

การสร้างแบบจำลองของเครื่องระเหย



กัณฑ์ณ เลิศทรัพย์สุรีย์

ปริญญานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง
ปีการศึกษา 2559

การสร้างแบบจำลองของเครื่องระเหย



ปฏิญานិพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต

ภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์

สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปีการศึกษา 2559

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

MODELING OF AN EVAPORATOR



A REPORT SUBMITTED IN PARTIAL FULFILLMENT OF THE REQUIREMENTS FOR
THE DEGREE OF BACHELOR IN CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF ENGINEERING
KING MONGKUT'S INSTITUTE OF TECHNOLOGY LADKRABANG
ACADEMIC YEAR 2016

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญาานิพนธ์เรื่อง การสร้างแบบจำลองของเครื่องระเหย
โดย นายกันตภณ เลิศทรัพย์สุรีย์
อาจารย์ที่ปรึกษา ดร.ณัฐพล ฤกษ์เกษมสันต์
อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา
สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์
สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง

ปริญญาานิพนธ์นี้ได้รับการพิจารณาอนุมัติให้นับเป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตร
วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมเคมี

คณะกรรมการตรวจสอบปริญญาานิพนธ์

ประธานกรรมการ

(ดร.ณัฐพล ฤกษ์เกษมสันต์)

กรรมการ

(รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา)

กรรมการ

(ดร.อมตะ อนันต์พินิจวัฒนา)

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ปริญญานิพนธ์เรื่อง	การสร้างแบบจำลองของเครื่องระเหย
โดย	นายกันตภณ เลิศทรัพย์สุรีย์
ปริญญา	วิศวกรรมศาสตรบัณฑิต
สาขาวิชา	วิศวกรรมเคมี
ปีการศึกษา	2559
อาจารย์ที่ปรึกษา	ดร.ณัฐพล ฤกษ์เกษมสันต์
อาจารย์ที่ปรึกษาร่วม	รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา

บทคัดย่อ

เครื่องระเหยแบบฟิล์มตกที่มีการไหลของฟิล์มอยู่ภายนอกของท่อทรงกระบอกในแนวตั้งได้ถูกนำมาศึกษาโดยการทำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ ในงานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่ออธิบายปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นในกระบวนการระเหยจากอุปกรณ์ที่ออกแบบในลักษณะข้างต้นและเพื่อใช้เป็นต้นแบบเพื่อการสร้างอุปกรณ์จริงต่อไป ในการศึกษาครั้งนี้ได้ทำการสร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ขึ้นจากการถ่ายโอนมวลสาร พลังงาน และโมเมนตัมของการบวนการระเหยสารละลายน้ำตาล แล้วแก้ปัญหาสมการด้วยเทคนิคการคำนวณเชิงตัวเลขแบบปริยาย แบบจำลองนี้สามารถทำนายความเร็ว อุณหภูมิ และความเข้มข้นของสารละลาย อัตราการระเหยในกระบวนการนี้ รวมถึงการนำเสนอการเกิดผิวใหม่เพื่อช่วยเพิ่มอัตราการระเหย

Report Title	Modeling of an Evaporator
By	Mr. Kuntaphon Lerssubsuree
Degree	Bachelor of Engineering
Program	Chemical Engineering
Year	2016
Advisor	Dr.Nutthaphol Lerkkasemsan
Co-advisor	Assoc. Prof. Dr. Prakob Kitchaiya

Abstract

A falling film evaporator with a liquid flowing outside vertical cylindrical tubes was studied by mathematical modeling in order to describe the performance of the system and to be used for a design of a falling film evaporator later. In this study a mathematical model was developed from mass and energy as well as momentum transfer process in an evaporation of sugar solution. The equations were solved by using a numerical technique known as implicit method. This model can predict velocity, temperature and concentration profiles of solution as well as rate of mass evaporation in this process, in addition to the presentation of renewable surfaces that can enhance the evaporation rate.

กิตติกรรมประกาศ

ปริญญาานิพนธ์ฉบับนี้จะสมบูรณ์แบบไปไม่ได้หากปราศจากความช่วยเหลือ คำแนะนำและกำลังใจของผู้เกี่ยวข้องทุกท่าน

ขอขอบพระคุณ ดร.ณัฐพล ฤกษ์เกษมสันต์ อาจารย์ที่ปรึกษาสำหรับคำแนะนำที่เป็นประโยชน์และความช่วยเหลือในการแก้ไขข้อบกพร่องในปริญญาานิพนธ์ฉบับนี้

ขอขอบพระคุณ รศ.ดร.ประกอบ กิจไชยา อาจารย์ที่ปรึกษาร่วมสำหรับความรู้และแนวคิดที่ทำให้ในการเริ่มต้นทำปริญญาานิพนธ์ฉบับนี้ รวมถึงคำแนะนำเพื่อให้งานนี้บรรลุล่งไปได้อย่างดี

ขอขอบพระคุณ ดร.อมตะ อนันต์พินิจวัฒนา กรรมการสอบปริญญาานิพนธ์สำหรับข้อเสนอแนะที่นำไปสู่การแก้ไขข้อผิดพลาดให้ปริญญาานิพนธ์เล่มนี้สมบูรณ์ยิ่งขึ้น

ขอขอบพระคุณ คณะอาจารย์ประจำภาควิชาวิศวกรรมเคมี สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบังทุกท่านสำหรับความรู้ที่ทำให้ผู้จัดทำมีความสามารถในวิเคราะห์และการแก้ปัญหาต่างๆที่เกิดขึ้นในปริญญาานิพนธ์ฉบับนี้ได้

ขอขอบพระคุณ คุณธีรพันธ์ ตั้งกิตติศักดิ์ สำหรับคำแนะนำในการคำนวณและใช้โปรแกรม

สุดท้ายนี้ผู้จัดทำขอขอบพระคุณครอบครัวสำหรับการอบรมสั่งสอนเป็นอย่างดี ผู้มีพระคุณทุกท่านและเพื่อนๆทุกคนที่เป็นกำลังใจและคอยช่วยเหลือเสมอมาตลอดจนปริญญาานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จไปได้ด้วยดี

กันตภณ เลิศทรัพย์สุรีย์

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อ.....	I
Abstract.....	II
กิตติกรรมประกาศ.....	III
สารบัญ.....	IV
สารบัญตาราง.....	VII
สารบัญรูป.....	VIII
บทที่ 1 บทนำ.....	1
1.1 ที่มาและความสำคัญ.....	1
1.2 วัตถุประสงค์.....	1
1.3 ขอบเขตโครงการ.....	1
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	2
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	3
2.1 เครื่องระเหยแบบฟิล์มตก.....	3
2.2 การไหลแบบฟิล์มตก.....	4
2.3 การถ่ายโอนความร้อน.....	6
2.3.1 การนำความร้อนของผนังท่อ.....	6
2.3.2 การถ่ายโอนความร้อนของฟิล์ม.....	7
2.4 การถ่ายโอนมวล.....	8

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
2.5 สมดุลไอ-ของเหลวที่ผิว.....	9
2.5.1 สมการองตวน (Antoine equation).....	9
2.5.2 สมการ Raoult's law.....	9
2.5.3 คำนวณ Raoult-Dalton ที่ bubble point.....	9
2.6 ระเบียบวิธีเชิงตัวเลขแบบปริยาย (Implicit method).....	10
2.7 งานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	14
บทที่ 3 วิธีการดำเนินงาน.....	15
3.1 ขั้นตอนการดำเนินงาน.....	15
3.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการคำนวณ.....	15
3.3 วิธีการคำนวณ.....	15
บทที่ 4 ผลการดำเนินงานและการวิเคราะห์.....	19
4.1 ผลกระทบจากการแบ่งความละเอียดกริด.....	19
4.2 การเปลี่ยนแปลงของสารละลายที่เกิดขึ้นเมื่อการระเหย.....	22
4.2.1 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารละลาย.....	22
4.2.2 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลาย.....	23
4.2.3 น้ำที่เกิดการระเหย.....	24
4.3 ผลจากการการเกิดผิวใหม่.....	25
4.3.1 การระเหยเมื่อสารละลายผสมแบบสมบูรณ.....	26
4.3.2 การระเหยเมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก.....	29

สารบัญ (ต่อ)

	หน้า
4.4 เปรียบเทียบผลของการระเหยจากเครื่องระเหยทั้ง 3 รูปแบบ.....	32
4.5 การตรวจสอบแบบจำลอง.....	33
บทที่ 5 สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ.....	34
เอกสารอ้างอิง.....	36
ภาคผนวก.....	37
ภาคผนวก ก การแปลงสมการพลังงานและการถ่ายโอนมวลในรูปตัวแปรไร้มิติ.....	38
ภาคผนวก ข ข้อมูลที่ใช้ในแบบจำลอง.....	39
ภาคผนวก ค การคำนวณในโปรแกรม Matlab.....	40

สารบัญตาราง

ตารางที่	หน้า
4.1 ระยะเวลาในการคำนวณจากการแบ่งความละเอียดกริด.....	20
4.2 เปรียบเทียบผลการระเหยจากเครื่องระเหยทั้ง 3 รูปแบบ.....	32



สารบัญรูป

รูปที่	หน้า
2.1 เครื่องระเหยแบบฟิล์มตก.....	3
2.2 การไหลแบบฟิล์มตกในระบบคาร์ทีเซียน 2 มิติ.....	4
2.3 การนำความร้อนผ่านผนังท่อ.....	6
2.4 แผนภาพการคำนวณโดยระเบียบวิธีแบบปริยาย.....	10
2.5 การเปลี่ยนแกน x และแกน y เป็นแกนของตัวแปรไร้หน่วย.....	11
2.6 การแบ่งฟิล์มเป็นหลายส่วนห่างกัน $\Delta\eta$ และ $\Delta\varepsilon$	13
3.1 แผนผังการคำนวณ.....	16
4.1 โปรไฟล์ความเข้มข้นเฉลี่ยของฟิล์มตามความยาวท่อที่ได้จากการคำนวณที่ความละเอียดกริดต่างๆ.....	20
4.2 โปรไฟล์อุณหภูมิเฉลี่ยของฟิล์มตามความยาวท่อที่ได้จากการคำนวณที่ความละเอียดกริดต่างๆ.....	21
4.3 พลั๊กซ์การระเหยของน้ำตามความยาวท่อที่ได้จากการคำนวณที่ความละเอียดกริดต่างๆ.....	21
4.4 โปรไฟล์ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน.....	22
4.5 โปรไฟล์ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความหนาในรูปไร้หน่วย ณ ความสูงใดๆ.....	23
4.6 โปรไฟล์อุณหภูมิของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน.....	24
4.7 พลั๊กซ์ของน้ำที่ระเหยตามความยาวของท่อจากด้านบน.....	25

สารบัญญรูป (ต่อ)

รูปที่	หน้า
4.8 อุณหภูมิเฉลี่ยของสารละลายเกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์.....	27
4.9 อุณหภูมิของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์.....	27
4.10 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์.....	28
4.11 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความหนาในรูปไร้หน่วย ณ ความสูงใดๆ เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์.....	29
4.12 อุณหภูมิเฉลี่ยของสารละลายเกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก.....	30
4.13 อุณหภูมิของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบนเมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก.....	30
4.14 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก.....	31
4.15 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความหนาในรูปไร้หน่วย ณ ความสูงใดๆ เมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก.....	31

บทที่ 1

บทนำ

1.1 ที่มาและความสำคัญ

เครื่องระเหยแบบฟิล์มตกเป็นรูปแบบหนึ่งของเครื่องระเหยที่มีการนำไปใช้อย่างแพร่หลายมากที่สุด รูปแบบหนึ่ง หน้าที่หลักของเครื่องระเหยคือการทำให้อากาศละลายมีความเข้มข้นขึ้นจากการทำให้ตัวทำละลายระเหยออกจากตัวถูกละลาย เครื่องระเหยแบบฟิล์มตกนี้ได้รับความนิยมมากในอุตสาหกรรมอาหาร เช่น การทำน้ำผลไม้ การผลิตนมข้น การทำให้อากาศที่สกัดมาจากสมุนไพรหรือยาต่างๆเข้มข้นขึ้น เป็นต้น เนื่องจากข้อดีของมันคือราคาถูก มีการถ่ายโอนความร้อนได้ดี ใช้อุณหภูมิไม่สูง และสามารถใช้ระเหยสารได้หลากหลาย การนำเครื่องระเหยไปประยุกต์ใช้กับผลิตภัณฑ์ต่างๆทำให้เกิดความหลากหลายทางธุรกิจมากขึ้น การศึกษาในโครงการนี้เป็นการศึกษาปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นในเครื่องระเหย และสร้างแบบจำลองในการออกแบบเครื่องระเหย

ในการทำแบบจำลองของเครื่องระเหยนี้จะเป็นประโยชน์ต่อการทำนายปรากฏการณ์ที่จะเกิดขึ้นกับการระเหยและสามารถนำไปออกแบบเครื่องระเหยแบบฟิล์มตกเพื่อให้ได้อัตราการระเหยและความเข้มข้นของสารละลายได้ตามที่ต้องการ ตัวแปรที่เกี่ยวข้องกับการออกแบบ ได้แก่ ขนาดของท่อ ความยาวท่อ เส้นผ่าศูนย์กลาง ความหนา วัสดุที่ใช้เป็นท่อ อุณหภูมิและความเข้มข้นเริ่มต้นของสารละลายที่นำมาระเหย สารที่ใช้เป็นตัวกลางให้ความร้อน และอุณหภูมิของตัวกลางนั้นๆ ความดันที่ใช้ระเหย และอัตราการป้อนสารเข้าสู่เครื่องระเหย

1.2 วัตถุประสงค์

1.1 ศึกษาและวิเคราะห์ปรากฏการณ์การระเหยที่เกิดขึ้นในเครื่องระเหยแบบฟิล์มตก

1.2 สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นในเครื่องระเหยแบบฟิล์มตก

1.3 ขอบเขตโครงการ

1.1 สร้างแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อนำมาอธิบายการเปลี่ยนแปลงที่จะเกิดขึ้นในเครื่องระเหยแบบฟิล์มตก ได้แก่ การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิ การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารละลาย

1.2 ออกแบบเครื่องระเหยแบบฟิล์มตกโดยใช้แบบจำลองคำนวณขนาดของท่อ เส้นผ่าศูนย์กลาง และความยาว ความหนาของฟิล์ม อุณหภูมิที่ใช้ในการระเหย ความเข้มข้นหลังจากระเหย อัตราการระเหย

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

- 1.1 เข้าใจในหลักการการทำงานของเครื่องระเหยแบบฟิล์มตก
- 1.2 สามารถนำแบบจำลองนี้ไปช่วยในการออกแบบเครื่องระเหย
- 1.3 เข้าใจวิธีการคำนวณเชิงตัวเลข และสามารถนำไปประยุกต์ใช้ในการดำเนินงานวิจัยอื่นๆ



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

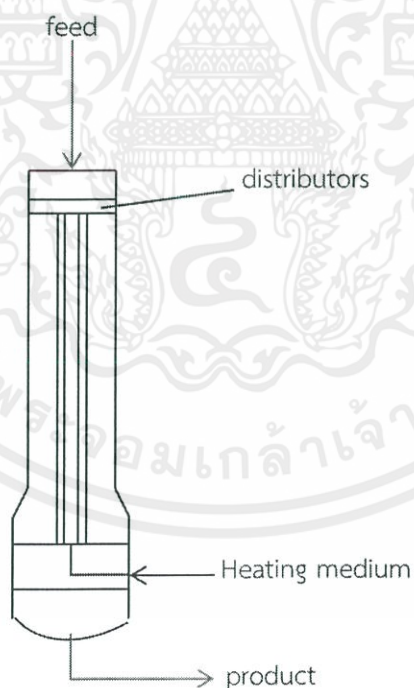
บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 เครื่องระเหยแบบฟิล์มตก

เครื่องระเหยแบบฟิล์มตกเป็นเครื่องระเหยแบบแนวตั้ง (long tube vertical evaporators) [1] ของเหลวจะไหลลงมาจากด้านบนลงมาสู่ท่อในลักษณะเป็นฟิล์มรอบๆผนังท่อ การระเหยจะเกิดขึ้นที่ผิวของฟิล์ม ไอและของเหลวมักจะไปแยกกันที่ส่วนล่างของท่อ ในบางระบบไอจะลอยขึ้นด้านบนสวนทางกับของเหลวที่ไหลลง เครื่องระเหยชนิดนี้เหมาะกับการระเหยของเหลวที่มีความหนืด

สำหรับการกระจายของเหลวจะใช้อุปกรณ์ตัวช่วยกระจาย (distributors) มาแก้ปัญหาเพื่อให้ของเหลวไหลลงมาเป็นฟิล์มอย่างสม่ำเสมอ หากความเข้มข้นหลังการระเหยยังไม่เพียงพอจำเป็นต้องมีการปั่นผลิตภัณฑ์กลับมาระเหยใหม่

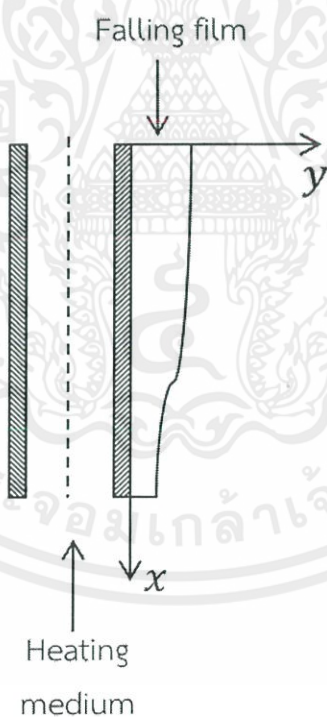


รูปที่ 2.1 เครื่องระเหยแบบฟิล์มตก

เครื่องระเหยแบบฟิล์มตกที่นำมาสร้างแบบจำลองฟิล์มจะไหลลงมาด้านนอกของท่อในขณะที่ตัวกลางให้ความร้อนจะไหลสวนทางขึ้นไปด้านบนข้างในท่อดังรูป 2.1

2.2 การไหลแบบฟิล์มตก

การไหลแบบฟิล์มรอบๆท่อด้านนอก ในการพิจารณาจะตั้งสมมติฐานว่าในแนวสัมผัส (tangential) ของเหลวมีการไหลเท่ากันทุกด้านของท่อ เนื่องจากความยาวท่อและเส้นรอบวงกลมมีขนาดใหญ่มากเมื่อเทียบกับความหนาของฟิล์ม เพื่อให้่ายในการคำนวณ ดังนั้นเราจะเลือกระบบพิกัดคาร์ทีเซียน 2 มิติในการคำนวณ โดยกำหนดให้แนวความยาวของท่อเป็นแกน x แนวความหนาของฟิล์มเป็นแกน y พิจารณาให้ความหนืดและความหนาแน่นคงที่ สำหรับอัตราการไหลต่ำเราจะพิจารณาได้ว่าแรงหนืด (viscous force) จะต้านการเร่งของของเหลวที่ไหลลงมาตามผนังท่อและไม่มีการไหลของของเหลวที่ผนังท่อ เราจึงกำหนดได้ว่า $v_x = v_x(y)$, $v_x|_{y=0} = 0$



รูปที่ 2.2 การไหลแบบฟิล์มตกในระบบคาร์ทีเซียน 2 มิติ

ในการหาความเร็วตามแนวความยาว (v_x) สมการการเคลื่อนที่ของของไหลแบบนิวโตเนียนที่ความหนาแน่นและความหนืดคงที่ (equation of motion for a Newtonian fluid with constant ρ and μ) [2]

$$\rho \left(\frac{\partial v_x}{\partial t} + v_x \frac{\partial v_x}{\partial x} + v_y \frac{\partial v_x}{\partial y} + v_z \frac{\partial v_x}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left[\frac{\partial^2 v_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 v_x}{\partial z^2} \right] + \rho g \quad (2.1)$$

$$\mu \frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} = -\rho g \quad (2.2)$$

สภาวะขอบเขตของฟิล์มตกนี้คือ

$$\text{ที่ } y = 0, v_x = 0 \quad (2.3)$$

$$\text{ที่ } y = \delta, \frac{\partial v_x}{\partial y} = 0 \quad (2.4)$$

จะได้ความเร็วของการไหลแบบราบเรียบตามแนวความยาว ดังนี้

$$v_x = \frac{\rho g \delta^2}{2\mu} \left[2 \left(\frac{y}{\delta} \right) - \left(\frac{y}{\delta} \right)^2 \right] \quad (2.5)$$

และสำหรับความเร็วในแนวความหนาฟิล์มจะหาได้จากการแก้สมการความต่อเนื่อง

$$v_y = -\frac{\rho g y^2}{2\mu} \frac{d\delta}{dx} \quad (2.6)$$

และความหนาของฟิล์มคำนวณได้จากสมการ

$$\delta = \left(\frac{3\Gamma\mu}{g\rho^2} \right)^{1/3} \quad (2.7)$$

เมื่อ ρ คือความหนาแน่นของสารละลายที่ป้อนเข้า (kg/m^3)

g คือความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก (m/s^2)

μ คือความหนืดของสารละลาย ($\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$)

Γ คืออัตราการไหลของมวลฟิล์มต่อหน่วยเส้นรอบวงกลม ($\text{kg}/(\text{m}\cdot\text{s})$)

δ คือความหนาของฟิล์ม (m)

v_x คือความเร็วของฟิล์มในแนวแกน x (m/s)

v_y คือความเร็วของฟิล์มในแนวแกน y (m/s)

x, y คือระยะตามแนวแกน x และ y ตามลำดับ (m)

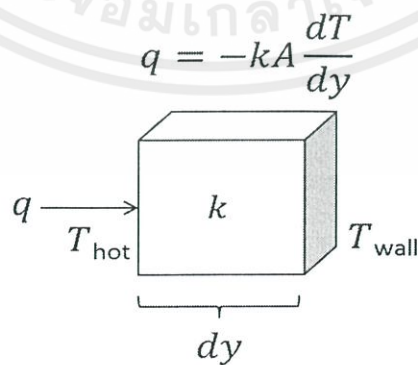
สำหรับสมการหาความหนาของฟิล์มนั้นจะใช้ได้ในช่วงที่เป็นการไหลแบบราบเรียบและการไหลแบบคลื่นราบเรียบ (laminar flow and wavy-laminar flow) ซึ่งพิจารณาจากค่าเรย์โนลด์ส์นัมเบอร์ของฟิล์ม (film Reynolds number) โดยจะมีค่า $Re < 1500$ คำนวณได้ตามสมการ (2.8)

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu} \quad (2.8)$$

2.3 การถ่ายโอนความร้อน

การถ่ายโอนความร้อนของเครื่องระเหยแบบฟิล์มตกเกิดขึ้นได้โดยมีตัวกลางให้ความร้อน (heating medium) เช่น ใช้น้ำ หรือ น้ำมัน ให้ความร้อน เป็นต้น ซึ่งในระบบที่พิจารณาจะป้อนตัวกลางให้ความร้อนนี้เข้าไปด้านในของท่อ ทำให้มีการถ่ายโอนความร้อนออกมาจากผนังท่อด้านในสู่ผนังท่อด้านนอกที่มีสารละลายไหลลงมาเป็นฟิล์มบางๆอยู่ ความร้อนจากฟิล์มของเหลวด้านที่สัมผัสกับผนังท่อจะพาความร้อนไปสู่ด้านผิวสัมผัสด้านนอกของตัวฟิล์ม ความร้อนที่ถ่ายโอนมาที่ผิวนั้นจะทำให้ตัวทำละลายของสารละลายมีอุณหภูมิสูงขึ้นเกิดการระเหยมากขึ้น

2.3.1 การนำความร้อนของผนังท่อ



รูปที่ 2.3 การนำความร้อนผ่านผนังท่อ

การนำความร้อนของผนังท่อ พิจารณาเมื่อตัวกลางความร้อนไหลผ่านผนังท่อจะเกิดการถ่ายโอนความร้อนจากการนำความร้อนของโลหะที่มีสัมประสิทธิ์การนำความร้อน k ภายใต้สภาวะคงตัว จากกฎของฟูเรียร์ (Fourier's law) จะได้ว่า[3]

$$q = -kA \frac{dT}{dy} \quad (2.9)$$

โดย q แทนปริมาณความร้อนที่ไหลผ่านผนังท่อที่มีความหนา dy จากการคำนวณนี้จะทำให้ทราบความร้อนที่ถ่ายโอนมาสู่ผนังท่อด้านนอกซึ่งจะทำให้ทราบอุณหภูมิของฟิล์มที่ติดกับท่อ (T_{wall}) ณ ตำแหน่งที่ติดกับผนังท่อด้วย

2.3.2 การถ่ายโอนความร้อนของฟิล์ม

การถ่ายโอนความร้อนของฟิล์มจะพิจารณาโดยมีสมมติฐานว่า ระบบอยู่ในสภาวะคงตัว ไม่มีการถ่ายโอนความร้อนในแนวเส้นสัมผัส ไม่มีการนำความร้อนในแนวความยาวของท่อ ไม่มีการเปลี่ยนแปลงความหนืดและสัมประสิทธิ์การนำความร้อน ดังนั้นเราจะเขียนสมการของพลังงานได้ดังนี้

$$\rho C_p v_x \frac{\partial T}{\partial x} + \rho C_p v_y \frac{\partial T}{\partial y} = k \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} \quad (2.10)$$

โดยมีสภาวะขอบเขตและสภาวะเริ่มต้นดังนี้

$$1) \text{ ที่ทางเข้าของสารละลาย } x = 0, 0 < y < \delta; T = T_{in} \quad (2.11)$$

$$2) \text{ ที่ผนังท่อด้านนอก } x \geq x_{in}, y = 0; T = T_{wall} \quad (2.12)$$

ในการแก้ปัญหาตามสมการ (2.10) จะนำเทคนิคการแก้ปัญหาเชิงตัวเลขมาช่วย ซึ่งจะกล่าวในหัวข้อ 2.6 ของบทนี้ นอกจากนี้เมื่อพิจารณาการระเหยที่เกิดขึ้นที่ผิวของฟิล์มจะคำนวณฟลักซ์ความร้อนได้ตามสมการ (2.13)

$$q'' = \dot{m}_{evap} h = -k \frac{dT}{dy} \quad (2.13)$$

เมื่อ q'' คือ ฟลักซ์ความร้อนที่ทำให้เกิดการระเหย (W/m^2)

\dot{m}_{evap} คือ ฟลักซ์ของมวลที่ระเหย (kg/m^2s)

h คือ ความร้อนแฝงของการระเหย (J/kg)

k คือ สัมประสิทธิ์การนำความร้อนของสารละลาย ($\text{W/m}^2\text{K}$)

T คือ อุณหภูมิของสาร ($^{\circ}\text{C}$)

2.4 การถ่ายโอนมวล

การถ่ายโอนมวลของฟิล์มนั้นจะมีสมมติฐานดังนี้ ระบบอยู่ในสภาวะคงตัว ไม่มีการถ่ายโอนมวลในแนวเส้นสัมผัส ไม่มีการแพร่ตามแนวความยาวของท่อ เราจะเขียนสมการการถ่ายโอนมวลได้ดังสมการ (2.14)

$$\rho v_x \frac{\partial \omega}{\partial x} + \rho v_y \frac{\partial \omega}{\partial y} = \rho D_m \frac{\partial^2 \omega}{\partial y^2} \quad (2.14)$$

สภาวะขอบเขตและสภาวะเริ่มต้นสำหรับการถ่ายโอนมวลของระบบนี้มีดังนี้

$$1) \text{ ที่ทางเข้าของสารละลาย } x=0, 0 < y < \delta; \omega = \omega_{in} \quad (2.15)$$

$$2) \text{ ที่ผนังท่อด้านนอก } x \geq x_{in}, y=0; \frac{\partial \omega}{\partial y} = 0 \quad (2.16)$$

ในการแก้ปัญหการถ่ายโอนมวลสมการ (2.14) จะแก้ในลักษณะเดียวกับการแก้สมการพลังงาน และหากพิจารณาที่ผิวของฟิล์มซึ่งมีการระเหยของตัวทำละลายไปสู่อากาศจะคำนวณฟลักซ์เชิงมวลได้ดังนี้[4]

$$\dot{m}_{evap} = \frac{\rho D_m}{(1 - \omega_{surf})} \frac{d\omega}{dy} \quad (2.17)$$

เมื่อ D_m คือสัมประสิทธิ์การแพร่ (m^2/s)

ω คือความเข้มข้นของสารในสารละลาย ($\text{kg}/\text{kg}_{\text{solution}}$)

ω_{surf} คือความเข้มข้นของสารที่ผิว ($\text{kg}/\text{kg}_{\text{solution}}$)

2.5 สมดุลไอ-ของเหลวที่ผิว

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ในการระเหยเกิดขึ้นที่ผิวของฟิล์มใช้หลักทางเทอร์โมไดนามิกส์ในการหาความสัมพันธ์ของอุณหภูมิ ความดัน และองค์ประกอบของสารในสมดุลไอ-ของเหลว โดยหากเราคำนวณสมการความร้อนเราจะใช้ อุณหภูมิที่คำนวณได้หาความสัมพันธ์กับความเข้มข้นเพื่อนำไปแก้สมการการถ่ายโอนมวลต่อไป

2.5.1 สมการองตวน (Antoine equation)

เป็นสมการอย่างง่ายที่ใช้หาค่าความดันไอของสารเมื่อทราบอุณหภูมิ

$$\ln P^{sat} = A - \frac{B}{T + C} \quad (2.18)$$

โดย A, B, C เป็นค่าคงที่

ค่าคงที่ A, B, C ที่ได้จากการทดลองอาจจะเป็นฟังก์ชันกับความเข้มข้นซึ่งจะทำให้เราคำนวณหา ความเข้มข้นได้เลยเมื่อ P^{sat} เท่ากับความดันของระบบ แต่หากค่าคงที่ A, B, C เป็นข้อมูลของสาร บริสุทธิ์จะทำการคำนวณจากสมการอื่นมาช่วยหาความเข้มข้น[5]

2.5.2 สมการ Raoult's law

สมการ Raoult's law ใช้อธิบายความดันบางส่วนของสาร i (partial pressure) ดังนี้

$$p_i = x_i P_i^{sat} \quad (2.19)$$

เมื่อ p_i คือความดันบางส่วนของสาร i

x_i คือสัดส่วนโดยโมลในเฟสของเหลว

P_i^{sat} คือความดันไอของสารบริสุทธิ์ i

2.5.3 คำนวณ Raoult-Dalton ที่ bubble point

ในการพิจารณาที่จุด bubble point เราจะพิจารณาว่าสารส่วนใหญ่อยู่ในเฟสของเหลว ใน เฟสไอมีปริมาณเพียงเล็กน้อยเท่านั้น $\sum_i y_i = 1$ จะได้สมการ Raoult-Dalton ดังนี้

$$y_i P = x_i P_i^{sat} \quad (2.20)$$

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

$$P = \sum_i x_i P_i^{sat} \quad (2.21)$$

เมื่อ P เป็นความดันรวมของระบบ

สำหรับสารละลายที่นำมาระเหยจะจัดรูปสมการ (2.21) ใหม่ได้ดังนี้

$$P = x_1 P_1^{sat} + x_2 P_2^{sat} \quad (2.22)$$

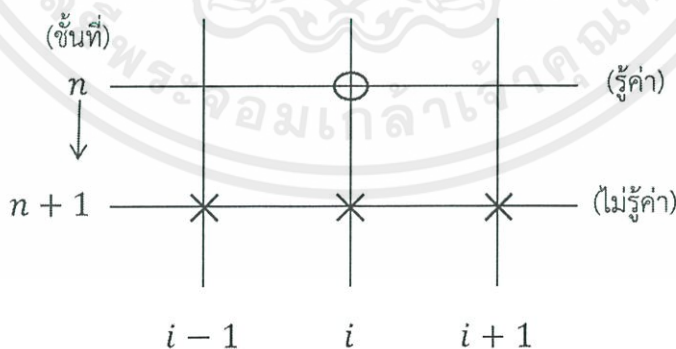
$$P = x_1 P_1^{sat} + (1 - x_1) P_2^{sat} \quad (2.23)$$

$$P = P_2^{sat} + (P_1^{sat} - P_2^{sat}) x_1 \quad (2.24)$$

ดังนั้นหากเราคำนวณแก๊สสมการพลังงานทรานซอดนทุมิที่ผิวจากสมการ (2.17) และ (2.19) ถึง (2.24) จะคำนวณหาความเข้มข้นที่ผิวเพื่อเป็นสภาวะขอบเขตของสมการการถ่ายโอนมวลได้ แต่มีข้อจำกัดว่าสารนั้นต้องเป็นสารละลายอุดมคติ[6]

2.6 ระเบียบวิธีเชิงตัวเลขแบบปริยาย (Implicit method)

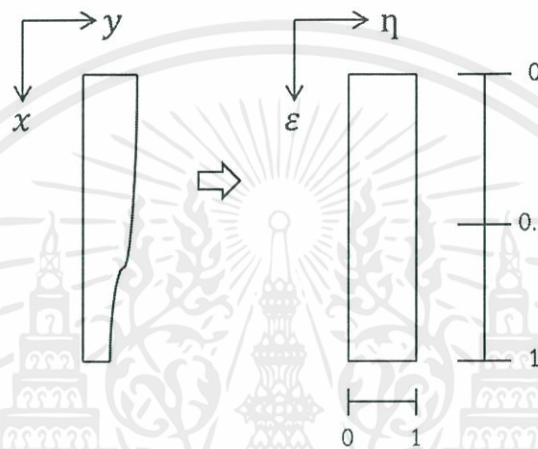
ในการแก้ปัญหสมการ (2.10) และ (2.14) ซึ่งเป็นอนุพันธ์อันดับที่สองโดยระเบียบวิธีแบบปริยายมีความเหมาะสม เนื่องจากระเบียบวิธีแบบปริยายนั้นจะทำการประมาณค่าในตำแหน่งขั้นที่ $n+1$ ที่ยังไม่ทราบค่าจากตำแหน่งขั้นที่ทราบค่าแล้ว n หากเปรียบเทียบกับกรคำนวณของฟิล์มแล้วขั้นที่ $n=1$ จะเป็นขั้นที่ป้อนสารเข้ามาซึ่งเป็นขั้นที่เราทราบทั้งอุณหภูมิและความเข้มข้นของฟิล์มขั้นที่ $n+1$ คือขั้นถัดไปตามความยาวของท่อที่จุด x ต่างๆ ทำให้เราประมาณค่าในขั้นถัดๆไปได้[7]



รูปที่ 2.4 แผนภาพการคำนวณโดยระเบียบวิธีแบบปริยาย

ขั้นตอนแรกในการแก้ปัญหาเราจะแบ่งฟิล์มออกเป็นหลายๆส่วนตามแนวของความหนา (แกน y) และตามแนวความยาว (แกน x) แต่จากหัวข้อ 2.2 พบว่าความหนาของฟิล์มจะลดลงไปเรื่อยๆจากมวลที่ระเหยไป ดังนั้นในการที่จะแบ่งจุดต่างๆของฟิล์มให้เท่ากันเราจะเปลี่ยนแกน x และแกน y เป็นแกนของตัวแปรไร้หน่วยดังนี้

$$\varepsilon = \frac{x}{L}, \eta = \frac{y}{\delta} \quad (2.25)$$



รูปที่ 2.5 การเปลี่ยนแกน x และแกน y เป็นแกนของตัวแปรไร้หน่วย

จากตัวแปรไร้หน่วยนี้จะจัดรูปสมการ (2.10) และ (2.14) ใหม่ได้ดังนี้

$$\frac{\partial T}{\partial \varepsilon} = \left(\frac{\eta d \delta}{\delta d \varepsilon} - \frac{v_y L}{v_x \delta} \right) \frac{\partial T}{\partial \eta} + \frac{\alpha L}{v_x \delta^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \eta^2} \quad (2.26)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial \varepsilon} = \left(\frac{\eta d \delta}{\delta d \varepsilon} - \frac{v_y L}{v_x \delta} \right) \frac{\partial \omega}{\partial \eta} + \frac{D_m L}{v_x \delta^2} \frac{\partial^2 \omega}{\partial \eta^2} \quad (2.27)$$

โดย α คือค่าการแพร่ความร้อน (m^2/s) ซึ่งเท่ากับ

$$\alpha = \frac{k}{\rho C_p} \quad (2.28)$$

จากสมการ (2.19) อนุพันธ์อันดับหนึ่งจะการใช้การประมาณผลต่างไปข้างหน้า (forward difference) และอนุพันธ์อันดับที่สองจะการใช้การประมาณผลต่างแบบตรงกลาง (central difference) แสดงไว้ดังนี้

$$\frac{\partial T}{\partial \varepsilon} = \frac{T_i^{n+1} - T_i^n}{\Delta \varepsilon} \quad (2.29)$$

$$\frac{\partial T}{\partial \eta} = \frac{T_{i+1}^{n+1} - T_i^{n+1}}{\Delta \eta} \quad (2.30)$$

$$\frac{\partial^2 T}{\partial \eta^2} = \frac{T_{i+1}^{n+1} - 2T_i^{n+1} + T_{i-1}^{n+1}}{(\Delta \eta)^2} \quad (2.31)$$

ดังนั้นเมื่อนำสมการ (2.29) ถึง (2.31) แทนลงใน (2.26) จะได้

$$\frac{T_i^{n+1} - T_i^n}{\Delta \varepsilon} = \left(\frac{\eta d \delta}{\delta d \varepsilon} - \frac{v_y L}{v_x \varepsilon} \right) \frac{T_{i+1}^{n+1} - T_i^{n+1} + T_i^{n+1}}{\Delta \eta} + \frac{\alpha L}{v_x \delta^2} \frac{T_{i+1}^{n+1} - 2T_i^{n+1} + T_{i-1}^{n+1}}{(\Delta \eta)^2} \quad (2.32)$$

กำหนดให้

$$a = \left(\frac{\eta d \delta}{\delta d \varepsilon} - \frac{v_y L}{v_x \varepsilon} \right) \frac{\Delta \varepsilon}{\Delta \eta} \quad (2.33)$$

$$b = \frac{\alpha L}{v_x \delta^2} \frac{\Delta \varepsilon}{(\Delta \eta)^2} \quad (2.34)$$

สมการ (2.32) จัดรูปใหม่ได้เป็น

$$-T_i^n = (a+b)T_{i+1}^{n+1} - (1+a+2b)T_i^{n+1} + bT_{i-1}^{n+1} \quad (2.35)$$

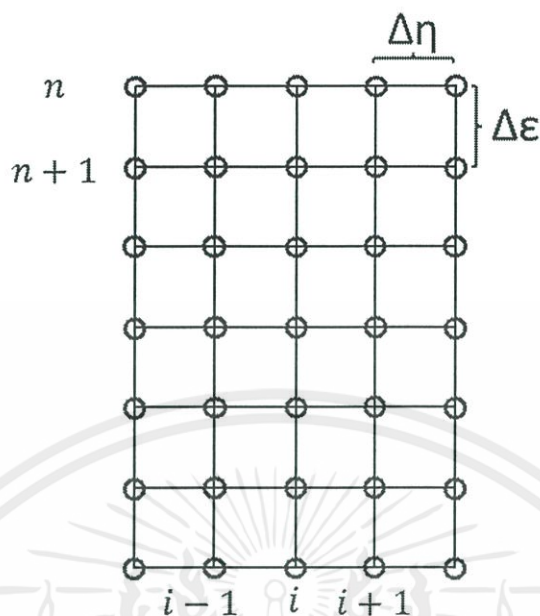
จัดรูปในทำนองเดียวกันสมการ (2.27) จะจัดใหม่ได้

$$-\omega_i^n = (a+c)\omega_{i+1}^{n+1} - (1+a+2c)\omega_i^{n+1} + c\omega_{i-1}^{n+1} \quad (2.36)$$

เมื่อกำหนดให้

$$c = \frac{D_m L}{v_x \delta^2} \frac{\Delta \varepsilon}{(\Delta \eta)^2} \quad (2.37)$$

จากสมการ (2.35) และ (2.36) i จะเป็นจุดต่อที่ห่างกัน $\Delta \eta$ และ η จะเป็นจุดต่อที่ห่างกัน $\Delta \varepsilon$ ดังรูป



รูปที่ 2.6 การแบ่งฟิล์มเป็นหลายส่วนห่างกัน $\Delta\eta$ และ $\Delta\varepsilon$

เราสามารถเขียนสมการ (2.35) และ (2.36) ในรูปแบบของเมตริกแบบสามแถวทแยง (tridiagonal system) ซึ่งมีรูปแบบดังนี้

$$\begin{bmatrix} b_2 & c_2 & & & & & & & & & & \\ a_3 & b_3 & c_3 & & & & & & & & & \\ & a_4 & b_4 & c_4 & & & & & & & & \\ & & \ddots & \ddots & \ddots & & & & & & & \\ & & & a_9 & b_9 & c_9 & & & & & & \\ & & & & a_{10} & b_{10} & & & & & & \end{bmatrix} \begin{bmatrix} T_2^{n+1} \\ T_3 \\ T_4 \\ \vdots \\ T_9 \\ T_{10} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} T_2^n - a_2 T_1^{n+1} \\ T_3^n \\ T_4^n \\ \vdots \\ T_9^n \\ T_{10}^n \end{bmatrix} \quad (2.38)$$

จากเมตริกด้านบนสมมติให้มีจุดต่อที่ห่างกัน $\Delta\eta$ 11จุด โดยที่ T_1^{n+1} จะถูกกำหนดด้วย T_{wall} และ T_{11}^{n+1} คำนวณได้จากฟลักซ์ความร้อนที่ทำให้เกิดการระเหย

บทที่ 3

วิธีการดำเนินงาน

3.1 ขั้นตอนการดำเนินงาน

3.1.1 ศึกษาทฤษฎีที่เกี่ยวข้องเพื่อนำมาประยุกต์กับระบบที่ศึกษาดังที่ได้รวบรวมไว้ในบทที่ 2 ของโครงการ ประกอบไปด้วยทฤษฎีการไหลแบบฟิล์มตก การถ่ายโอนความร้อน การถ่ายโอนมวลสาร ความรู้ทางเทอร์โมไดนามิกส์ และระเบียบวิธีทางตัวเลข

3.1.2 นำระเบียบวิธีการเชิงตัวเลขมาประยุกต์ใช้ในการเขียนแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยใช้ระเบียบวิธีแบบปริยาย

3.1.3 เลือกสารละลายและรวบรวมข้อมูลคุณสมบัติต่างๆของสารละลายนั้นและกำหนดขนาดของท่อ สารตัวกลางความร้อน สภาพที่เครื่องระเหยทำการดำเนินการ (operation condition)

3.1.4 นำแบบจำลองนี้มาคำนวณโดยใช้โปรแกรม MATLAB ช่วยคำนวณและแสดงผลในรูปของกราฟความสัมพันธ์

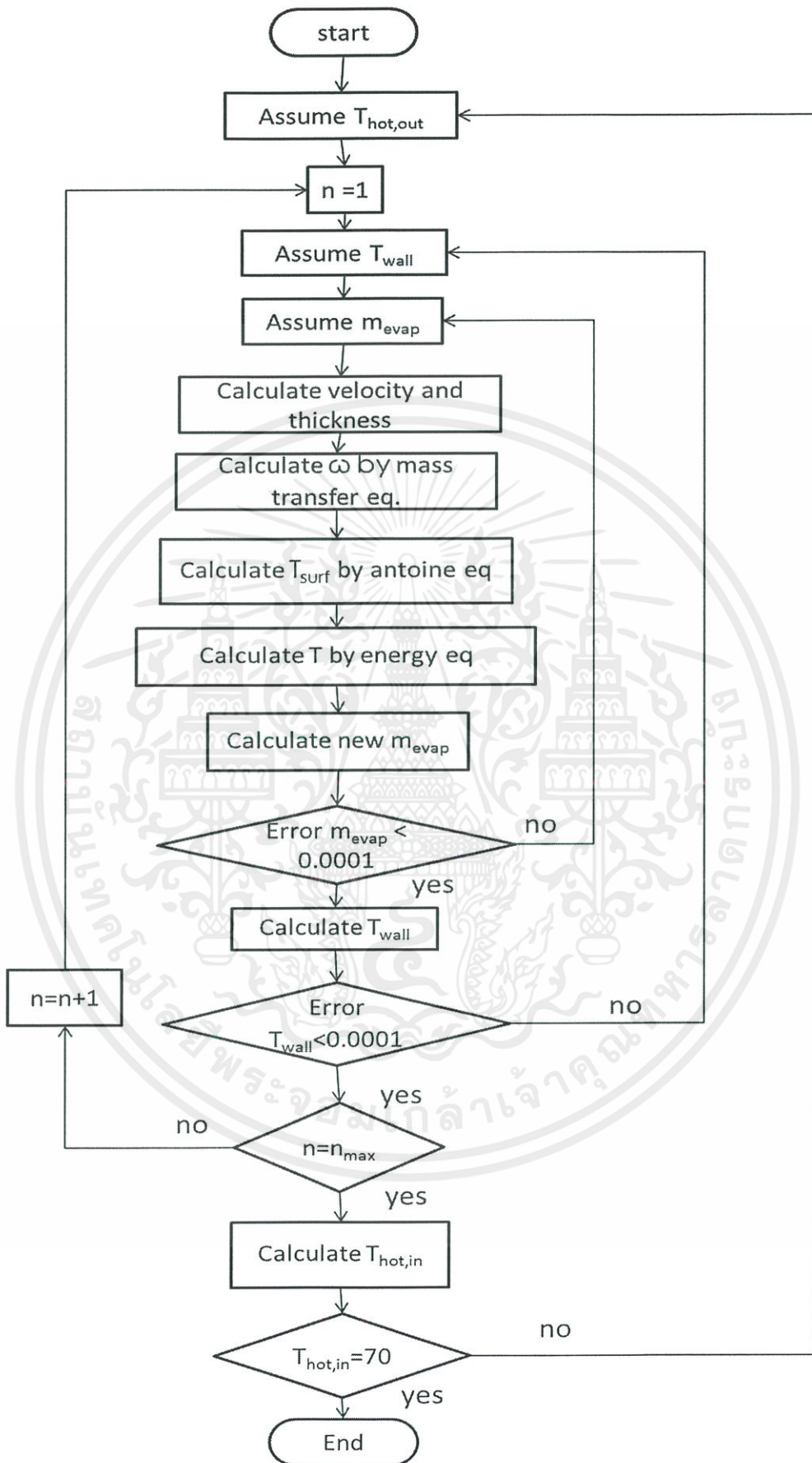
3.1.5 วิเคราะห์ผลที่ได้หลังจากการคำนวณและสรุปผล

3.2 อุปกรณ์ที่ใช้ในการคำนวณ

ในการคำนวณแบบจำลองนี้ใช้โปรแกรม MATLAB version 2015

3.3 วิธีการคำนวณ

เพื่อให้เข้าใจในภาพรวมวิธีการคำนวณได้แสดงไว้ในแผนผังการคำนวณดังรูป 3.1



รูปที่ 3.1 แผนผังการคำนวณ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

จากผังการคำนวณในแต่ละชั้นตอนมีรายละเอียดต่างๆดังนี้

3.3.1 ชั้นตอนแรกในการเริ่มคำนวณเริ่มจากการป้อนข้อมูลค่าคงที่และข้อมูลคุณสมบัติต่างๆของสารสภาวะการดำเนินการ

3.3.2 กำหนดค่าเริ่มต้นของ $T_{hot,out}$

3.3.3 กำหนด $n = 1$ เพื่อสร้างเงื่อนไขในการคำนวณในรอบแรก

3.3.4 กำหนด T_{wall} ของชั้นที่เริ่มคำนวณโดยการสมมติค่าเริ่มต้นขึ้นมาเพื่อเป็นสภาวะขอบเขตของสมการพลังงาน

3.3.5 กำหนด \dot{m}_{evap} มาค่าหนึ่งและค่า \dot{m}_{evap} ที่กำหนดนำไปคำนวณความหนาของฟิล์มและความเร็วของชั้นที่พิจารณาอยู่

3.3.6 สภาวะขอบเขต (2.16) ทำให้สามารถแก้สมการ (2.39) คำนวณหาความเข้มข้น ณ จุดต่างๆได้

3.3.7 เมื่อแก้สมการ (2.39) ได้แล้วทำให้ทราบ T_{surf} ซึ่งจะใช้ความสัมพันธ์ในสมการไอ-ของเหลว หาอุณหภูมิของฟิล์มที่ผิว (T_{surf})

3.3.8 T_{surf} ที่ได้จากข้อ 3.3.7 จะเป็นสภาวะขอบเขตของสมการพลังงาน (2.38) ทำให้สามารถแก้สมการคำนวณหาอุณหภูมิ ณ จุดต่างๆได้

3.3.9 คำนวณ \dot{m}_{evap} ใหม่ได้จากสมการ (2.13)

3.3.10 หากค่าความผิดพลาดของ \dot{m}_{evap} ที่กำหนดขึ้นกับ \dot{m}_{evap} ที่คำนวณได้ หากค่าความผิดพลาดยังมากกว่าค่าที่ยอมรับได้ (tolerance) ให้นำ \dot{m}_{evap} ใหม่ที่วนกลับไปเป็นค่าคำนวณเริ่มต้นในข้อ 3.3.5 ใหม่ แต่หากค่าความผิดพลาดน้อยกว่าค่าที่ยอมรับได้แล้วผ่านไปสู่การคำนวณขั้นถัดไป

3.3.11 คำนวณหา T_{wall} ด้วยการดูความร้อนที่ผ่านผนังทางด้านนอกดังนี้ ความร้อนจากการนำความร้อนของผนังทางด้านในมาสู่ผนังทางด้านนอก = ความร้อนของฟิล์มในชั้นที่พิจารณาอยู่ + ความร้อนที่ทำให้ระเหย

3.3.12 หากค่าความผิดพลาด ของ T_{wall} ที่กำหนดขึ้นกับ T_{wall} ที่คำนวณได้หากค่าความผิดพลาดยังมากกว่าค่าที่ยอมรับได้ (tolerance) ให้นำ T_{wall} ใหม่ที่วนกลับไปเป็นค่าคำนวณเริ่มต้นในข้อ 3.3.4 ใหม่ แต่หากค่าความผิดพลาดน้อยกว่าค่าที่ยอมรับได้แล้วผ่านไปสู่การคำนวณขั้นถัดไป

3.3.13 ตรวจสอบเงื่อนไขก่อนเริ่มการคำนวณในชั้นถัดไปว่าการคำนวณรอบนั้นๆถึงรอบสุดท้ายหรือยัง หากไม่กำหนด $n = n + 1$ เพิ่มเริ่มการคำนวณในชั้นถัดไป โดยค่า \dot{m}_{evap} และ T_{wall} ที่ได้จากการคำนวณรอบก่อนจะเป็นค่าเริ่มต้นในรอบถัดไป

3.3.14 คำนวณหา $T_{hot,in}$ เพื่อนำมาเช็คว่าเป็นอุณหภูมิของตัวกลางความร้อนที่ต้องการนำมาใช้หรือไม่ หากไม่ย้อนกลับไปคำนวณชั้นแรกสุดใหม่กำหนด $T_{hot,out}$ ใหม่โดยนำความแตกต่างของ $T_{hot,in}$ ไปบวกกับ $T_{hot,out}$ เมื่อ $T_{hot,in}$ ที่คำนวณได้น้อยกว่าค่าที่ต้องการและนำความแตกต่างของ $T_{hot,in}$ ไปลบกับ $T_{hot,out}$ เมื่อ $T_{hot,in}$ ที่คำนวณได้มากกว่าค่าที่ต้องการจน $T_{hot,in}$ เป็นค่าที่ต้องการจึงหยุดการคำนวณ

3.3.15 เมื่อสิ้นสุดการคำนวณเราจะทราบอุณหภูมิและความเข้มข้นของฟิล์ม ณ จุดต่างๆ พลิกซ์ของมวลที่ระเหย ซึ่งข้อมูลที่ได้จะถูกนำไปวิเคราะห์และสรุปผลต่อไป



บทที่ 4

ผลการดำเนินงานและการวิเคราะห์

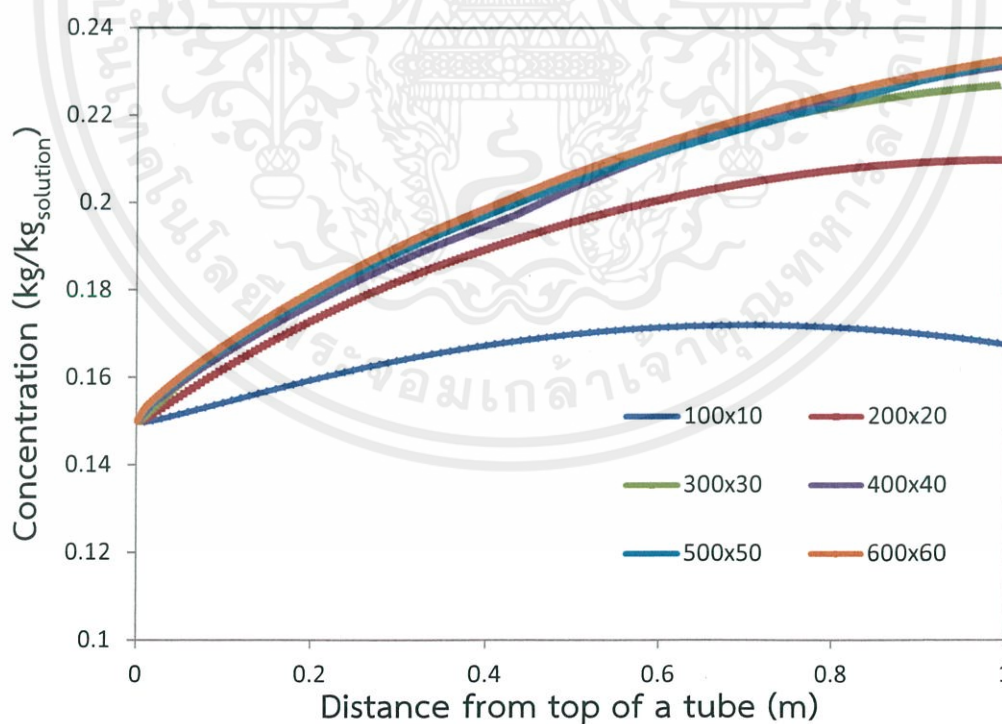
ผลจากการทำแบบจำลองเครื่องระเหยแบบฟิล์มตก มีสภาวะการดำเนินการต่างๆดังต่อไปนี้ สารละลายที่นำมาระเหย คือ สารละลายน้ำตาลเข้มข้น 15% โดยมวล อุณหภูมิที่ป้อนเข้า 50 องศาเซลเซียส การไหลเป็นฟิล์มราบเรียบ (Laminar flow) ที่ $Re_f = 150$ ไหลลงมาตามความยาวท่อเป็นฟิล์มอยู่ภายนอกโดยใช้ท่อทรงกระบอกยาว 1 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 5 เซนติเมตร ภายในท่อมีการป้อนตัวกลางให้ความร้อนไหลจากปลายด้านล่างของท่อขึ้นไปสู่ด้านบนเพื่อให้มีการแลกเปลี่ยนความร้อนของสารในรูปแบบการไหลสวนทาง (counter-current flow) ตัวกลางให้ความร้อนได้แก่น้ำร้อน อุณหภูมิเข้า 70 องศาเซลเซียส ไหลด้วยอัตรา 0.1 กิโลกรัมต่อวินาที และเครื่องระเหยนี้ดำเนินการที่สภาวะสูญญากาศความดัน 40 มิลลิเมตรปรอท

4.1 ผลกระทบจากการแบ่งความละเอียดกริด

เนื่องจากการแก้สมการใช้วิธีการคำนวณเชิงตัวเลขซึ่งจะแบ่งระบบและแก้สมการเป็นทีละจุดทั้งในแนวความยาวท่อและความหนาของฟิล์มเรียกว่าการแบ่งกริดซึ่งความละเอียดในการแบ่งกริดจะมีผลต่อความแม่นยำในการคำนวณ ดังนั้นจึงต้องทำการเลือกความละเอียดของกริดที่เหมาะสม ความละเอียดกริดมีผลต่อเวลาในการคำนวณ คือ ยิ่งกริดมีความละเอียดมากเวลาที่ใช้คำนวณก็เพิ่มขึ้นเช่นกัน ดังนั้นในการเลือกจำนวนกริดที่เหมาะสมจะช่วยให้การคำนวณไม่ใช้เวลานานเกินไปในขณะที่ได้ผลลัพธ์ใกล้เคียงกัน พบว่าระยะเวลาในการคำนวณจากการแบ่งความละเอียดกริดแสดงได้ดังตารางที่ 4.1 เมื่อพิจารณาผลของการเพิ่มความละเอียดกริดต่อความเข้มข้นและอุณหภูมิเฉลี่ยของฟิล์มที่คำนวณได้จากรูป 4.1 และ รูป 4.2 พบว่าเมื่อเพิ่มความละเอียดกริดตั้งแต่ 300x30 ขึ้นไปค่าที่ได้เริ่มลู่เข้าสู่ค่าหนึ่ง นั่นหมายความว่าจำนวนกริดที่เหมาะสมคือ 300x30 โดยไม่มีความจำเป็นต้องเพิ่มความละเอียดขึ้นไปออกเพราะจะทำให้เสียเวลาในการคำนวณมากโดยไม่ส่งผลต่อค่าที่คำนวณได้แล้ว รูป 4.3 แสดงให้เห็นว่าความละเอียดกริดไม่ส่งผลต่อค่าฟลักซ์การระเหยของน้ำที่คำนวณได้

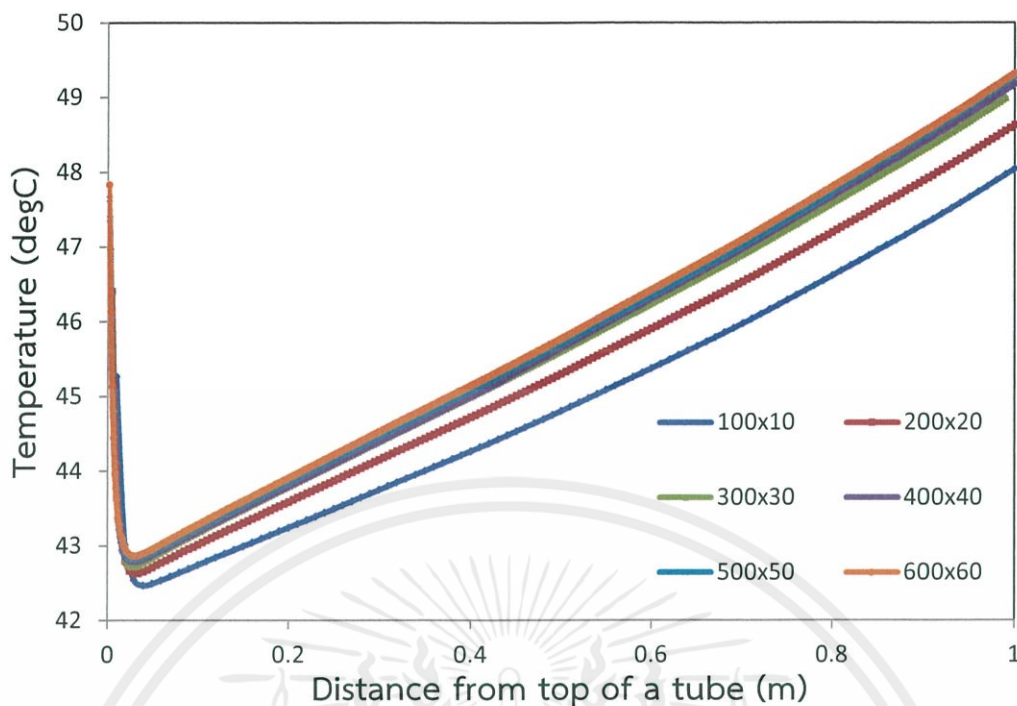
ตารางที่ 4.1 ระยะเวลาในการคำนวณจากการแบ่งความละเอียดกริด

ความละเอียดกริด	ระยะเวลาในการคำนวณ (วินาที)
100x10	16.861816
200x20	46.935088
300x30	101.808274
400x40	144.623579
500x50	185.899155
600x60	239.377695

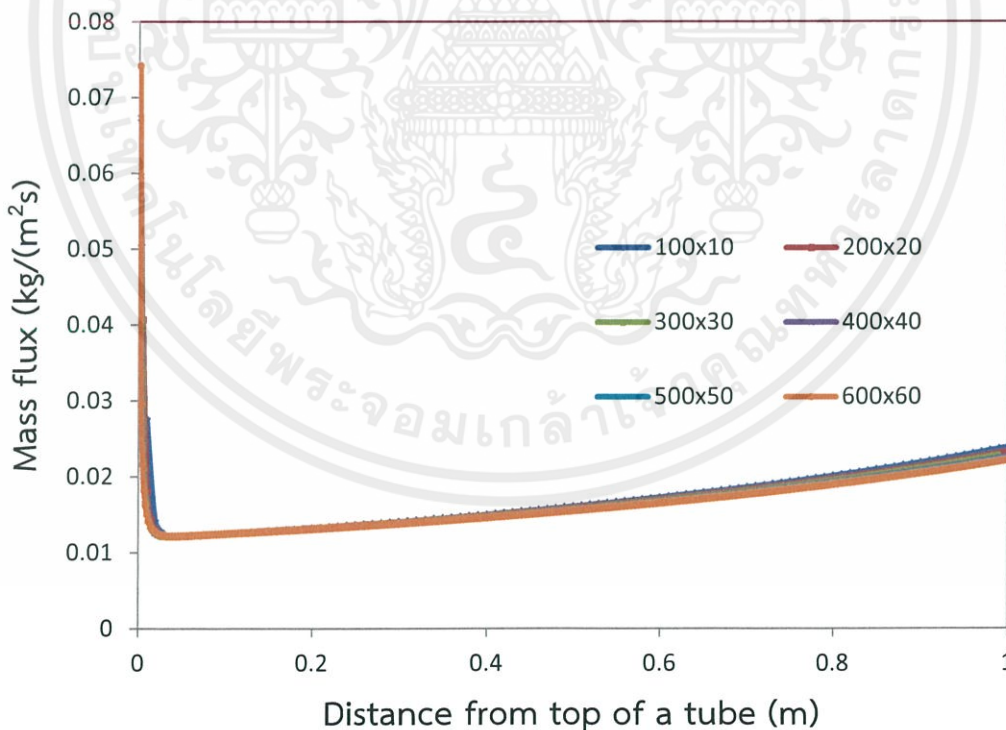


รูปที่ 4.1 โปรไฟล์ความเข้มข้นเฉลี่ยของฟิล์มตามความยาวท่อที่ได้จากการคำนวณที่ความละเอียดกริดต่างๆ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้



รูปที่ 4.2 โปรไฟล์อุณหภูมิเฉลี่ยของฟิล์มตามความยาวท่อที่ได้จากการคำนวณที่ความละเอียดกริดต่างๆ



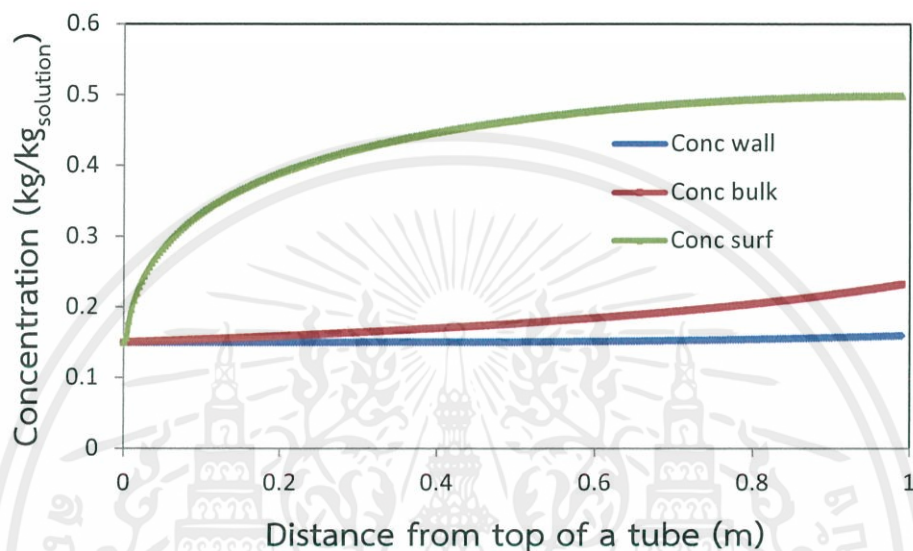
รูปที่ 4.3 ฟลักซ์การระเหยของน้ำตามความยาวท่อที่ได้จากการคำนวณที่ความละเอียดกริดต่างๆ

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

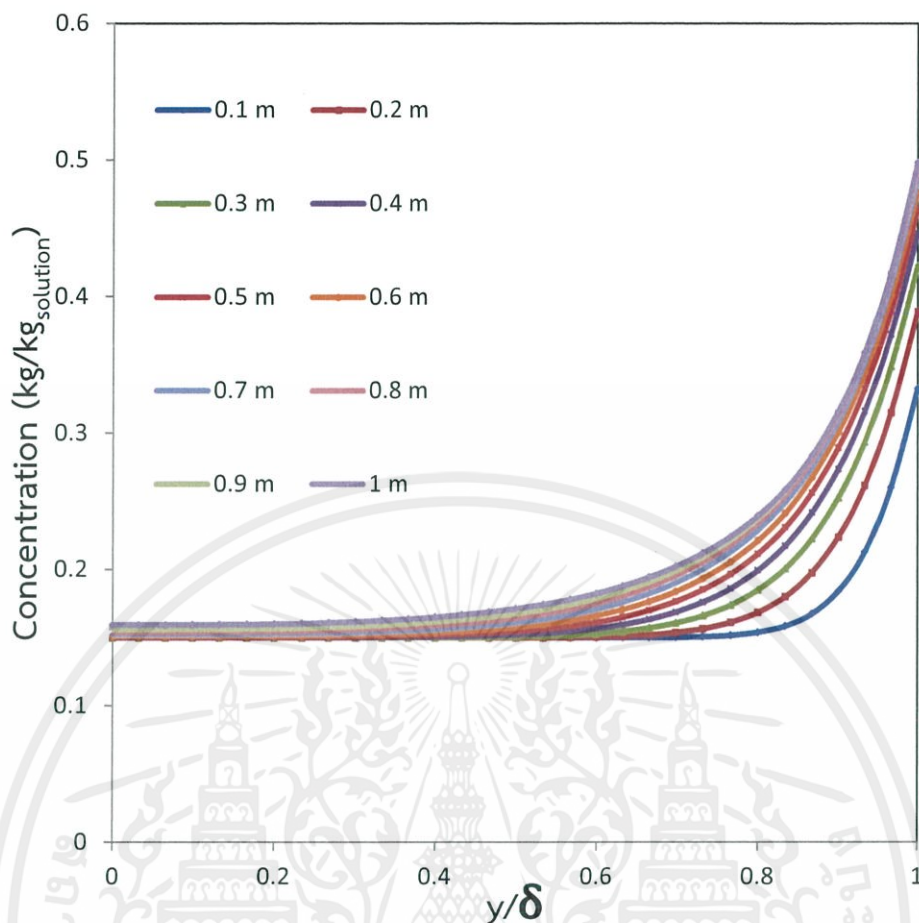
4.2 การเปลี่ยนแปลงของสารละลายที่เกิดขึ้นเมื่อมีการระเหย

4.2.1 การเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารละลาย

เมื่อสารละลายเกิดการระเหยมวลของน้ำจะลดลงทำให้สารละลายมีความเข้มข้นมากขึ้น โปรไฟล์ของความเข้มข้นสามารถแสดงได้ดังต่อไปนี้



รูปที่ 4.4 โปรไฟล์ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน

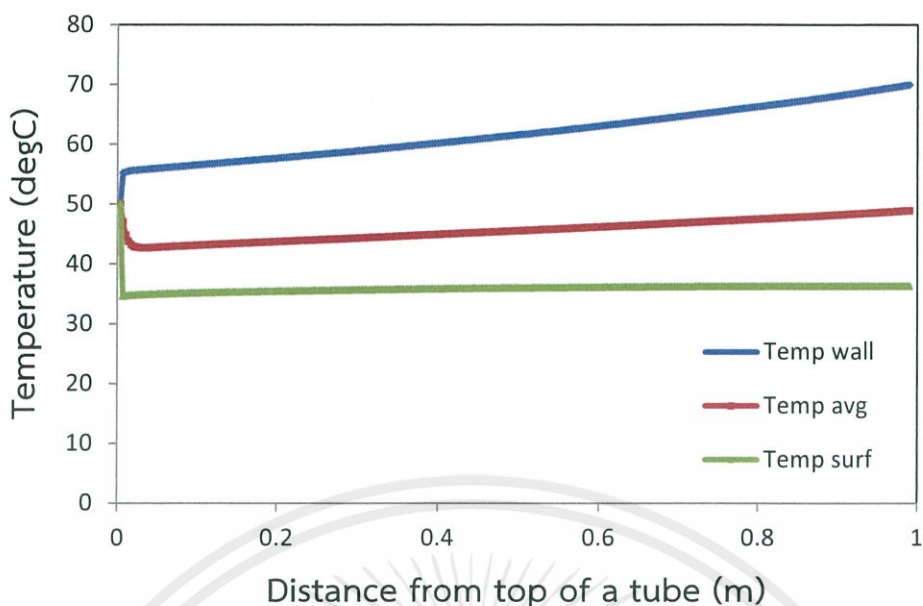


รูปที่ 4.5 โพรไฟล์ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความหนาในรูปไร้หน่วย ณ ความสูงใดๆ

จากรูป 4.4 ความเข้มข้นของสารละลายมีการเปลี่ยนแปลงเพิ่มขึ้นตลอดความยาวท่อ นับจากด้านบนลงมาแม้ว่าความเข้มข้นที่ผิวจะเข้มข้นเพิ่มขึ้นเร็วในช่วงแรกละลายลงในช่วงหลัง แต่ความเข้มข้นของสารละลายโดยรวมในช่วงหลังยังเพิ่มขึ้นได้ และหากพิจารณารูป 4.5 พบว่าความเข้มข้นที่เปลี่ยนแปลงนั้นจะเกิดขึ้นมากเฉพาะช่วง 20% จากผิวสัมผัสของความหนาฟิล์มเนื่องจากเป็นบริเวณที่น้ำเกิดการระเหยออกไป ในขณะที่ความเข้มข้นของสารละลายบริเวณข้างในฟิล์มกลางๆน้ำจะแพร่ออกไปสู่ผิวได้บ้าง แต่ส่วนที่ติดกับผนังท่อแทบจะไม่มีเปลี่ยนแปลงซึ่งหมายความว่ายังมีน้ำอยู่จำนวนมากที่ยังไม่ได้ถูกทำให้ระเหย

4.2.2 การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลาย

เมื่อสารละลายเกิดการระเหยจะทำให้สารละลายที่ผิวสัมผัสเย็นลงในขณะที่สารละลายบริเวณที่ติดกับผนังท่อจะได้รับความร้อนทำให้อุณหภูมิสูงขึ้น

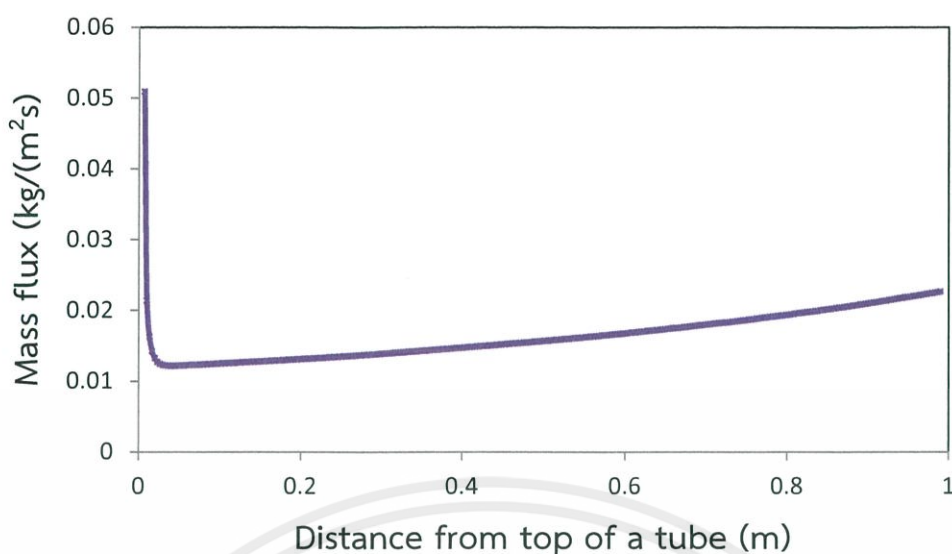


รูปที่ 4.6 โพรไฟล์อุณหภูมิของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน

จากรูป 4.6 พบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยด้านบนของท่อที่เริ่มเกิดการระเหยลดลงเนื่องจากเกิดการระเหยที่ผิวสัมผัสของฟิล์มในขณะที่อุณหภูมิของสารละลายส่วนที่ติดกับผนังสูงขึ้นแต่ยังไม่สามารถถ่ายโอนมาให้สารละลายข้างในได้ทัน เมื่อสารละลายไหลลงไปเรื่อยๆพบว่าอุณหภูมิที่ผิวระเหยยังคงเย็นเนื่องจากยังคงมีการระเหย อุณหภูมิภายในฟิล์มที่สูงขึ้นเนื่องจากการถ่ายโอนความร้อนจากตัวกลางให้ความร้อนเข้ามาสู่สารละลาย โดยอุณหภูมิของสารละลายจะสูงสุดที่ด้านล่างของท่อเพราะเป็นบริเวณที่ตัวกลางให้ความร้อนถูกป้อนเข้ามา

4.2.3 น้ำที่เกิดการระเหย

จากการทำแบบจำลองพบว่าพลั๊กการระเหยของน้ำไม่เท่ากันในแต่ละจุดซึ่งรูป 4.7 แสดงพลั๊กของน้ำที่ระเหยตามความยาวของท่อจากด้านบนลงล่างดังนี้



รูปที่ 4.7 ฟลักซ์ของน้ำที่ระเหยตามความยาวของท่อจากด้านบน

จากรูป 4.7 พบว่าบริเวณทางเข้าด้านบนของท่อเป็นจุดแรกที่เกิดการระเหยจะมีฟลักซ์ของน้ำมากและลดลงอย่างรวดเร็ว เนื่องจากอุณหภูมิที่ผิวของสารละลายจะเย็นลงทำให้เกิดการระเหยน้อยลง ต่อมาเมื่อมีการให้ความร้อนกับสารละลายการระเหยจึงเพิ่มขึ้น

ผลจากการจำลองระบบเครื่องระเหยแบบฟิล์มตกที่มีการไหลของสารละลายน้ำตาลเป็นฟิล์มด้านนอกท่อแนวตั้งที่ป้อนสารละลายเข้มข้น 15% โดยมีมวล อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส ทำให้ได้สารละลายเข้มข้น 23.25% โดยมีมวล อุณหภูมิ 48.99 องศาเซลเซียส อัตราการระเหยน้ำสำหรับท่อเดี่ยว 9.248 ลิตรต่อชั่วโมง โดยมีพื้นที่แลกเปลี่ยนความร้อน 785 ตารางเซนติเมตรต่อ 1 ท่อ พลังงานของตัวกลางที่ใช้ให้ความร้อน 6,188 จูลต่อวินาที

จากการศึกษาผลของความเข้มข้นของสารละลายพบว่าในสารละลายยังมีน้ำอยู่จำนวนมากที่ไม่สามารถได้รับการระเหยซึ่งอยู่บริเวณด้านในของสารละลายไปจนถึงบริเวณที่ติดกับผนังท่อ ตามทฤษฎีการเกิดผิวใหม่ (surface renewal theory) สารละลายเมื่อถูกทำให้เกิดผิวใหม่จะเป็นการรักษาให้แรงขับ (driving force) ในการระเหยสูงอยู่ตลอดซึ่งจะทำให้น้ำระเหยได้มากขึ้น ดังนั้นหากสามารถทำให้น้ำบริเวณดังกล่าวย้ายไปที่ผิวได้ **ควร**จะทำให้ประสิทธิภาพของเครื่องระเหยนี้ดีขึ้น

4.3 ผลจากการเกิดผิวใหม่

เทคนิคในการทำให้สารละลายเกิดผิวใหม่ที่นำมาใช้กับเครื่องระเหยแบบฟิล์มตกที่มีการไหลของฟิล์มด้านนอก คือ การติดตั้งคอลเลคเตอร์ ณ กึ่งกลางของความยาวท่อซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่มา

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

รองรับสารละลายและรวบรวมไว้เพื่อเปลี่ยนแปลงโปรไฟล์ความเข้มข้นของฟิล์มก่อนจะทำให้เกิดการไหลเป็นฟิล์มใหม่อีกครั้ง

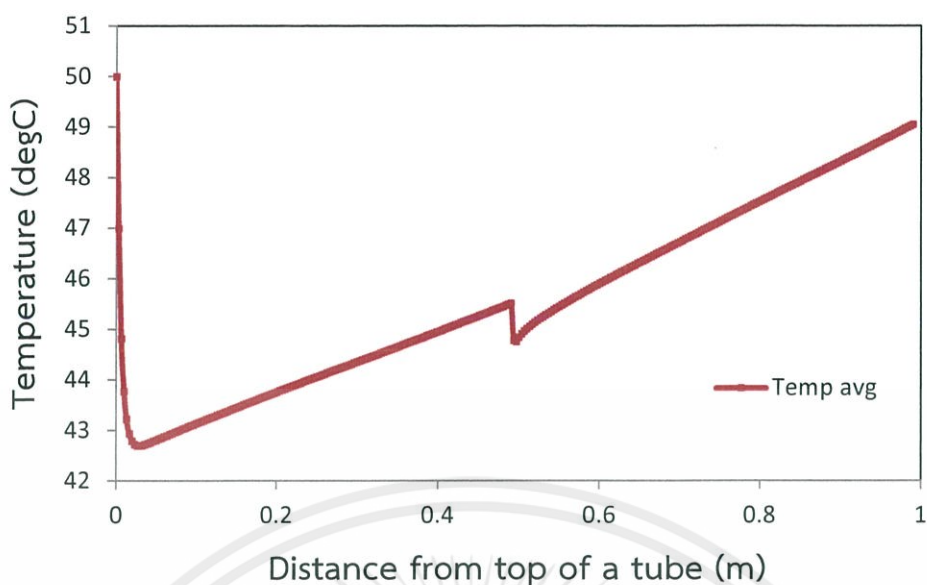
การเกิดผิวใหม่โดยการเพิ่มคอลเลคเตอร์จะทำให้โปรไฟล์ของความเข้มข้นและอุณหภูมิเปลี่ยนแปลงไป โดยในการทำแบบจำลองนี้ได้ศึกษาโปรไฟล์ที่เปลี่ยนแปลงไป 2 กรณี คือ

1. ในกรณีที่สารละลายที่มาเก็บไว้ที่คอลเลคเตอร์ก่อนตกมาเป็นฟิล์มใหม่มีการผสมกันสมบูรณ์แบบ (well mixed) ทั้งอุณหภูมิและความเข้มข้น
2. ในกรณีที่สารละลายด้านในที่ติดกับท่อออกมาสู่ผิวระเหยและสารละลายที่ผิวระเหยเข้าไปข้างใน (inside out) ซึ่งในกรณีนี้จะเป็นกรณีที่มีการเกิดผิวใหม่ได้ดีที่สุดในทางทฤษฎี

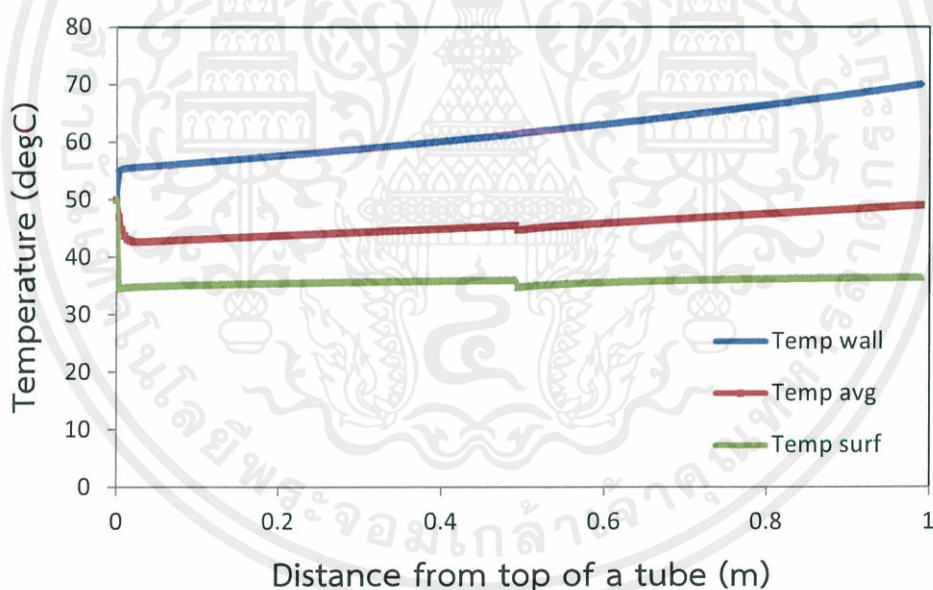
โปรไฟล์ที่เปลี่ยนแปลงทั้ง 2 กรณีที่นำมาศึกษาเป็นตัวแทนของการเกิดผิวใหม่แบบหยาบและแบบที่เกิดผิวใหม่ได้อย่างสมบูรณ์ ในการออกแบบคอลเลคเตอร์ที่เกิดขึ้นจริงนั้นอาจทำให้เกิดผิวใหม่ได้ดีกว่ากรณีแรกแต่จะไม่ได้ดีกว่ากรณีที่ 2

4.3.1 การระเหยเมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์

การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิเมื่อมีการติดตั้งคอลเลคเตอร์และเกิดการผสมกันอย่างสมบูรณ์ แสดงได้ดังรูป 4.8 และ 4.9 ซึ่งพบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยลดลงเล็กน้อยที่กึ่งกลางเนื่องจากมีฟิล์มที่ไหลลงมาผสมกันอย่างสมบูรณ์ แต่โปรไฟล์ของอุณหภูมิความแตกต่างจากเครื่องระเหยแบบปกติที่ไม่มีการติดตั้งคอลเลคเตอร์เพียงเล็กน้อย คือที่บริเวณที่ติดตั้งคอลเลคเตอร์อุณหภูมิเฉลี่ยของสารละลายลดลง



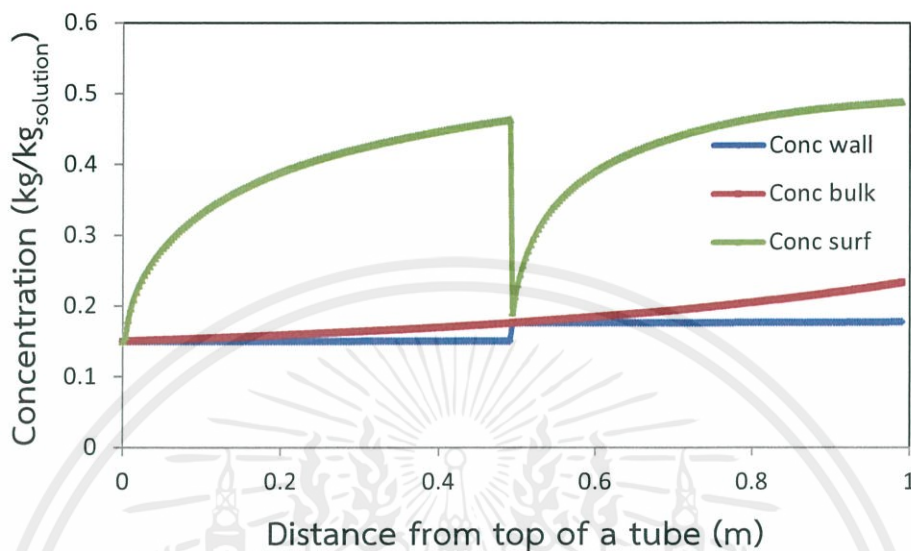
รูปที่ 4.8 อุณหภูมิเฉลี่ยของสารละลายเกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์



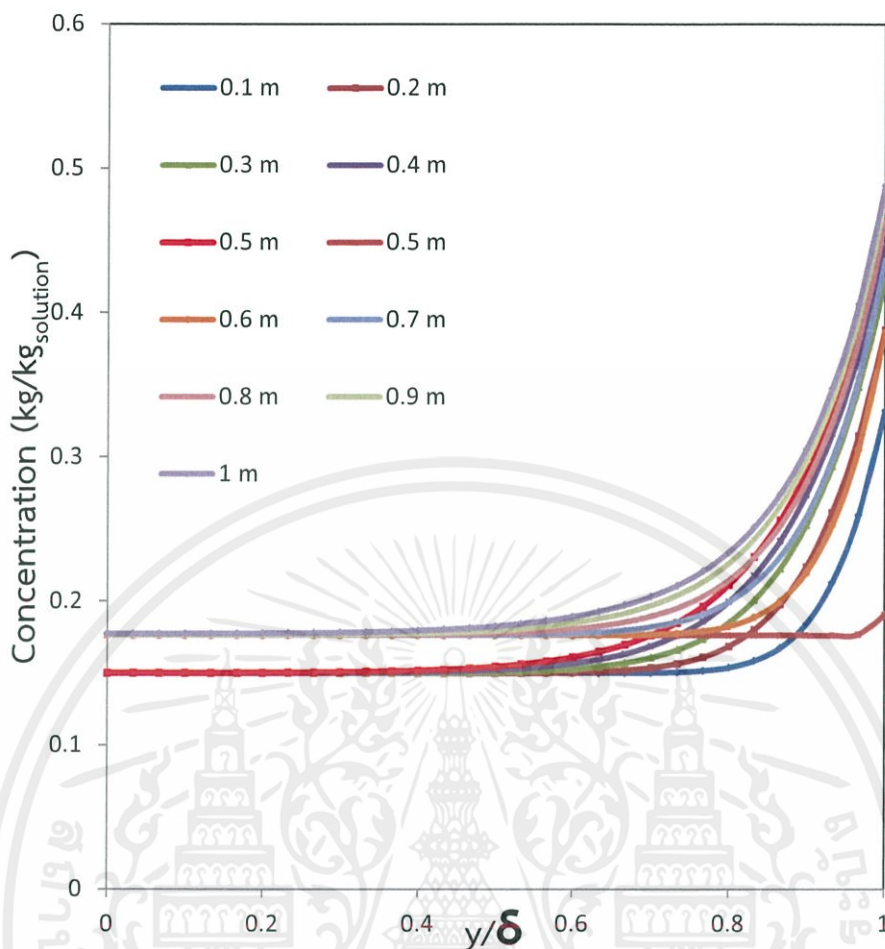
รูปที่ 4.9 อุณหภูมิของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์

ความเข้มข้นของสารละลายเมื่อมีการติดตั้งคอลเลคเตอร์แล้วมีการเกิดผิวใหม่ตามกรณีผสมกันอย่างสมบูรณ์ พบว่าสามารถทำให้ความเข้มข้นของสารละลายที่ผิวช่วง 50 เซนติเมตรหลังเพิ่มขึ้นจากเดิมไม่มากในขณะที่ความเข้มข้นด้านในไม่เปลี่ยนแปลงแต่สูงขึ้นจากความเข้มข้นขาเข้า

เนื่องจากมีการผสมกันอย่างดีที่คอลเลคเตอร์ดังแสดงในรูป 4.10 และ 4.11 ซึ่งความเข้มข้นที่ได้เท่ากับ 23.36% โดยมวล อัตราการระเหยสำหรับกรณีที่เหมาะสมอย่างสมบูรณ์ เท่ากับ 9.367 ลิตรต่อชั่วโมง



รูปที่ 4.10 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์



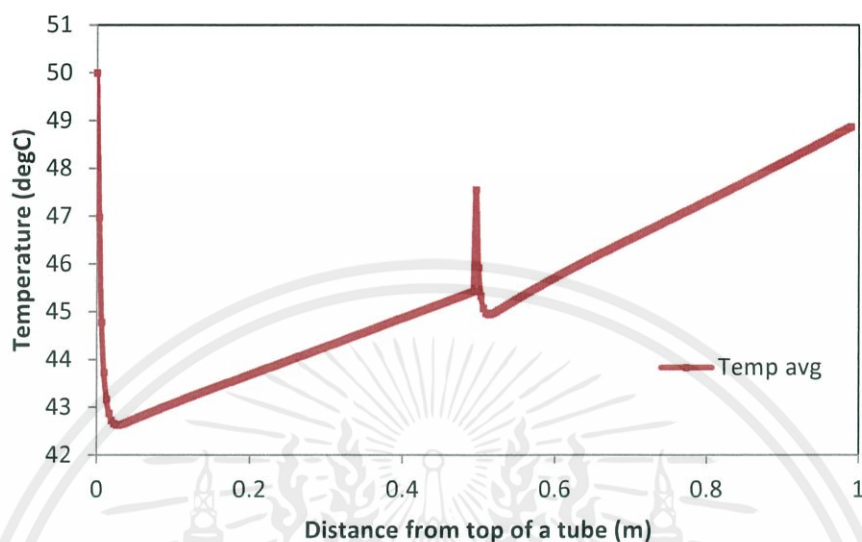
รูปที่ 4.11 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความหนาในรูปไร้หน่วย ณ ความสูงใดๆ เมื่อสารละลายผสมกันอย่างสมบูรณ์

4.3.2 การระเหยเมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก

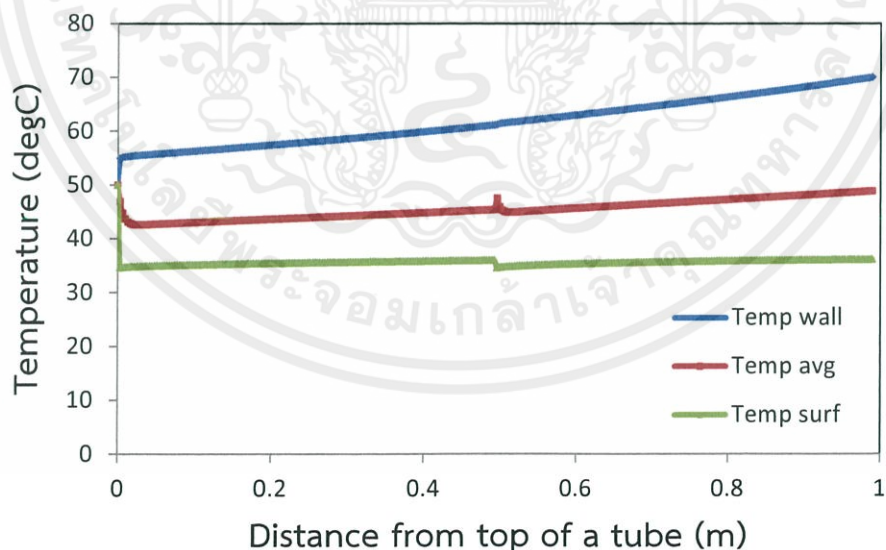
การเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิของสารละลายเมื่อมีการติดตั้งคอลเลคเตอร์แล้วทำให้ความเข้มข้นของสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอกที่กึ่งกลางความยาวท่อ แสดงได้ดังรูปที่ 4.12 และ 4.13 เช่นเดียวกับกรณีอื่นๆ อุณหภูมิของสารละลายสำหรับการติดตั้งคอลเลคเตอร์ในกรณีที่ 2 มีการเปลี่ยนแปลงอุณหภูมิไม่แตกต่างกับกรณีอื่น และจากรูป 4.12 พบว่าอุณหภูมิเฉลี่ยของสารละลายที่คอลเลคเตอร์สูงขึ้นในช่วงหนึ่งจากการที่สารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอกแต่จากนั้นก็ลดลงเนื่องมาจากการระเหยที่ผิว

ในขณะที่ความเข้มข้นของสารละลายที่ผิวช่วง 50 เซนติเมตรหลังเพิ่มมากขึ้นเนื่องจากการระเหย แต่ในขณะเดียวกันความเข้มข้นของสารละลายด้านในกลับลดลงเนื่องจากการแพร่ของน้ำเข้า

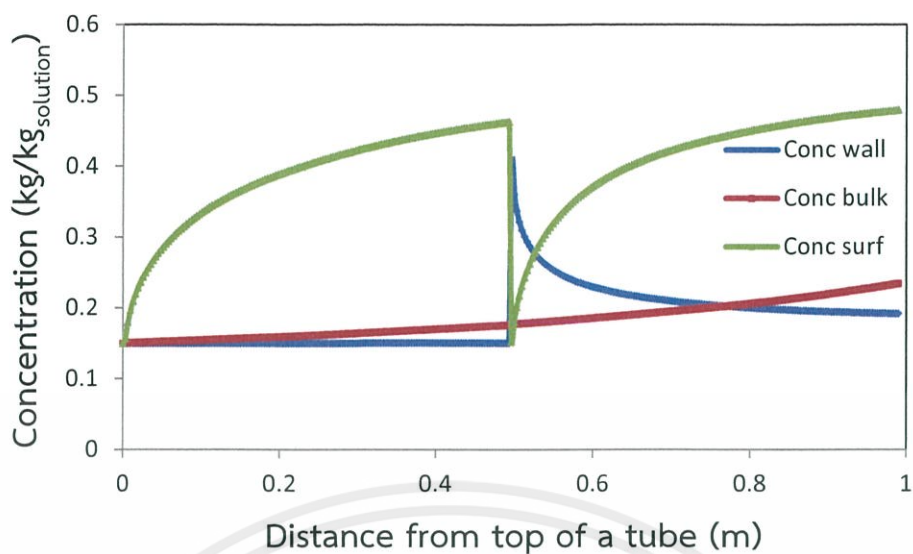
ไปด้านในด้วยส่วนหนึ่ง ทำให้โดยรวมแล้วความเข้มข้นที่ได้เมื่อติดตั้งคอลเลคเตอร์กรณีนี้มากกว่ากรณีอื่นๆเพียงเล็กน้อย โดยได้ความเข้มข้นเท่ากับ 23.47% โดยมวล อัตราการระเหยสำหรับกรณีนี้เท่ากับ 9.446 ลิตรต่อชั่วโมง



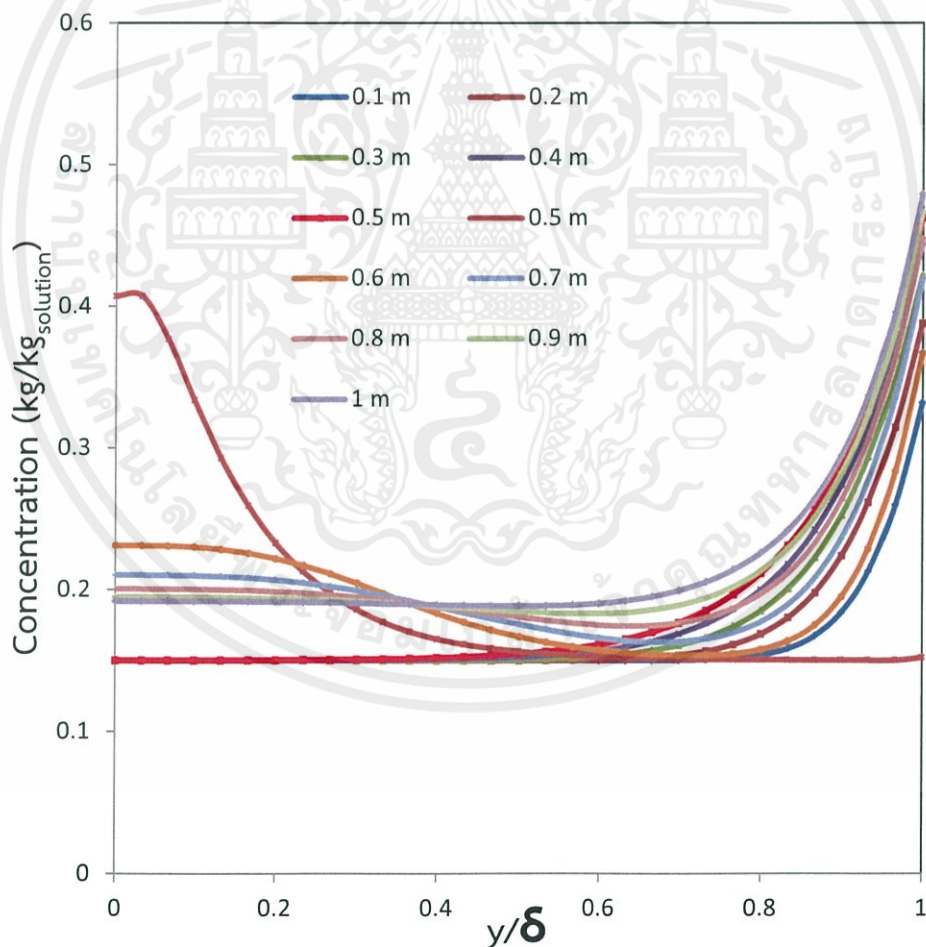
รูปที่ 4.12 อุณหภูมิเฉลี่ยของสารละลายเกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก



รูปที่ 4.13 อุณหภูมิของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบนเมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก



รูปที่ 4.14 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความยาวของท่อจากด้านบน เมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก



รูปที่ 4.15 ความเข้มข้นของสารละลายที่เกิดการเปลี่ยนแปลงตามความหนาในรูปไร้หน่วย ณ ความสูงใดๆ เมื่อสารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

4.4 เปรียบเทียบผลของการระเหยจากเครื่องระเหยทั้ง 3 รูปแบบ

นำผลของเครื่องระเหยทั้ง 3 รูปแบบที่ได้ทำแบบจำลองมาเปรียบเทียบประสิทธิภาพดังตารางข้างล่างโดยเครื่องระเหยทั้ง 3 รูปแบบอธิบายได้ดังนี้ รูปแบบที่ 1 เครื่องระเหยเป็นท่อในแนวตั้งยาว 1 เมตรไม่มีการติดตั้งคอลเลคเตอร์ รูปแบบที่ 2 เครื่องระเหยเป็นท่อในแนวตั้งยาว 1 เมตรมีการติดตั้งคอลเลคเตอร์ที่กึ่งกลางท่อและทำให้สารละลายที่ไหลเป็นฟิล์มเกิดการผสมกันเป็นอย่างดี รูปแบบที่ 3 เครื่องระเหยเป็นท่อในแนวตั้งยาว 1 เมตรมีการติดตั้งคอลเลคเตอร์ที่กึ่งกลางท่อและทำให้สารละลายที่ไหลเป็นฟิล์มเกิดการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารละลายจากด้านในที่ติดกับผนังท่อออกมาสู่ผิวของฟิล์ม

ตาราง 4.2 เปรียบเทียบผลการระเหยจากเครื่องระเหยทั้ง 3 รูปแบบ

	รูปแบบที่ 1	รูปแบบที่ 2	รูปแบบที่ 3
อุณหภูมิขาเข้า (°C)	50	50	50
อุณหภูมิขาออก (°C)	48.99	49.05	48.87
ความเข้มข้นขาเข้า (wt.%)	15	15	15
ความเข้มข้นขาออก (wt.%)	23.25	23.36	23.47
อัตราการไหลสารละลายขาเข้า (kg/h)	26.168	26.168	26.168
อัตราการระเหย (kg/h)	9.283	9.367	9.446
ปริมาณน้ำระเหยเทียบกับสารป้อน (%)	35.48	35.80	36.10

จากการเปรียบเทียบพบว่าเครื่องระเหยแบบฟิล์มตกที่มีการออกแบบให้มีการติดตั้งคอลเลคเตอร์แล้วทำให้สารละลายด้านในออกมาสู่ด้านนอกจะมีอัตราการระเหยดีที่สุด โดยสามารถระเหยน้ำได้ 36.10% ของสารละลายที่ป้อนเข้า แต่เมื่อเทียบอัตราการระเหยของเครื่องระเหยที่ยังไม่ได้ติดตั้งคอลเลคเตอร์พบว่ามีความแตกต่างกันเพียงเล็กน้อยแม้ว่าจะทำให้เกิดผิวใหม่จะทำอัตราการระเหยเมื่อออกจากคอลเลคเตอร์สูงขึ้นช่วงหนึ่งก็ตามแต่เนื่องจากอุณหภูมิของสารละลายที่ผิวยังคงเย็นอยู่ตลอดเมื่อมีการระเหย

4.5 การตรวจสอบแบบจำลอง

แบบจำลองนี้ทำการตรวจสอบมวลโดยการเปรียบเทียบค่าอัตราการระเหยของน้ำที่ได้จากการคำนวณในแต่ละจุดตามความสูงของท่อกับอัตราการระเหยเมื่อทำการดูลมมวลสาร ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบพบว่ามีคามผิดพลาดเพียง 1% นอกจากนี้ได้ทำการตรวจสอบพลังงานโดนการดูลพลังงานจากความร้อนของน้ำร้อนจะเท่ากับความร้อนของสารละลายบวกความร้อนที่ใช้ระเหยพบว่ามีคามผิดพลาด 3.9% ความผิดพลาดอยู่ในค่าที่ยอมรับได้



สรุปผลการดำเนินงานและข้อเสนอแนะ

ในการศึกษานี้ได้ทำแบบจำลองของเครื่องระเหยแบบฟิล์มตกที่มีการไหลของสารละลายเป็นฟิล์มภายนอกท่อด้วยเทคนิคการคำนวณเชิงตัวเลขเพื่อศึกษาปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นและนำข้อมูลไปสร้างเครื่องระเหยในภายหลัง ระบบที่ทำแบบจำลองครั้งแรกเป็นการระเหยสารละลายน้ำตาลที่ความเข้มข้น 15% โดยมวลอุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส ไหลลงมาเป็นฟิล์มภายนอกท่อยาว 1 เมตร เส้นผ่านศูนย์กลาง 5 เซนติเมตร และป้อนน้ำร้อนเป็นตัวกลางความให้ร้อนเข้ามาข้างในท่อจากด้านล่าง 0.1 กิโลเมตรต่อวินาที อุณหภูมิ 70 องศาเซลเซียสระเหยในสภาวะสูญญากาศความดัน 40 มิลลิเมตรปรอท พบว่าสามารถทำให้สารละลายเข้มข้นขึ้นเป็น 23.25% โดยมวลและระเหยน้ำได้ 9.283 ลิตรต่อชั่วโมง และจากการทำแบบจำลองยังพบว่าการระเหยที่เกิดที่ผิวฟิล์มนั้นทำให้ความเข้มข้นของสารละลายเพิ่มขึ้นเฉพาะช่วงประมาณ 20-30% ของความหนาฟิล์ม ส่วนที่เหลือด้านในของฟิล์มอีก 70-80% มีการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นที่น้อยมาก นั่นหมายความว่ายังมีน้ำอยู่ด้านในฟิล์มอีกมากที่ยังไม่ได้ถูกระเหยจึงนำไปสู่การออกแบบเพิ่มเติมให้สารละลายที่ไหลเป็นฟิล์มเกิดการเปลี่ยนแปลงโปรไฟล์ตามทฤษฎีการเกิดผิวใหม่ (surface renewal theory) โดยการติดตั้งคอลเลคเตอร์ที่กึ่งกลางท่อ แบบจำลองจากการออกแบบเพิ่มเติมนี้ตั้งอยู่บนสมมติฐาน 2 แบบในการเกิดผิวใหม่คือ 1.การเกิดผิวใหม่เกิดโดยการที่สารละลายผสมกันเป็นอย่างดีที่คอลเลคเตอร์ จากสมมติฐานนี้พบว่าสารละลายจะเข้มข้นขึ้นเป็น 23.36% โดยมวลและระเหยน้ำได้ 9.367 ลิตรต่อชั่วโมง ซึ่งการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นยังคงเกิดที่ผิวฟิล์มเป็นส่วนมาก แม้ว่าความเข้มข้นด้านในจะเพิ่มขึ้นจากการผสมกันที่คอลเลคเตอร์และทำให้เกิดการระเหยที่ดีขึ้นในช่วงแรกๆที่สารละลายออกมาจากคอลเลคเตอร์แต่ก็ทำให้อุณหภูมิที่ผิวกลับไปเย็นลงอีกครั้งทำให้การระเหยโดยรวมแตกต่างกับการไม่ติดคอลเลคเตอร์เพียงเล็กน้อย 2.การเกิดผิวใหม่เกิดโดยความเข้มข้นจากด้านในฟิล์มออกมาสู่ผิวฟิล์ม สมมติฐานนี้เมื่อนำไปทำแบบจำลองพบว่าความเข้มข้นที่ได้เป็น 23.47% โดยมวลและระเหยน้ำได้ 9.446 ลิตรต่อชั่วโมงซึ่งได้ผลที่ดีกว่าอีก 2 กรณีเพียงเล็กน้อย เนื่องจากพบว่าเมื่อความเข้มข้นของสารละลายด้านในของฟิล์มออกมาสู่ด้านนอกแม้ว่าจะทำให้มีการระเหยที่ผิวมากแต่ในขณะเดียวกันก็มีน้ำบางส่วนที่ไม่สามารถระเหยได้เนื่องจากน้ำแพร่กลับเข้าไปสู่ด้านในของฟิล์ม จากการศึกษาพบว่าแม้ว่าจะทำให้สารละลายเกิดผิวใหม่แล้วแต่ก็ไม่สามารถทำให้อัตราการระเหยเพิ่มขึ้นได้มากนักเนื่องจากอุณหภูมิที่ผิวของสารละลายยังคงเย็นเนื่องจากการระเหย

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ในการทำแบบจำลองนี้เป็นไปเพื่อศึกษาปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นในเครื่องระเหยและเพื่อออกแบบอุปกรณ์ดังนั้นข้อมูลที่ได้ในแบบจำลองนี้จะเป็นประโยชน์ในการสร้างเครื่องระเหยต่อไป เนื่องจากการออกแบบนี้ยังไม่มีข้อมูลทางการทดลองมาเปรียบเทียบแต่มีการวางแผนที่จะสร้างเครื่องและทำการทดลองเพื่อตรวจสอบความถูกต้องในอนาคต



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า ไม่ว่าจะกรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

เอกสารอ้างอิง

- [1] P. E. Minton, *Handbook of evaporation technology*. New Jersey: Noyes Publications, 1986.
- [2] R. B. Bird, W. E. Stewart, and E. N. Lightfoot, *Transport Phenomena*. New York: Wiley, 2002.
- [3] J. . Holman, *Heat transfer*. New York: McGraw-Hill, 2010.
- [4] X. Bu, W. Ma, and Y. Huang, “Numerical study of heat and mass transfer of ammonia-water in falling film evaporator,” *Heat Mass Transf.*, vol. 48, no. 5, pp. 725–734, 2011.
- [5] J. E. Lozano, *Fruit manufacturing: scientific basis, engineering properties, and deteriorative reactions of technological importance*. New York: Springer Science & Business Media, 2006.
- [6] ธนวรรณ พิณรัตน์, อุณหพลศาสตร์วิศวกรรมเคมี: เอกสารประกอบการสอน. สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง, 2014.
- [7] S. C. Chapra and R. P. Canale, *Numerical methods for engineers*. New York: McGraw-Hill, 2006.
- [8] S. Karami and B. Farhanieh, “A numerical study on the absorption of water vapor into a film of aqueous LiBr falling along a vertical plate,” *Heat Mass Transf. und Stoffuebertragung*, vol. 46, no. 2, pp. 197–207, 2009.



ภาคผนวก

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

ภาคผนวก ก

การแปลงสมการพลังงานและการถ่ายโอนมวลในรูปตัวแปรไร้หน่วย

เนื่องจากสมการของพลังงานและสมการการถ่ายโอนมวลมีรูปแบบคล้ายกันดังในสมการ (2.10) และ (2.14) ดังนั้นจะยกตัวอย่างการแปลงสมการในรูปตัวแปรไร้หน่วยเพียงสมการเดียวคือการแปลงสมการ (2.14) ไปเป็นสมการ (2.27) ด้วยตัวแปรไร้หน่วย (2.26)

จากสมการ (2.14)

$$\rho v_x \frac{\partial \omega}{\partial x} + \rho v_y \frac{\partial \omega}{\partial y} = \rho D_m \frac{\partial^2 \omega}{\partial y^2} \quad (ก.1)$$

$$\frac{v_x}{\delta L} \frac{\partial \omega}{\partial \eta} \frac{\partial \delta \eta}{\partial \varepsilon} + \frac{v_y}{\delta} \frac{\partial \omega}{\partial \eta} = \frac{D_m}{\delta^2} \frac{\partial^2 \omega}{\partial \eta^2} \quad (ก.2)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial \eta} \left(\frac{\delta \partial \eta}{\partial \varepsilon} + \frac{\eta \partial \delta}{\partial \varepsilon} \right) = - \frac{v_y L}{v_x} \frac{\partial \omega}{\partial \eta} + \frac{D_m L}{\delta v_x} \frac{\partial^2 \omega}{\partial \eta^2} \quad (ก.3)$$

$$\frac{\delta \partial \eta}{\partial \varepsilon} \frac{\partial \omega}{\partial \eta} - \frac{\eta \partial \delta}{\partial \varepsilon} \frac{\partial \omega}{\partial \eta} = - \frac{v_y L}{v_x} \frac{\partial \omega}{\partial \eta} + \frac{D_m L}{\delta v_x} \frac{\partial^2 \omega}{\partial \eta^2} \quad (ก.4)$$

$$\frac{\delta \partial \omega}{\partial \varepsilon} = \left(\frac{\eta \partial \delta}{\partial \varepsilon} - \frac{v_y L}{v_x} \right) \frac{\partial \omega}{\partial \eta} + \frac{D_m L}{\delta v_x} \frac{\partial^2 \omega}{\partial \eta^2} \quad (ก.5)$$

$$\frac{\partial \omega}{\partial \varepsilon} = \left(\frac{\eta d \delta}{\delta d \varepsilon} - \frac{v_y L}{v_x \delta} \right) \frac{\partial \omega}{\partial \eta} + \frac{D_m L}{v_x \delta^2} \frac{\partial^2 \omega}{\partial \eta^2} \quad (ก.6)$$

ซึ่งสมการ (ก.6) ก็คือสมการ (2.26) นั่นเอง

ภาคผนวก ข

ข้อมูลที่ใช้ในแบบจำลอง

ข้อมูลที่ใช้ในแบบจำลองเป็นค่าเริ่มต้นในการคำนวณได้แก่ คุณสมบัติของสารละลาย (properties of solution) คุณสมบัติของตัวกลางให้ความร้อน ดังแสดงต่อไปนี้

-คุณสมบัติของสารละลายน้ำตาล

ความหนาแน่น	1056 kg/m ³
ความหนืด	1.234 mPa·s
ความจุความร้อนจำเพาะ	2722 J/(kg·K)
ค่าการนำความร้อน	0.353 W/(m·K)
สัมประสิทธิ์การแพร่	5.2×10 ⁻¹⁰ m ² /s
ค่าความร้อนในการกลายเป็นไอ	2432.159 J/kg
-คุณสมบัติของตัวกลางให้ความร้อน	
อัตราการไหล	0.1 kg/s
ค่าความจุความร้อน	4187 J/(kg·K)

ภาคผนวก ค

การคำนวณในโปรแกรม Matlab

การคำนวณในโปรแกรม Matlab ใช้คำสั่งต่างๆในการคำนวณดังนี้

```
clear

%Properties of sugar sol and constant value
g = 9.81; % [m/s^2] gravity ...
u = 0.001234; % [kg/m.s] viscosity covert from 1.234 mPa.s
rho = 1056; % [ kg/m^3] density
Dm = 5.2*10^(-10); % [m^2/s] diffusion coefficient of sucrose in
water 25C from Wilke-chang correlation
k = 0.353; % [W/m.K] Thermal conductivity
h = 2432158.945; % [J/kg] heat of evaporation
Cp = 2722; % [J/kg.K] specific heat capacity
L = 1; % [m] length of tube
Tdiffu = k/(Cp*rho); % [m^2/s]

%Properties of heating medium [water]
mhot = 0.1; %kg/s
Cphot = 4187; % [J/kg.K]
rhohot = 995; % [kg/m^3]
Thotin = 70+273.15; % [K]
Thotout = 55.15; % [C] initial guess
%Thotout = 60.6;

%Tube 2inch
Dtube = 0.05; % [m] diameter inside tube
ktube = 16; % [W/m.K] thermal conductivity of tube

%Grid 100x10 [MxN] axis x = tube length , y = film thickness
M = 300;
N = 30;
dx = 1/M;
dy = 1/N;
iteration = 1000;
tolerance = 0.0001;
j = 1;

%Initial feed
Tin = 50; % [C]
win = 0.15; % [kg/kgsolution]
mevap = 0.001; % [kg/m^2.s] assume initial guess mass flux
me = mevap*dx*L; % [kg/m.s] convert in same unit as Tal (flow
rate per circumstance)

%Use Re = 4Tal/u
Re = 150;
Talold = (Re*u)/4; % [kg/m.s]

%Calculate the thickness
deltaold = ((3*Talold*u)/((rho^2)*g))^(1/3);
%pressure operation
P = 40; %mmHg
%Metrix
```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

aheat = zeros(1,N-1);
bheat = zeros(1,N-1);
cheat = zeros(1,N-1);
dheat = zeros(1,N-1);
eheat = zeros(1,N-1);
amass = zeros(1,N);
bmass = zeros(1,N);
cmass = zeros(1,N);
dmass = zeros(1,N);
emass = zeros(1,N);
U = zeros(M,N);
V = zeros(M,N);
T = zeros(1,N);
w = zeros(1,N);
T1 = zeros(1,N);
w1 = zeros(1,N);
T(1,:) = Tin+273.15; % [K]
w(1,:) = win; % [kg/kgsolution]
Temp = zeros(M+1,N);
Conc = zeros(M+1,N);
Twall = Tin+273.15; % [K]
Tbulki = Tin+273.15; % [K]
Thotf = Thotout+273.15; % [K]
Tempbulk = zeros(M,1);
Temphot = zeros(M,1);
Tsurfs = zeros(M,1);
Tempwall = zeros(M+1,1);
Concwall = zeros(M+1,1);
Uwall = 0; %no-slip
Filmflow = zeros(M+1,1);
water = zeros(M+1,1);
Thickness = zeros(M+1,1);
Mevap = zeros(M,1);
Evap = zeros(M,1);
Temp(1,:) = T;
Conc(1,:) = w;
Tempwall(1) = Twall;
Concwall(1) = w(1);
Filmflow(1) = Talold;
Thickness(1) = deltaold;
Concav = zeros(M,1);
water(1) = Filmflow(1)*pi*Dtube*(1-win);
sugar = Filmflow(1)*pi*Dtube*(win);

```

```

tic
for itemphot = 1:iteration

    Thotf = Thotout+273.15;
    j = 1 ;
    for itube = dx:dx:1

        for iTwall = 1:iteration

            if itube == dx
                T(1,:) = Tin+273.15;
                w(1,:) = win;
            end

```

```

% %add re-distributor ,well-mixed

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

%           if j == (M/2)
%               T(1,:) = Tempbulk(j-1);
%               w(1,:) = Concav(j-1);
%           end

%           %add re-distributor ,inside out
%           if j == (M/2)
%               T(1,:) = fliplr(Temp(j-1,:));
%               w(1,:) = fliplr(Conc(j-1,:));
%           end

for ithickness = 1:iteration
    if itube == dx
        Talold = (Re*u)/4;
        deltaold = ((3*Talold*u)/((rho^2)*g))^(1/3);
    end

    Tal = Talold-me;
    delta = ((3*Tal*u)/((rho^2)*g))^(1/3);
    dTal = Tal-Talold;
    dS = delta-deltaold;
    z = 1;

    for imetrix = dy:dy:1
        y = imetrix;
        Vx = ((rho*g*(delta^2))*((2*y)-(y^2)))/(2*u);
        Vy = -
        (((rho*(g^2))/(74*((u)^2)*(Tal^2)))^(1/3))*(delta^2)*(y^2)/L*(dTal/dx
    );
        alpha = ((y*dS)/(delta*dx)-
        (Vy*L)/(Vx*delta))*dx/dy;
        beta = ((Tdiffu*L)/(Vx*(delta^2)))*dx/(dy^2);
        gamma = ((Dm*L)/(Vx*(delta^2)))*dx/(dy^2);
        coeffmass = mevap*(delta*dy)/(rho*Dm);
        T1 = T;
        w1 = w;
        if z == 1
            bheat(z) = -(1+alpha+(2*beta));
            cheat(z) = alpha+beta;
            dheat(z) = -T(z)-(beta*Twall);
            bmass(z) = -(1+alpha+gamma);
            cmass(z) = alpha+gamma;
            dmass(z) = -w(z);
        elseif z<(N-1) && z>1
            aheat(z) = beta;
            bheat(z) = -(1+alpha+(2*beta));
            cheat(z) = alpha+beta;
            dheat(z) = -T(z);
            amass(z) = gamma;
            bmass(z) = -(1+alpha+(2*gamma));
            cmass(z) = alpha+gamma;
            dmass(z) = -w(z);
        elseif z==N-1
            aheat(z) = beta;
            bheat(z) = -(1+alpha+(2*beta));
            %dheat(z)will be set after solve mass
            amass(z) = gamma;
            bmass(z) = -(1+alpha+(2*gamma));
            cmass(z) = alpha+gamma;
            dmass(z) = -w(z);
        end
    end
end

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

else
    amass(z) = gamma;
    bmass(z) = -
(1+alpha+(2*gamma))+((alpha+gamma)/(1+coeffmass));
    dmass(z) = -w(z) -
((alpha+gamma)*coeffmass)/(1+coeffmass);
    end
    U(j,z) = Vx;
    V(j,z) = Vy;

    z=z+1;

end

%Mass equation
%solve tridiagonal system using Gauss Elimination
method
    for i = 2:N
        bmass(i) = bmass(i) - (cmass(i-
1)*amass(i)/bmass(i-1));
        dmass(i) = dmass(i) - ((dmass(i-
1)*amass(i))/bmass(i-1));
    end
    emass(N) = dmass(N)/bmass(N);
    for i = N-1:-1:1
        emass(i) = (dmass(i) -
(cmass(i)*emass(i+1)))/bmass(i);
    end
    for i = 1:N
        w(i) = emass(i);
    end

%Antoine equation for P,T,W
A = 7.944 - (0.4728*w(N)) + (1.847*(w(N)^2)) -
(2.526*(w(N)^3));
B = 1653 - (264.9*w(N)) + (1158*(w(N)^2)) -
(1497*(w(N)^3));
C = 226.7 - (29.01*w(N)) + (126.2*(w(N)^2)) -
(164.2*(w(N)^3));
TsurfC = -(B/(log10(P)-A)) - C; %[C]
Tsurf = TsurfC + 273.15; %[K]
y = imetrix-dy;
Vx = ((rho*g*(delta^2))*((2*y) - (y^2)))/(2*u);
Vy = -
(((rho*(g^2))/(74*(u)^2*(Tal^2)))^(1/3))*(delta^2)*(y^2)/L*(dTal/dx
);
alpha = ((y*dS)/(delta*dx) -
(Vy*L)/(Vx*delta))*dx/dy;
beta = ((Tdiffu*L)/(Vx*(delta^2)))*dx/(dy^2);
dheat(N-1) = -T(N-1) - ((alpha+beta)*Tsurf);

%Energy equation
%solve tridiagonal system using Gauss Elimination
method
    for i = 2:N-1
        bheat(i) = bheat(i) - (cheat(i-
1)*aheat(i)/bheat(i-1));

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

        dheat(i) = dheat(i) - ((dheat(i-1)*aheat(i))/bheat(i-1));
    end

    eheat(N-1) = dheat(N-1)/bheat(N-1);
    for i = N-2:-1:1
        eheat(i) = (dheat(i) -
(cheat(i)*eheat(i+1)))/bheat(i);
    end
    T(N) = Tsurf;

    for i = 1:N-1
        T(i) = eheat(i);
    end

    coeffheat = (-k)/(delta*dy*h);
    %Check new mevap
    mevapnew = coeffheat*(T(N)-T(N-1));
    mevaperror = abs((mevapnew-mevap)/mevapnew);
    if mevaperror < tolerance
        break
    end
    mevap = mevapnew;
    me      = mevap*dx*L;
    q      = mevap*h;
    z      = 1;
    w      = w1;
    T      = T1;

end

%bulk Temperature

f = 1;
sumU1 = 0;
sumU2 = 0;
sumUxT1 = 0;
sumUxT2 = 0;

for i = dy:dy:1-dy

    if mod(f,2) == 1
        sumU1 = sumU1+U(j,f);
        sumUxT1 = sumUxT1+(U(j,f)*T(f));

    else
        sumU2 = sumU2+U(j,f);
        sumUxT2 = sumUxT2+(U(j,f)*T(f));

    end
    f = f+1;
end
Uinteg = (Uwall+(4*sumU1)+(2*sumU2)+U(j,N))/(3*N);
UxTinteg =
((Uwall*Twall)+(4*sumUxT1)+(2*sumUxT2)+(U(j,N)*T(N)))/(3*N);
Tbulkf = UxTinteg/Uinteg; %f=final

%balance heat to find new Twall

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

    Thoti = ((mhot*Cphot*Thotf) - (Tal*Dtube*pi*Cp*(Tbulkf-
Tbulki)) + (q*dx*L*Dtube*pi)) / (mhot*Cphot);
    Twallnew = Thoti;

    %Check new Twall
    Twallerror = abs((Twallnew-Twall)/Twallnew);
    if Twallerror < tolerance
        break
    end
    Twall = Twallnew;

end

    Talold      = Tal;
    Filmflow(j+1) = Tal;
    deltaold    = delta;
    Thickness(j+1) = delta;
    Mevap(j)    = mevap;
    Evap(j)     = Mevap(j)*pi*Dtube*dx*L;
    water(j+1)  = water(j) - Evap(j);
    Concav(j)   = sugar/(sugar+water(j+1));
    Tbulki     = Tbulkf;
    Tempbulk(j) = Tbulkf;
    Thotf      = Thoti;
    Temphot(j) = Thoti;
    Tempwall(j+1) = Twallnew;
    Temp(j+1,:) = T;
    Tsurfs(j)   = Tsurf;
    Concwall(j+1) = w(1);
    Conc(j+1,:) = w;

    j = j+1;

toc
end
dT = Temphot(M) - Thotin;

if abs(dT) < 0.00001
    break
end

Thotout = Thotout - dT;
toc
end

    Temp = [Tempwall, Temp];
    Conc = [Concwall, Conc];
    Temp = Temp - 273.15;
    Tempbulk = Tempbulk - 273.15;
    figure
xplot = 0:dy:1 ;
for pl=0:M
    subplot(1,3,1) ;
    ii = subplot(1,3,1) ;
    plot([0 1], [-pl*dx -pl*dx], '-g') ;
    ylabel('Height') ;
    title('Height') ;

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

axis([0,1,-1,0]) ;

subplot(1,3,2) ;
plot(xplot,Temp(pl+1,:), 'o-b') ;
xlabel('Film thickness') ;
ylabel('Temperature (C)') ;
title('Heat') ;
axis([0,1,0,100]) ;

subplot(1,3,3) ;
plot(xplot,Conc(pl+1,:), 'o-r') ;
xlabel('Film thickness') ;
ylabel('Mass fraction') ;
title('Mass') ;
axis([0,1,0,1]) ;
pause(0.0001) ;
end

%Mass evaporation
f = 2;
sumM1 = 0;
sumM2 = 0;
sumTs1 = 0;
sumTs2 = 0;
for i = dx:dx:1-(2*dx)
    if mod(f,2) == 0
        sumM1 = sumM1+Mevap(f);
        sumTs1 = sumTs1+Tsurfs(f);
    else
        sumM2 = sumM2+Mevap(f);
        sumTs2 = sumTs2+Tsurfs(f);
    end
    f = f+1;
end

Mevap2 = dx*(Mevap(1)+(4*sumM1)+(2*sumM2)+Mevap(M))/(3);
Tevap = dx*(Tsurfs(1)+(4*sumTs1)+(2*sumTs2)+Tsurfs(M))/(3);
Tevap = Tevap-273.15;

%Balance Sugar and water
flowin = Filmflow(1)*Dtube*pi;
flowout = Filmflow(M+1)*Dtube*pi;
waterin = flowin*(1-win);
wout = Concav(M);
waterout = (sugar*100-sugar*wout*100)/(wout*100);
waterevap = waterin-waterout;
Mevap3 = Mevap2/L; % [kg/m2s]
Mevap4 = Mevap3*pi*Dtube*L; % [kg/s]
Mevap4error = abs((Mevap4-waterevap)/Mevap4);

%mass flux each section (divided into 10 parts)
Mfluxs1 = Mevap(1:30,1);
Mfluxs2 = Mevap(31:60,1);
Mfluxs3 = Mevap(61:90,1);
Mfluxs4 = Mevap(91:120,1);
Mfluxs5 = Mevap(121:150,1);
Mfluxs6 = Mevap(151:180,1);
Mfluxs7 = Mevap(181:210,1);
Mfluxs8 = Mevap(211:240,1);
Mfluxs9 = Mevap(241:270,1);

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

Mfluxs10 = Mevap(271:300,1);
f=2;
sumf11=0;
sumf12=0;
sumf21=0;
sumf22=0;
sumf31=0;
sumf32=0;
sumf41=0;
sumf42=0;
sumf51=0;
sumf52=0;
sumf61=0;
sumf62=0;
sumf71=0;
sumf72=0;
sumf81=0;
sumf82=0;
sumf91=0;
sumf92=0;
sumf101=0;
sumf102=0;
for int= 2*dx:dx:30*dx
    if mod(f,2)==0
        sumf11=sumf11+Mfluxs1(f);
        sumf21=sumf21+Mfluxs2(f);
        sumf31=sumf31+Mfluxs3(f);
        sumf41=sumf41+Mfluxs4(f);
        sumf51=sumf51+Mfluxs5(f);
        sumf61=sumf61+Mfluxs6(f);
        sumf71=sumf71+Mfluxs7(f);
        sumf81=sumf81+Mfluxs8(f);
        sumf91=sumf91+Mfluxs9(f);
        sumf101=sumf101+Mfluxs10(f);
    else
        sumf12=sumf12+Mfluxs1(f);
        sumf22=sumf22+Mfluxs2(f);
        sumf32=sumf32+Mfluxs3(f);
        sumf42=sumf42+Mfluxs4(f);
        sumf52=sumf52+Mfluxs5(f);
        sumf62=sumf62+Mfluxs6(f);
        sumf72=sumf72+Mfluxs7(f);
        sumf82=sumf82+Mfluxs8(f);
        sumf92=sumf92+Mfluxs9(f);
        sumf102=sumf102+Mfluxs10(f);
    end
    f=f+1;
end
Mflux1 = dx*(Mfluxs1(1)+(4*sumf11)+(2*sumf12)+Mfluxs1(M/10))/3/0.1;
%kg/m^2s
Mflux2 = dx*(Mfluxs2(1)+(4*sumf21)+(2*sumf22)+Mfluxs2(M/10))/3/0.1;
Mflux3 = dx*(Mfluxs3(1)+(4*sumf31)+(2*sumf32)+Mfluxs3(M/10))/3/0.1;
Mflux4 = dx*(Mfluxs4(1)+(4*sumf41)+(2*sumf42)+Mfluxs4(M/10))/3/0.1;
Mflux5 = dx*(Mfluxs5(1)+(4*sumf51)+(2*sumf52)+Mfluxs5(M/10))/3/0.1;
Mflux6 = dx*(Mfluxs6(1)+(4*sumf61)+(2*sumf62)+Mfluxs6(M/10))/3/0.1;
Mflux7 = dx*(Mfluxs7(1)+(4*sumf71)+(2*sumf72)+Mfluxs7(M/10))/3/0.1;
Mflux8 = dx*(Mfluxs8(1)+(4*sumf81)+(2*sumf82)+Mfluxs8(M/10))/3/0.1;
Mflux9 = dx*(Mfluxs9(1)+(4*sumf91)+(2*sumf92)+Mfluxs9(M/10))/3/0.1;
Mflux10 =
dx*(Mfluxs10(1)+(4*sumf101)+(2*sumf102)+Mfluxs10(M/10))/3/0.1;

```

เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้

```

evaprate1 = Mflux1*0.1*pi*Dtube*3600; % kg/h
evaprate2 = Mflux2*0.1*pi*Dtube*3600;
evaprate3 = Mflux3*0.1*pi*Dtube*3600;
evaprate4 = Mflux4*0.1*pi*Dtube*3600;
evaprate5 = Mflux5*0.1*pi*Dtube*3600;
evaprate6 = Mflux6*0.1*pi*Dtube*3600; % kg/h
evaprate7 = Mflux7*0.1*pi*Dtube*3600;
evaprate8 = Mflux8*0.1*pi*Dtube*3600;
evaprate9 = Mflux9*0.1*pi*Dtube*3600;
evaprate10 = Mflux10*0.1*pi*Dtube*3600;

%heat balc.
Qevap = Mevap*h;
Qevap4 = Mevap4*h; %J
qfilm = (Filmflow(1)*pi*Dtube)*Cp*(Tempbulk(1) -
Tevap)+(Filmflow(M+1)*pi*Dtube)*Cp*(Tempbulk(1) -Tempbulk(M) )+Qevap4;
qheating = mhot*Cphot*(Temphot(M) -Temphot(1)); %J
qbalc = qfilm-qheating; %J
qerror = qbalc/qheating;

```



เอกสารนี้เป็นเอกสารที่สงวนไว้ สำหรับการใช้งานเพื่อการศึกษาเท่านั้น ไม่อนุญาตให้นำไปใช้ประโยชน์ด้านการค้า
ไม่ว่ากรณีใด ๆ ทั้งสิ้น อีกทั้งห้ามมิให้ดัดแปลงเนื้อหา และต้องอ้างอิงถึงเจ้าของเอกสารทุกครั้งที่มีการนำไปใช้