PRES=102.15 DUTY=0. MAXIT=50

BLOCK SUMP FLASH2

PARAM PRES=102.52 DUTY=0.

BLOCK HX-01 HEATX

PARAM P-UPDATE=YES ALGORITHM=NEWTON U-OPTION=FILM-COEF &

F-OPTION=GEOMETRY

FEEDS HOT=TOP-O COLD=FEED-O

PRODUCTS HOT=PT-DIS-I COLD=PRE-FD-I

EQUIP-SPECS TUBE-NPASS=2 SHELL-DIAM=16.8 <cm>

TUBES TOTAL-NUMBER=48 MATERIAL=TP-304-SS LENGTH=0.6 &

OUTSIDE-DIAM=0.625 <in> PITCH=20. <mm> WALL-THICK=1.2 <mm>

NOZZLES SNOZ-INDIAM=0.75 <in> SNOZ-OUTDIAM=0.75 <in> &

TNOZ-INDIAM=3. <in> TNOZ-OUTDIAM=0.75 <in>

SEGB-SHELL NBAFFLE=8 BAFFLE-CUT=0.25 SHELL-BFL-SP=2. <mm>

HOT-SIDE H-OPTION=GEOMETRY SHELL-TUBE=TUBE DP-OPTION=GEOMETRY

COLD-SIDE H-OPTION=GEOMETRY DP-SCALE=370. FOUL-FACTOR=1.45 &

SHELL-TUBE=SHELL DP-OPTION=GEOMETRY

BLOCK HX-02 HEATX

PARAM MIN-TAPP=1. P-UPDATE=YES ALGORITHM=NEWTON U-OPTION= &
 FILM-COEF F-OPTION=GEOMETRY
 FEEDS HOT=PT-DIS-O COLD=CWATER-O
 PRODUCTS HOT=CONDEN-I COLD=HWATER-I
 PROPERTIES PENG-ROB / UNIFAC HENRY-COMPS=HC-1
 EQUIP-SPECS TUBE-NPASS=2 SHELL-DIAM=26.8 <cm>
 TUBES TOTAL-NUMBER=82 MATERIAL=TP-304-SS LENGTH=0.8 &
 OUTSIDE-DIAM=0.75 <in> PITCH=25. <mm> WALL-THICK=1.2 <mm>
 NOZZLES SNOZ-INDIAM=0.75 <in> SNOZ-OUTDIAM=0.75 <in> &
 TNOZ-INDIAM=0.75 <in> TNOZ-OUTDIAM=0.75 <in>
 SEGB-SHELL NBAFFLE=5 BAFFLE-CUT=0.25 SHELL-BFL-SP=2. <mm>
 HOT-SIDE H-OPTION=GEOMETRY DP-SCALE=110. SHELL-TUBE=TUBE &
 DP-OPTION=GEOMETRY
 COLD-SIDE H-OPTION=GEOMETRY DP-SCALE=100. SHELL-TUBE=SHELL &
 DP-OPTION=GEOMETRY

BLOCK HX-03 HEATX

PARAM TYPE=COCURRENT PRES-COLD=102.31 U-OPTION=FILM-COEF &
 F-OPTION=GEOMETRY
 FEEDS HOT=H-OIL-O COLD=CD-BOT-O
 PRODUCTS HOT=C-OIL-I COLD=HT-BOT-I
 EQUIP-SPECS ORIENTATION=HORIZONTAL SHELL-DIAM=27.8 <cm>
 TUBES TOTAL-NUMBER=52 MATERIAL=TP-304-SS LENGTH=0.8 &
 OUTSIDE-DIAM=1. <in> PITCH=30. <mm> WALL-THICK=1.2 <mm>
 NOZZLES SNOZ-INDIAM=1. <in> SNOZ-OUTDIAM=1. <in> &
 TNOZ-INDIAM=1. <in> TNOZ-OUTDIAM=3. <in>
 SEGB-SHELL NBAFFLE=5 BAFFLE-CUT=0.25 SHELL-BFL-SP=2. <mm>
 HOT-SIDE H-OPTION=GEOMETRY SHELL-TUBE=SHELL &

DP-OPTION=GEOMETRY
 COLD-SIDE H-OPTION=GEOMETRY SHELL-TUBE=TUBE &
 DP-OPTION=CONSTANT

BLOCK PACK-CL RADFRAC

PARAM NSTAGE=5 ALGORITHM=SUM-RATES ABSORBER=NO MAXOL=200 &
 P-UPDATE=YES
 COL-CONFIG CONDENSER=NONE REBOILER=NONE
 FEEDS V-SUMP-O 6 ABOVE-STAGE / REFLUX-O 1 ON-STAGE / &
 PRE-FD-O 4 ON-STAGE
 PRODUCTS TOP-I 1 V / L-SUMP-I 5 L
 P-SPEC 1 102.5
 COL-SPECS
 PACK-RATE 1 1 3 RASCHIG VENDOR=GENERIC PACK-MAT=METAL &
 PACK-SIZE="1-IN" STICH1=48. STICH2=8. STICH3=2. &
 PACK-HT=1.39 DIAM=0.25 DPMETH=ECKERT P-UPDATE=YES
 PACK-RATE 2 4 5 RASCHIG VENDOR=GENERIC PACK-MAT=METAL &
 PACK-SIZE="1-IN" STICH1=48. STICH2=8. STICH3=2. &
 PACK-HT=0.41 DIAM=0.25 DPMETH=ECKERT P-UPDATE=YES

BLOCK V-BOT1 VALVE

PARAM CALC-CV=YES P-DROP=0.1 CHAR-EQN=EQUAL-PERCENTAGE &
 MAX-FLO-COEF=100. PDRP-FAC=0.8 PREC-FAC=0.8 &
 CHECK-CHOKE=NO

BLOCK V-BOT2 VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-BOTCL VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-BYPASS VALVE

PARAM P-OUT=102.21

BLOCK V-CDBOT VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-COIL VALVE

PARAM P-DROP=5.

BLOCK V-COIL2 VALVE

PARAM P-DROP=5.

BLOCK V-CON1 VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-CON2 VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-CWAT1 VALVE

PARAM P-DROP=2.

BLOCK V-CWAT2 VALVE

PARAM P-DROP=2.

BLOCK V-DIST1 VALVE

PARAM CALC-CV=YES P-DROP=0.1 CHAR-EQN=EQUAL-PERCENTAGE &
MAX-FLO-COEF=7. PDRP-FAC=0.8 PREC-FAC=0.8 CHECK-CHOKE=NO

BLOCK V-DIST2 VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-FEED1 VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-FEED2 VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-HOIL1 VALVE

PARAM P-DROP=5.

BLOCK V-HOIL2 VALVE

PARAM P-DROP=5.

BLOCK V-HTBOT VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-HWAT1 VALVE

PARAM P-DROP=2.

BLOCK V-HWAT2 VALVE

PARAM P-DROP=2.

BLOCK V-LSUMP VALVE

PARAM P-OUT=102.21

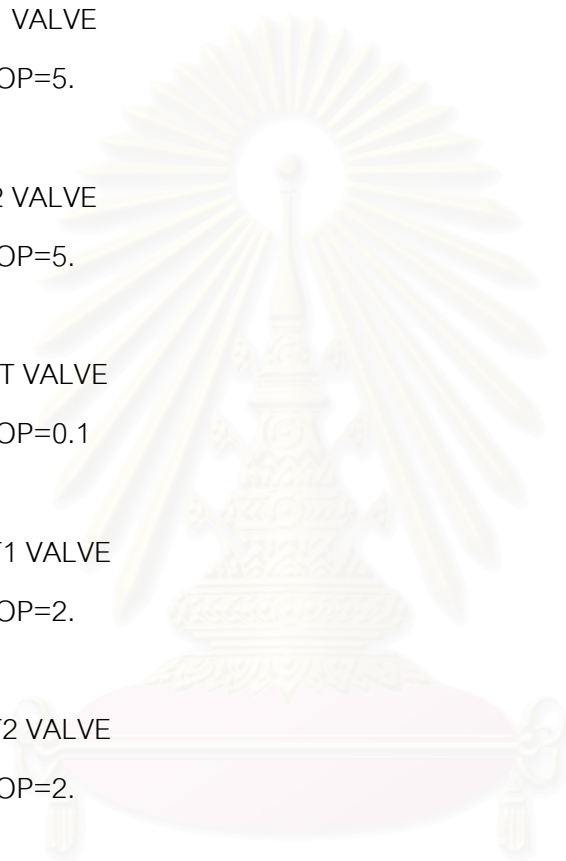
BLOCK V-PREFD VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-PTDIST VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-REFLUX VALVE



สำนักวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

PARAM CALC-CV=YES P-DROP=0.1 CHAR-EQN=EQUAL-PERCENTAGE &
 MAX-FLO-COEF=7. PDRP-FAC=0.8 PREC-FAC=0.8 CHECK-CHOKE=NO

BLOCK V-TOP VALVE

PARAM P-DROP=0.1

BLOCK V-VENT VALVE

PARAM CALC-CV=YES P-OUT=102. CHAR-EQN=EQUAL-PERCENTAGE &
 MAX-FLO-COEF=1. PDRP-FAC=0.7 PREC-FAC=0.6 CHECK-CHOKE=NO

BLOCK V-VSUMP VALVE

PARAM P-DROP=0.1

CONV-OPTIONS

WEGSTEIN MAXIT=3500

DIRECT MAXIT=100

SECANT MAXIT=100

BROYDEN MAXIT=100

NEWTON MAXIT=1000

SQP MAXIT=100

BLOCK-REPORT COMPBAL

STREAM-REPOR MOLEFLOW MASSFLOW MOLEFRAC MASSFRAC PROPERTIES=PS-1

PROPERTY-REP PARAMS PCES PARAM-PLUS

;
 ;
 ;
 ;
 ;
 ;

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายณที ว่องแก้วกุล เกิดเมื่อวันที่ 24 ตุลาคม พ.ศ.2517 อ.บางพลัด จ.กรุงเทพฯ สำเร็จการศึกษาปริญญาตรีวิทยาศาสตร์บัณฑิต สาขาวิชาเคมีวิศวกรรม ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2539 และเข้าศึกษาต่อในหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อ พ.ศ. 2540



สถาบันวิทยบริการ
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย