



การผลิตโปรตีนเข้มข้นจากน้ำนิ่งปลาทูน่าด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน
Production of Concentrate Protein from Tuna Condensate by Nanofiltration

มูฮัมหมัดอามีน หะยีหามะ

Muhammadameen Hajihama

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญา
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีอาหาร
มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

**A thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirement for the Degree of
Master of Food Science and Technology**

2557

ลิขสิทธิ์ของมหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์

ชื่อวิทยานิพนธ์ การผลิตโปรตีนเข้มข้นจากน้ำนิ่งปลาทูน่าด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน

ผู้เขียน นายมุhammadอามีน หะยีหามะ

สาขาวิชา วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีอาหาร

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก

คณะกรรมการสอบ

.....

.....ประธานกรรมการ

(รองศาสตราจารย์ ดร.วิโรจน์ ยูรวงศ์)

(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ปิยรัตน์ ศิริวงศ์ไพศาล)

.....กรรมการ

(รองศาสตราจารย์ ดร.วิโรจน์ ยูรวงศ์)

.....กรรมการ

(ดร. จินตนา ศรีสุข)

บัณฑิตวิทยาลัย มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์ อนุมัติให้รับวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็น
ส่วนหนึ่งของการศึกษา ตามหลักสูตรปริญญาวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต สาขาวิชาวิทยาศาสตร์และ
เทคโนโลยีอาหาร

.....

(รองศาสตราจารย์ ดร. ชีระพล ศรีชนะ)

คณบดีบัณฑิตวิทยาลัย

ขอรับรองว่า ผลงานวิจัยนี้เป็นผลงานมาจากการศึกษาของนักศึกษา และขอขอบคุณผู้ที่มีส่วน
เกี่ยวข้องทุกท่านไว้ ณ ที่นี้

ลงชื่อ.....

(รองศาสตราจารย์ ดร.วิโรจน์ ยูรวงศ์)

อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์

ลงชื่อ.....

(นายภูอำมหัดอามีน หะยีหามะ)

นักศึกษา

ชื่อวิทยานิพนธ์	การผลิตโปรตีนเข้มข้นจากน้ำนิ่งปลาทูน่าด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน
ผู้เขียน	นายมุฮัมมัดอามีน หะยีหามะ
สาขาวิชา	วิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีอาหาร
ปีการศึกษา	2556

บทคัดย่อ

การผลิตโปรตีนเข้มข้นจากน้ำนิ่งปลาทูน่าด้วยนาโนฟิลเตรชัน โดยใช้เมมเบรนโมดูลแบบท่อม้วน (spiral wound) ชนิด thin film (DK 2540, osmonic Inc.) เส้นผ่าศูนย์กลางของท่อม้วน 65.5 มิลลิเมตร ความยาว 1.066 เมตร และพื้นที่การกรอง 7.7 ตารางเมตร โดยการทดลองจะออกเป็นสองส่วนคือ ส่วนที่ 1 ศึกษากระบวนการทำเข้มข้นโปรตีนและลดปริมาณเกลือในน้ำนิ่งปลาทูน่าโดยศึกษาผลของปัจจัยในการดำเนินการ (MWCO, TMP, VCF, time) ต่อค่าฟลักซ์ของเพอมีเอท ค่าการกักกันโปรตีน และ ค่ากักกันเกลือ ส่วนที่ 2 ศึกษาการวิเคราะห์เศรษฐศาสตร์ของการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้นด้วยนาโนฟิลเตรชัน สำหรับส่วนที่ 1 ชนิดเมมเบรนที่ใช้ในการศึกษาประกอบด้วยโมดูลแบบเส้นใยกลวง (hollow fiber) MWCO 1,5 และ 10 kDa โมดูลแบบท่อ (tubular) MWCO 15 kDa และ นาโนฟิลเตรชัน โมดูลเมมเบรนแบบม้วน (spiral wound) จากผลการทดลองพบว่า เมมเบรนชนิดนาโนฟิลเตรชันโมดูลแบบม้วน ได้ค่าการกักกันโปรตีน และค่าการกักกันเกลือที่ดีที่สุดและเหมาะสมที่สุด คือ ร้อยละ 96 และ 5 ตามลำดับ ค่าฟลักซ์จากการทดลองจะมีอัตราเพิ่มขึ้นเมื่อมีการเพิ่มขึ้นของค่าความดันขับและค่าอัตราการไหล ค่าฟลักซ์ที่ดีที่สุดอยู่ที่ค่าความดันขับที่ 10 บาร์และ ค่าอัตราการไหลอยู่ที่ 800 ลิตรต่อชั่วโมง ที่การทดลองแบบกะ ค่าฟลักซ์จะมีอัตราลดลงเมื่อค่าความเข้มข้นของตัวอย่างเพิ่มขึ้น และที่ค่าความเข้มข้นเชิงปริมาณ ที่ 4 ค่าความเข้มข้นของโปรตีนเพิ่มจากร้อยละ 2 เป็น 10 และมีปริมาณเกลือที่ลดลงร้อยละ 70 จากปริมาณเริ่มต้น งานวิจัยครั้งนี้สามารถพิสูจน์ให้เห็นว่า นาโนฟิลเตรชันมีความสามารถอย่างยิ่งที่จะทำเข้มข้นและลดปริมาณเกลือในน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้น ส่วนที่ 2 ของการศึกษาได้ทำการวิเคราะห์เศรษฐศาสตร์ซึ่งได้ผลการทดลองหลังจากคิดคำนวณกำลังการผลิต 20,000 ลิตรต่อวันต้องใช้งบลงทุนเป็นจำนวน 5,906,000 บาท ต้นทุนในการดำเนินงานเป็นจำนวน 1,199,967 บาท เป็นเงินลงทุนทั้งสิ้น 7,105,967 บาท และสามารถคืนทุนได้ภายใน 4.05 ปี หรือ ประมาณ 4 ปี

Thesis Title	Production of Concentrate Protein from Tuna Condensate by
Nanofiltration Author	Muhammadameen Hajihama
Major Program	Food Science and Technology Academic
Year	2013

Abstract

Tuna cooking juice is a co-product of tuna canning industry. It is rich in protein, currently used for production of feed meal as well as protein hydrolysate. The finish products are usually in the form of concentrate, produced by evaporation. However, evaporation is energy consumable process and the salt content level of the concentrate is often over the standard, thus required additional process for lowering salt content e.g. crystallization. The use of membrane technology, therefore, is of interest, since it required less energy and footprint compared with evaporation and is also able to reduce salt content of the concentrate. The aim of this study were to employ and select the membrane filtration process, and optimize the operating condition for protein concentration and desalination of tuna cooking juice. The results indicated that nanofiltration (NF) was more suitable than the ultrafiltration (UF) process, regarding ability in protein recovery and desalination. The NF performance was evaluated in terms of permeation flux, protein and salt retention. The protein and salt retention of NF were 96 % and 5 %, respectively. The permeate flux(J) increased as transmembrane pressure (TMP) or cross flow rate (CFR) increased and the highest flux was obtained at TMP of 10 bar and CFR of 800 L/h. Operating with batch mode, the permeate flux was found to decrease as protein concentration increased, and at volume concentration factor about 5, the protein concentration increased from 2 to 10% while salt removal was 70 % of the initial value. This work clearly showed that NF was successfully employed for concentration and desalination of protein derived from tuna cooking juice.

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อ.....	(5)
ABSTRACT.....	(6)
กิตติกรรมประกาศ.....	(7)
สารบัญ.....	(8)
รายการตาราง.....	(11)
รายการภาพประกอบ.....	(12)
สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ.....	(14)
บทที่ 1.....	1
บทนำ.....	1
บทนำตั้งเรื่อง.....	1
1. ปลาทუნ่า.....	3
1.1 อุตสาหกรรมปลาทუნ่า.....	4
1.2 กระบวนการผลิตปลาทუნ่าบรรจุกระป๋อง.....	5
1.3 น้ำนิ่งปลาทუნ่า.....	7
1.4 การใช้ประโยชน์จากน้ำนิ่งปลาทუნ่า.....	8
2. เทคโนโลยีเมมเบรนในการทำเข้มข้น.....	9
2.1 การกรองด้วยเมมเบรน (Membrane Filtration).....	9
2.2 ชนิดของเมมเบรน.....	9
2.3 คุณสมบัติของเมมเบรน.....	10
2.4 รูปแบบของกระบวนการกรองโดยใช้เมมเบรน.....	10
2.5 กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน (Nanofiltration).....	11
2.6 ข้อดีของกระบวนการกรองด้วยเมมเบรน.....	13
2.7 ข้อจำกัดของกระบวนการกรองด้วยเมมเบรน.....	14
2.8 โมดูลเมมเบรน (membrane module).....	20

สารบัญ(ต่อ)

	หน้า
2.9 วิธีการล้างเมมเบรน	24
2.10 สมรรถนะของกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน	27
2.11 ปัจจัยที่มีผลต่อสมรรถนะของนาโนฟิลเตรชัน	30
3. การศึกษาความเป็นไปได้ของโครงการลงทุน (วิภาวี แก้วทาสี, 2552).....	37
3.1 การวิเคราะห์ความเป็นไปได้ทางด้านเทคนิค.....	38
3.2 การศึกษาความเป็นไปได้ด้านการเงิน.....	48
3.3 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของการใช้เทคโนโลยีเมมเบรนในการทำเข้มข้น	51
4. วัตถุประสงค์.....	56
บทที่ 2	57
วัสดุอุปกรณ์และวิธีการ	57
1. วัสดุและอุปกรณ์.....	57
1.1 วัสดุและสารเคมี.....	57
1.2 อุปกรณ์.....	57
2. วิธีการดำเนินงานวิจัย	58
2.1 การเก็บตัวอย่าง การเตรียมตัวอย่าง และการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำนิ่งปลาทונה.....	58
2.2 การศึกษากระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทונהเข้มข้นโดยระบบการกรองด้วยเมมเบรน	59
2.3 การศึกษาการทำให้เข้มข้นโปรตีนน้ำนิ่งปลาทונהโดยการกรองด้วยเมมเบรนดำเนินการแบบกะ	61
2.4 การศึกษาเศรษฐศาสตร์วิศวกรรมของกระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทונהเข้มข้นโดยใช้นาโนฟิลเตรชัน	61
3. การวิเคราะห์ทางสถิติ	62
บทที่ 3	63
ผลและวิจารณ์ผลการทดลอง.....	63
1. สมบัติทางเคมีของน้ำนิ่งปลาทונה.....	63
2. ผลการศึกษากระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทונהเข้มข้นโดยการกรองด้วยเมมเบรน.....	64

สารบัญ(ต่อ)

	หน้า
2.1 ผลของขนาดรูพรุนเมมเบรน ความดันขับ และอัตราการไหลต่อฟลักซ์ของเพอมีเอทต่อประสิทธิภาพการกักกัน โปรตีน และการกักกันเกลือ.....	64
2.1.1 ผลของขนาดรูพรุนต่อการกักกัน โปรตีนและปริมาณเกลือ โดยใช้ UF และ NF	64
2.1.2 ผลของความดันขับและอัตราการไหล ต่อฟลักซ์เฉลี่ยการกักกัน โปรตีนและการกักกันเกลือ	67
2.2 การศึกษาการทำให้เข้มข้น โปรตีนน้ำนิ่งปลาทูน่าโดยการกรองด้วย ดำเนินการแบบกะ	73
2.2.1.ผลเวลา ความดันขับและ ความเร็วตามขวาง ต่อการเปลี่ยนแปลง ฟลักซ์ การกักกัน โปรตีน และการกักกันเกลือ ในการทำให้เข้มข้นแบบกะ.....	73
3. ผลของการศึกษาเศรษฐศาสตร์วิศวกรรม ของการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำ และเกลือก่อนกระบวนการระเหยโดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน.....	82
3.1 การออกแบบระบบการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือก่อนกระบวนการระเหย.....	82
3.2 การคำนวณต้นทุนการผลิต.....	86
บทที่ 4	92
สรุป	92
เอกสารอ้างอิง	93
ภาคผนวก	108
ประวัติผู้เขียน	115

รายการตาราง

ตารางที่	หน้า
1. Composition of tuna condensate.....	7
2. Retention of RO, NF and UF	12
3. Study of fouling and fouling mechanisms	19
4. Comparison the features of the membrane module	22
5. Cleaning agents: duty advantages and disadvantages.....	25
6. Membrane application for concentration and salt rejection.....	33
7. Membrane application in food industry	35
8. Concentration process by membrane filtration	36
9. A comparison of energy and degree of concentrate in different method of concentration.	37
10. Corn starch hydrolysate property	51
11. Process capacity	51
12. Microfiltration membrane property.	52
13. Operation system	52
14. Capital costs data for microfiltration system	53
15. Operating cost basis for microfiltration	53
16. Annual operating costs (\$) for microfiltration (MF)	55
17. Type, molecular weight cut of , flow rate and transmembrane pressure of module membrane.	60
18. Chemical properties of tuna condensate	63
19. Protein and salt rejection of tuna concentrated by UF, NF.....	67
20. COD, salt and protein rejection in permeate and retentate of tuna condensate concentration by batch concentration mode at VCF of 4.	81
21. NF specification	85
22. specification of NF system	86
23. Treatment plant cost of tuna cooking juice concentration	88
24. The product cost of tuna cooking juice concentrated (Baht/liter of product)	90

รายการภาพประกอบ

ภาพที่	หน้า
1. Flow diagram of tuna canned process.....	6
2. membrane process.....	13
3. Concentration polarization and cake formation.....	15
4. Diagram showing a decrease in flux due to concentration polarization and membrane fouling.....	16
5. (1) Hollow fiber membrane module (2) spiral wound module.....	23
6. (1) Tubular(externally supported)membrane module (2) tubular (self supported), membrane module (3) tubular (monolithic)membrane module.....	23
7. Process block diagram	45
8. Process Flow diagram.....	46
9. Layout or floor plan	47
10. Production cost	50
11. Effect of number of stages of the microfiltration plant on various capital cost.....	54
12. Nanofiltration pilot plant scale system	59
13. Average permeate flux of tuna condensate at various CFR and TMP under total recycle mode at temperature of 40 °C by Spiral wound of nanofiltration.....	71
14. Salt and protein rejection of tuna condensate as varying CFR and TMP under total recycle mode at temperature of 40 °C (R_s : salt rejection, R_p : protein rejection). ■ 500 L/h, ●600L/h, ◆700L/h, ▲ 800L/h.....	73
15. Permeate flux (J) and volume concentration factor (VCF) under batch concentration mode (CFR 800 L/h, TMP 10 bar and temp. of 40 °C)	75
16. Salt and protein rejection during nanofiltration of tuna cooking juice under batch concentration mode (CFR 800 L/h, TMP 10 bar and temp. of 40 °C).....	77

รายการภาพประกอบ(ต่อ)

ภาพที่	หน้า
17. Plot of protein concentration vs permeate flux under batch concentration mode 800 L/h, TMP 10 bar and temperature of 40 ° C.....	79
18. Mass blance of tuna cooking juice concentrated	81
19. Process block diagram of tuna cooking juice concentration.....	82
20. A Schematic of tuna cooking juice concentrated batch system	83
21. Layer or floor plan of tuna cooking juice concentration.	84

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ

bar	= บาร์
BSA	= โบวีนซีรัมอัลบูมิน (Bovine serum albumin)
CFR	= อัตราการไหล (L/h)
CP	= คอนเซนเตรชัน โพลาริเซชัน (Concentration polarization)
C_p	= ความเข้มข้นของตัวถูกละลายในเฟอมีเอท
C_R	= ความเข้มข้นของตัวถูกละลายในรีเทนเทท
g	= กรัม
h	= ชั่วโมง
J	= ค่าฟลักซ์ของเฟอมีเอท (permeate flux, $L/m^2 \cdot h$ หรือ $m^3/m^2 \cdot s$)
K	= สัมประสิทธิ์ของการเกิดฟาวลิง
kDa	= กิโลดาลตัน (kilodaltons)
L	= ความยาวของเมมเบรน (m)
L	= ลิตร (liter)
m	= เมตร
MF	= ไมโครฟิลเตรชัน (Microfiltration)
mg	= มิลลิกรัม (Milligram)
min	= นาที (Minutes)
ml	= มิลลิลิตร (Milliliter)
mm	= มิลลิเมตร (Millimeter)
MWCO	= Molecular weight cut off (Dalton)
m^2	= ตารางเมตร
NF	= นาโนฟิลเตรชัน (Nanofiltration)
OD	= การดูดกลืนแสง (Optical density)
pH	= พีเอช
P_{in}	= ความดันขาเข้า หรือความดันของสารป้อน (Pa)
P_{out}	= ความดันขาออก หรือความดันของรีเทนเทท (Pa)
Re	= เลขเรย์โนลด์ (Reynold number)

สัญลักษณ์คำย่อและตัวย่อ(ต่อ)

RO	=	รีเวอร์ส ออสโมซิส (Reverse osmosis)
t	=	เวลา (s)
TMP	=	ความดันขับ (Transmembrane pressure, bar)
UF	=	อัลตราฟิลเตรชัน (Ultrafiltration)
V	=	ปริมาตรของเพอมีเอท (m^3)
VCF	=	ค่าเฟคเตอร์ความเข้มข้นเชิงปริมาตร (Volume concentration factor)

บทที่ 1

บทนำ

บทนำต้นเรื่อง

อุตสาหกรรมอาหารทะเลบรรจุกระป๋อง เป็นอุตสาหกรรมการผลิตเพื่อการส่งออกที่สำคัญของไทย ในบรรดาอาหารบรรจุกระป๋องทั้งหมด ปลาทูน่าบรรจุกระป๋องนับเป็นผลิตภัณฑ์ที่มีความสำคัญโดยมีผลผลิตถึงร้อยละ 80 ของผลิตภัณฑ์อาหารทะเลบรรจุกระป๋อง (สังคิต จิตต์ละออง, 2539) ปัจจุบันอุตสาหกรรมแปรรูปปลาทูน่าบรรจุกระป๋องมีความก้าวหน้าอย่างไม่หยุดยั้งเนื่องจากผู้บริโภคให้ความสนใจด้านสุขภาพมากขึ้น จึงหันมาบริโภคปลา แทนการบริโภค เนื้อสุกร เนื้อวัว เนื้อไก่ อุตสาหกรรมแปรรูปปลาทูน่าบรรจุกระป๋องจึงเป็นอุตสาหกรรมหนึ่งที่สำคัญในประเทศไทย

กระบวนการแปรรูปปลาทูน่าบรรจุกระป๋องก่อให้เกิดวัสดุเศษเหลือ คือ วัสดุเศษเหลือที่เป็นของแข็ง ปริมาณร้อยละ 25-30 ของวัตถุดิบ ได้แก่ เครื่องในปลาทูน่า เศษเนื้อดำ เศษกระดูก หัวและหนังปลา อีกส่วนหนึ่ง คือ เศษวัสดุที่เป็นของเหลว ปริมาณร้อยละ 30-35 ของวัตถุดิบ ได้แก่ น้ำเลือด ปริมาณร้อยละ 7 น้ำนึ่งปลาทูน่าร้อยละ 10-14 และของเหลวอื่นๆ (Prasertsan *et al.*, 1993) น้ำนึ่งปลาทูน่ามีปริมาณสารอินทรีย์ต่างๆในปริมาณที่สูงโดยเฉพาะโปรตีนและไขมัน ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับชนิดและพันธุ์ของปลาที่ใช้ ได้แก่ เพศ อายุ ฤดูกาล การปฏิบัติหลังการจับ การเก็บรักษาและกระบวนการแปรรูป (Besedits and Nezer, 1982)

เทคโนโลยีการกรองโดยใช้เมมเบรนถือเป็นวิธีการหนึ่งที่เหมาะสมสำหรับการเก็บเกี่ยวโปรตีนที่ละลายได้และนำมาประยุกต์ใช้ในกระบวนการแปรรูปอาหารได้หลากหลาย เช่น สามารถนำมาใช้เพื่อทำให้เข้มข้น การแยก และการทำให้บริสุทธิ์ (Afonso and Borquez, 2002) เป็นต้น ดังนั้นงานวิจัยจึงเลือกการกรองด้วยเมมเบรนมาใช้เพื่อทำให้เข้มข้นน้ำนึ่งปลาทูน่าเปรียบเทียบกับทำให้เข้มข้นโดยวิธีดั้งเดิมโดยใช้การระเหย วิธีการดังกล่าวนี้เป็นวิธีการที่ต้องใช้พลังงานสูงกว่าในการทำระเหยให้ได้น้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้น และผลผลิตที่ได้มีคุณภาพต่ำ ไม่สามารถที่จะกำจัดเกลือออกไปได้ ทำให้ผลิตภัณฑ์มีปริมาณเกลือที่สูง ด้วยเหตุผลดังกล่าวการทำวิจัยจึงเลือกการทำให้เข้มข้นใช้นาโนฟิลเตรชัน ซึ่งสามารถทำให้เข้มข้นและสามารถลดปริมาณเกลือได้ และยังลดปริมาณน้ำก่อนกระบวนการทำระเหยได้อีกด้วย

การศึกษาเศรษฐศาสตร์วิศวกรรมและการศึกษาความเป็นไปได้เพื่อประเมินความ
เป็นไปได้ในการลงทุน ซึ่งวิธีการดังกล่าวสามารถทราบรายละเอียดของต้นทุนการดำเนินงาน การ
ออกแบบโรงงาน ระยะคืนทุน ในงานวิจัยครั้งนี้ ผู้วิจัยจึงสนใจศึกษาเพื่อนำมาพัฒนากระบวนการ
ผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นใช้นาโนฟิลเตรชัน ในการทำเข้มข้นก่อนนำน้ำนึ่งเข้มข้นไประเหย
กระบวนการระเหยรวมถึงวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์วิศวกรรม และความเป็นไปได้ทั้งหมดและ
ศึกษาระยะเวลาคืนทุนของลงทุนของกระบวนการผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นโดยใช้กระบวนการนา
โนฟิลเตรชัน

ตรวจเอกสาร

1. ปลาทูน่า

ปลาทูน่าจัดเป็นปลากระดูกแข็งและเป็นปลาผิวน้ำ ออกหากินกันเป็นฝูง เคลื่อนที่ว่องไว มีกล้ามเนื้อแข็งแรง อาศัยอยู่ตามบริเวณชายฝั่งและเขตนํ้าลึก กินอาหารประเภทแพลงก์ตอนบางพันธุ์กินเนื้อ เช่น ปลา ปลาหมึก กุ้ง เป็นอาหาร ปลาทูน่าจัดอยู่ในfamily Scombroidea วงศ์ Thunnidae ปลาทูน่ามีหลายสายพันธุ์นำมาแปรรูป ได้แก่ ปลาทูน่าพันธุ์โอแถบ (skipjack tuna, *ketsuwonus pelamis*) ปลาทูน่าพันธุ์ครีบลีอง (yellow tuna, *thunnus albacores*) ปลาทูน่าพันธุ์ครีบบาว (albacore tuna, *thunnus alalunga*) ปลาทูน่าพันธุ์โอลาย (eastern little tuna, *Euthymus affinis*) และปลาทูน่าพันธุ์โอค้ำ (longtail tuna, *Thunnus longgol*) (วิมล, 2528)

ปลาทูน่าจัดเป็นสัตว์น้ำที่มีความสำคัญในอุตสาหกรรมอาหาร เนื่องจากปลาทูน่าเป็นแหล่งโปรตีนอาหารที่สามารถทดแทนเนื้อสัตว์ประเภทอื่น มีราคาไม่แพง และให้คุณค่าทางโภชนาการสูง เช่น กรดอะมิโนที่จำเป็นต่อร่างกาย และกรดไขมันไม่อิ่มตัวสูงชนิดโอเมก้า-3 ซึ่งสามารถป้องกันและลดความเสี่ยงในการเป็นโรคต่างๆ เช่น โรคหัวใจ โรคความดันโลหิตสูง โรคไขข้ออักเสบ โรคมะเร็ง เป็นต้น นอกจากนี้ยังมีบทบาทในการพัฒนาสมอง โดยเฉพาะด้านความจำ และการเรียนรู้ การมองเห็น เป็นปลาที่มีไขมันต่ำ น้อยกว่าร้อยละ 5 แต่มีโปรตีนสูงมากกว่าร้อยละ 15 ปริมาณของไขมัน โปรตีน และสารอื่นๆ ในปลาทูน่ามีความแตกต่างกันตามสายพันธุ์ กล้ามเนื้อปลาทูน่าแบ่งออกเป็น 2 ชนิด คือ กล้ามเนื้อสีขาว (ordinary muscle) และกล้ามเนื้อสีดำ (dark muscle) โดยทั่วไปปลาทูน่ามีปริมาณกล้ามเนื้อสีดำมากกว่าร้อยละ 12 ของกล้ามเนื้อทั้งหมดซึ่งพบอยู่ตามเส้นข้างลำตัว (Suzuki, 1981)

ชนิดของปลาทูน่าที่พบในการแปรรูปปลาทูน่าบรรจุกระป๋องจากโรงงาน มีอยู่ด้วยกัน 5 ชนิด คือ Yellow fin Bigeye Albacore Skipjack Tonggol โรงงานจะผลิตปลาทูน่าบรรจุกระป๋องตามสายพันธุ์ในฤดูของแต่ละปี ปลาทูน่านำเข้ามาจากต่างประเทศ เช่น ในประเทศแถบมหาสมุทรอินเดีย มหาสมุทรแปซิฟิก และมหาสมุทรแอตแลนติกซึ่งมหาสมุทรดังกล่าวเป็นแหล่งที่อยู่ของปลาทูน่าสายพันธุ์ Bigeye และรองลงมาเป็นสายพันธุ์ Global Bigeye ทั้งสองสายพันธุ์ดังกล่าวเป็นที่ยอมรับ นิยมนำมาพัฒนาและนำมาแปรรูป (Hsin และคณะ, 2008) ส่วนปลาทูน่าชนิด Albacore เป็นปลาทูน่าในเขตนํ้าอุ่น กระจายตัวอย่างกว้างขวางในมหาสมุทรแอตแลนติกและทะเลเมดิเตอร์เรเนียน และจะอยู่ในทางตอนเหนือของสเปน (Chi และคณะ, 2002)

1.1 อุตสาหกรรมปลาทูน่า

ปลาทูน่ากระป๋องและผลิตภัณฑ์ทูน่า มียอดจำหน่ายปลาทูน่ากระป๋องเติบโตต่อเนื่อง ทั้งยอดจำหน่ายในประเทศ และการส่งออก อันเป็นผลจากการที่เป็นสินค้าอาหารพื้นฐานที่นิยมบริโภคทั่วไป ราคาไม่สูง และมีคุณค่าทางโภชนาการ ปริมาณการผลิตปลาทูน่ากระป๋อง มีแนวโน้มเพิ่มขึ้นจากความต้องการของตลาดยังขยายตัวต่อเนื่อง สอดคล้องกับปริมาณปลาทูน่าในตลาดโลกเพิ่มขึ้น และราคาปลาทูน่ามีแนวโน้มลดลง (สำนักบริหารการนำเข้าส่งออกสินค้าทั่วไป, 2552)

อีกทั้งได้รับการยอมรับและเป็นที่ยอมรับบริโภคในประเทศไทยและต่างประเทศ เดิมนั้นภาพลักษณ์ของสินค้าเป็นสินค้าทั่วไปๆ ราคาจะอยู่ในระดับสูงกว่าปลากระป๋องประเภทอื่นๆ แต่ปัจจุบันได้รับการยอมรับในฐานะที่เป็นสินค้าเพื่อสุขภาพ และมีคุณค่าทางโภชนาการสูง รวมทั้งการปรับรสชาติของปลาทูน่ากระป๋อง จากเดิมที่มีเพียงปลาทูน่าในน้ำมันและน้ำเกลือ มาเป็นสลัดทูน่า และปลาทูน่าปรุงรสด้วยเครื่องแกงที่เป็นที่รู้จักของคนไทย เช่น เฉ็ดหวาน แพนง มัสมัน เป็นต้น ซึ่งนับว่าเป็นการเพิ่มความหลากหลาย และเพิ่มโอกาสในการเลือกซื้อให้กับผู้บริโภค

ประเทศไทยเป็นประเทศผู้ผลิตและส่งออกปลาทูน่ากระป๋องอันดับหนึ่งของโลก ตลาดส่งออกปลาทูน่ากระป๋องอันดับหนึ่งคือ สหรัฐฯ มีสัดส่วนตลาดร้อยละ 19 ของการส่งออกปลาทูน่ากระป๋องทั้งหมด ทำให้มูลค่าการส่งออกปลาทูน่ากระป๋องมีแนวโน้มเพิ่มขึ้นร้อยละ 45.9-59.9 ต่อปี (สำนักบริหารการนำเข้าส่งออกสินค้าทั่วไป, 2552)

จากการเติบโตของโรงงานอุตสาหกรรมปลาทูน่ากระป๋อง ในประเทศไทย โดยเฉพาะในพื้นที่ภาคใต้มีจำนวนมากขึ้น ทำให้ปริมาณของเสียที่เกิดจากการแปรรูปปลาทูน่ากระป๋องเพิ่มสูงขึ้นตามลำดับ วิธีการดั้งเดิมในการกำจัดวัสดุเศษเหลือจากการแปรรูปอาหารทะเล เช่น การนำไปทิ้งทะเลซึ่งเป็นการสูญเสียสิ่งที่ควรนำมาใช้ประโยชน์ได้ อีกทั้งยังเป็นการเพิ่มต้นทุนแรงงานและพลังงานเนื่องจากต้องเสียค่าใช้จ่ายในการขนส่งไปทิ้ง ปัจจุบันจากสถานะเศรษฐกิจและปัญหาเรื่องมลภาวะ ทำให้มีการนำวัสดุเศษเหลือเหล่านี้มาใช้ให้เกิดประโยชน์ เพิ่มมูลค่าโดยการแปรรูปเป็นผลิตภัณฑ์อื่นๆ ที่มีค่ามากขึ้น (พูนสุข ประเสริฐสรรพ, 2542)

1.2 กระบวนการผลิตปลาทูน่าบรรจุกระป๋อง

การผลิตปลาทูน่าบรรจุกระป๋องในโรงงานอุตสาหกรรมนั้นจะมีวัสดุเศษเหลือออกมาทุกขั้นตอน ทั้งในรูปของแข็งและของเหลวซึ่งคิดเป็นร้อยละ 65 ของวัสดุดิบเริ่มต้น (Walha, 2009) กระบวนการผลิตปลาทูน่าบรรจุกระป๋อง มีขั้นตอนมีดังต่อไปนี้ (Soderquist *et al.*, 1970)

(1) ปลาที่ผ่านการแช่แข็ง (Frozen fish) ถูกนำมาละลาย วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่ เลือด ไขมัน เมือกและน้ำ

(2) การเตรียมวัสดุดิบ (Butchuring) นำปลามาผ่าท้อง ควักเครื่องในออก วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่น้ำ เครื่องในปลา เลือด เมือกและไขมัน

(3) การนึ่งปลา (Pre-cooking) เป็นขั้นตอนการทำให้ปลาสุก ก่อนนำไปแปรรูปมีจุดมุ่งหมายเพื่อไล่น้ำออกจากตัวปลา ทำให้แยกเนื้อออกจากกระดูกได้ง่ายและช่วยลดปริมาณจุลินทรีย์ก่อนการแปรรูป วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่ น้ำนึ่งปลา (Condensate) เป็นน้ำที่ออกจากโปรตีนกลั่นเนื้อปลาจึงมีปริมาณสารอินทรีย์สูง

(4) การทำให้เย็น (Cooling) ทำโดยการฉีดพ่นน้ำเป็นฝอยหลังจากปลาออกจากหม้อนึ่ง เพื่อให้ปลาเย็นลงอย่างรวดเร็วและยังช่วยให้ปลามีน้ำหนักดีขึ้น วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่น้ำและน้ำมัน

(5) การทำความสะอาดและตกแต่ง (Cleaning) เป็นการเตรียมเนื้อปลาก่อนบรรจุเริ่มจากเอาส่วนหัวออก ขูดหนัง แยกเนื้อปลาออกจากกระดูกและขูดเนื้อดำ (Dark meat) วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่หัวปลา หนังปลา กระดูกปลาและเนื้อดำ

(6) การบรรจุ (Packing) นำชิ้นปลาที่ทำความสะอาดและตกแต่งมาตัดให้มีขนาดพอเหมาะกับกระป๋องที่จะนำมาบรรจุ วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่ เนื้อปลาชิ้นเล็กๆ (Flake)

(7) การเติมสารที่ใช้บรรจุหรือปรุงรส (Filling) วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ขึ้นอยู่กับสารที่ใช้บรรจุเช่น น้ำ น้ำมัน และน้ำเกลือ เป็นต้น

(8) การปิดฝา (Sealing)

(9) การล้างกระป๋อง (Washing cans) วัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่น้ำและน้ำมัน

(10) การฆ่าเชื้อ (Retorting) มีจุดประสงค์เพื่อทำลายจุลินทรีย์และทำให้ผลิตภัณฑ์บริโภคได้ทันที อาจใช้น้ำหรือลมทำให้กระป๋องเย็น กรณีใช้น้ำวัสดุเศษเหลือจากขั้นตอนนี้ได้แก่น้ำ ซึ่งวัสดุเหลือจากโรงงานอุตสาหกรรมอาหารทะเล พบว่าการแปรรูปปลาทูน่ากระป๋องใช้วัสดุดิบสูงถึง 135 ตันต่อวัน จากจำนวนโรงงานแปรรูปปลาทูน่าในเขตจังหวัดสงขลา 4 โรงงาน โดยเฉลี่ย ร้อยละ 35 ที่เหลือเป็นเศษวัสดุ แบ่งออกเป็น 2 ส่วนคือ วัสดุเศษเหลือที่เป็นของแข็ง พบว่าปริมาณร้อยละ 25-30 ของวัสดุดิบ เป็นเศษกระดูก หัว และหนังปลาร้อยละ 20-24 และเศษเนื้อปลาทูน่าที่มีขนาด

เล็กน้อยอยู่ ส่วนวัสดุเศษเหลือที่เป็นของเหลว มีปริมาณ ร้อยละ 30-35 ส่วนใหญ่ในโรงงานแปรรูป จะไม่นำมาใช้ประโยชน์ โดยเป็นน้ำเล็คร้อยละ 7 น้ำนึ่งปลาหรือน้ำร้อยละ 10-14 ซึ่งในน้ำนึ่งปลานำมีที่สำคัญ อาจนำมาใช้ประโยชน์ได้ เช่น โปรตีน ไขมัน เอนไซม์และวิตามิน (Prasertsan และคณะ, 1988)

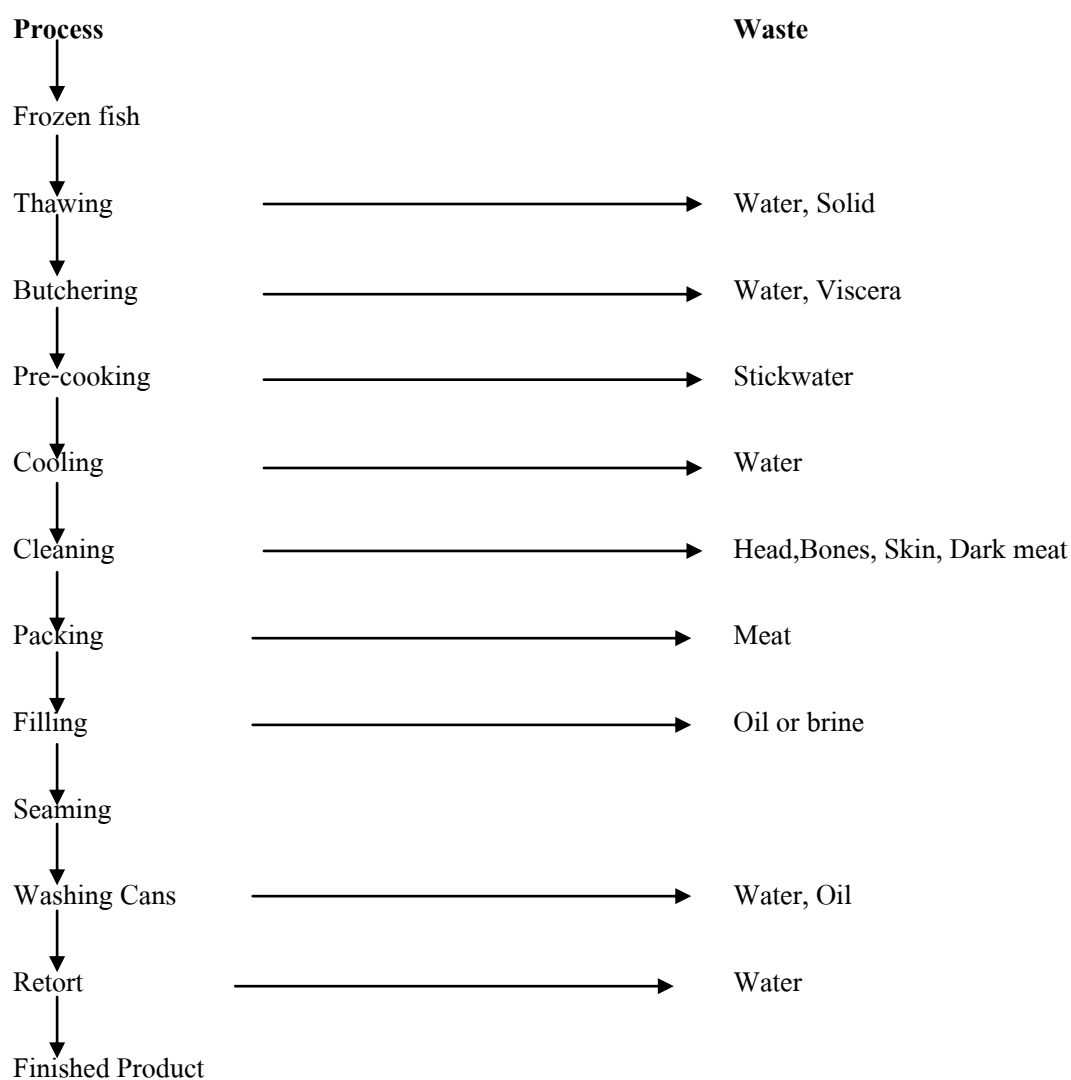


Figure 1. Flow diagram of tuna canned process

ที่มา : Soderquist *et al.*, (1970)

1.3 น้ำนึ่งปลาทูน่า

น้ำนึ่งปลาทูน่า เป็นของเสียที่เกิดขึ้นในขั้นตอนการทำให้สุกในระยะเริ่มต้น (pre-cooking) ของกระบวนการผลิตปลาทูน่าบรรจุกระป๋อง ซึ่งให้ความร้อนโดยใช้ไอน้ำ ไอน้ำจะไปทำให้น้ำสารประกอบพวกโปรตีนที่ละลายน้ำ เช่น เจลาติน จากตัวปลาไขมัน มีลักษณะเป็นสีน้ำตาลอ่อนถึงน้ำตาลเข้ม มีความข้นหนืด มีกลิ่นคาวจัด และมีชิ้นไขมันลอยอยู่บริเวณผิวหน้า (ประพน ดลกิจ และสัจจิต แสงกล้า, 2535) น้ำนึ่งปลาทูน่ามีสมบัติทางเคมี ดังตารางที่ 1

Table 1. Composition of tuna condensate

Composition					
pH	COD (mg/L)	Protein (%)	Total solid (mg/L)	Salt (mg/L)	แหล่งอ้างอิง
5.91	19,000	3.75	-	-	Walha และคณะ (2009)
4.15	-	-	-	-	Hsu และคณะ (2009)
6.09	66,573	5.63	-	-	ชุตินุช สุจิริต (2540)
6.07	49,476	4.70	82,800	2,100-2,800	อัญชลี สาระโบกและ อริญ หันพงศ์กิตติกุล (2542)
6.07	73,617 5,942	± 4.15	68,450 ± 15,166	-	มาริสตา จากุพรพิพัฒน์ (2537)

จากตารางที่ 1 พบว่าน้ำนึ่งปลาทูน่ามีปริมาณโปรตีน ของแข็งทั้งหมด นอกจากนี้ในน้ำนึ่งปลาทูน่ามี COD ปริมาณสูงมาก ดังนั้นหากปล่อยน้ำนึ่งปลาสูงสู่สิ่งแวดล้อมก็จะก่อให้เกิดปัญหาต่อสิ่งแวดล้อมและสูญเสียโปรตีนที่เป็นประโยชน์ซึ่งสามารถที่จะนำกลับมาใช้ประโยชน์ได้ โดยทั่วไปโรงงานผลิตปลาทูน่าบรรจุกระป๋องจะมีน้ำนึ่งปลา จากกระบวนการนึ่งปลาปริมาณสูงและมีองค์ประกอบเป็นสารอินทรีย์ที่เป็นประโยชน์ (Walha *et al.*, 2009) โดยเฉพาะน้ำนึ่งปลาที่ออกมาจากตัวปลา โปรตีนในน้ำนึ่งปลาทูน่าเป็นโปรตีนที่พบในสัตว์น้ำประกอบด้วยโปรตีนซาร์โคพลาสซึมและโปรตีนไมโอไฟบริลล่า โดยทั่วไปสัตว์น้ำประกอบด้วยโปรตีนไมโอไฟบริลร้อยละ 70-80 โปรตีนชนิดนี้มีบทบาทสำคัญต่อการยึดหดของกล้ามเนื้อ การอุ้มน้ำของเนื้อและความสามารถในการเกิดเจล (Gelation) ประกอบด้วย แอคติน (Actin) น้ำหนักโมเลกุล 42-48 kDa ไมโอซิน (Myosin) น้ำหนักโมเลกุล 480 kDa และ โทรโปนิน น้ำหนักโมเลกุล 17-40 kDa

(สุทธวัฒน์ เบญจกุล , 2548) ส่วนโปรตีนซาร์โคพลาสซึมประมาณร้อยละ 30 ของโปรตีนทั้งหมดในกล้ามเนื้อสัตว์น้ำ โดยพบในซาร์โคพลาสซึม (Sarcoplasm) พบปริมาณสูงในปลาผิวน้ำเช่น ซาร์ดีน ทูน่า Huidobro และคณะ (1998)

1.4 การใช้ประโยชน์จากน้ำนิ่งปลาทูน่า

วัสดุเศษเหลือจากโรงงานปลาทูน่าบรรจุกระป๋อง สามารถนำมาแปรรูปเป็นผลิตภัณฑ์ได้หลายประเภท (กระทรวงอุตสาหกรรม, 2534) ได้แก่

1.4.1 น้ำสกัดเข้มข้นจากปลา เป็นผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการนำน้ำนิ่งปลาทูน่ามาย่อยด้วย เอนไซม์โปรติเอส ได้ผลผลิตเป็นเปปไทด์สายสั้นและกรดอะมิโน ทำให้ผลิตภัณฑ์ที่ได้มีสมบัติการละลายดี มีคุณค่าทางโภชนาการสูง เมื่อนำมาทำให้อยู่ในรูปเข้มข้น สามารถไปใช้เป็นสารปรุงแต่งกลิ่นรสหรือซอสปรุงรส

1.4.2 น้ำมันปลา น้ำมันปลาสามารถแยกได้จากส่วนของเครื่องใน และของเหลวจากตัวปลา ในขั้นตอนของการให้ความร้อน โดยใช้เป็นน้ำมันบริโภค ใช้ในอุตสาหกรรมยา เครื่องสำอาง อาหารสัตว์ อุตสาหกรรมฟอกหนังเพื่อทำให้น้ำมันนุ่ม ใช้ในการทำหมึกพิมพ์เพื่อช่วยให้หมึกติดทน ใช้ในโรงงานอุตสาหกรรมผงซักฟอกเพื่อให้ความคงตัวของสีและสะดวกต่อการทำความสะอาด นอกจากนี้ยังใช้ในอุตสาหกรรมหล่อลื่น และอุตสาหกรรมสีทาเรือ เป็นต้น

1.4.3 แหล่งอาหารสำหรับเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ น้ำนิ่งปลาทูน่าสามารถใช้เป็นแหล่งอาหารเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์เพื่อการผลิตโปรตีนเซลล์เดียว

มีการศึกษาทดลองเลี้ยงเชื้อ *Rhodocyclus gelatinosus* R7 ในน้ำนิ่งปลาทูน่าโดยที่เจือจางด้วยน้ำต้มกึ่ง 10 เท่า ภายใต้สภาวะไร้อากาศ-มีแสง (สุวิทย์ สุวรรณโณ, 2535) มีปริมาณของซีโอดีที่เหมาะสมต่อการเจริญของเชื้อได้เป็นอย่างดี เนื่องจากในน้ำนิ่งปลาทูน่ามีสารอาหารที่เหมาะสมสำหรับการเลี้ยงเชื้อ (รพีพร แสงศรี, 2539)

สุวิทย์ สุวรรณโณ(2539) นำน้ำนิ่งปลาทูน่าไปใช้เพื่อเลี้ยง *C.tropicalis* TISTR 5136 สามารถลดค่าซีโอดีได้ร้อยละ 84 ในเวลา 3 วัน เป็นการนำวัสดุเศษเหลือโรงงานมาใช้ให้เกิดประโยชน์

การผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้นจากโรงงานอุตสาหกรรมปลาทูน่ากระป๋อง ซึ่งมีน้ำนิ่งปลาทูน่าไม่ต่ำกว่า 20,000 ลิตรต่อวัน เมื่อนำมาผ่านกระบวนการระเหยได้ผลิตภัณฑ์น้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้นเป็นการเพิ่มมูลค่าของวัสดุเศษเหลือจากโรงงานได้มาก

2. เทคโนโลยีเมมเบรนในการทำเข้มข้น

2.1 การกรองด้วยเมมเบรน (Membrane Filtration)

เทคโนโลยีการกรองโดยใช้เมมเบรนถือเป็นวิธีการหนึ่งที่น่ามาใช้เพื่อการเก็บเกี่ยวโปรตีน และนำมาใช้เพื่อทำให้เข้มข้น (Concentration) การแยกส่วน (Fractionation) และการทำให้บริสุทธิ์ (Purification) (Afonso and Borquez, 2002) เนื่องจากเป็นกระบวนการที่ไม่ใช้ความร้อนและสารเคมี จึงไม่ทำให้โปรตีนเสียสภาพ สามารถนำไปใช้ได้ในการบวนการผลิตอาหารและมีการกำลังการผลิตสูง โดยอาศัยแรงขับเคลื่อนที่ทำให้สารไหลผ่านเมมเบรนและเกิดการแยก เช่น ผลต่างของความเข้มข้น หรือผลต่างของความดัน ที่สำคัญต้องมีคุณสมบัติในการเลือกผ่านสารหนึ่งมากกว่าสารอื่น (Semi-permeable) (รัตนา จิระรัตนานนท์, 2541) เทคโนโลยีการกรองด้วยเมมเบรนมีศักยภาพสูงในการบำบัดน้ำเสีย นอกจากนี้ยังสามารถนำมาใช้เพื่อเพิ่มมูลค่าของผลิตภัณฑ์อาหารได้ (Afonso and Borquez, 2002)

2.2 ชนิดของเมมเบรน

Mulder (1993) แบ่งชนิดของเมมเบรนตามขนาดรูพรุนเป็นชนิดมีรูและไม่มีรูพรุน ซึ่งมีรายละเอียดดังนี้

2.2.1. เมมเบรนแบบมีรูพรุน (porous membranes) พิจารณาขนาดรูพรุนซึ่งหมายถึงขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของรูหรือความกว้างของช่องเปิด โดย IUPAC (International Union of Pure and Applied Chemistry 1985) แบ่งช่วงของขนาดรูออกเป็น 3กลุ่ม ดังนี้

2.2.1.1 Macropores คือ กลุ่มเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนใหญ่กว่า 50 นาโนเมตร นำไปใช้ในการกระบวนการไมโครฟิลเตรชัน

2.2.1.2 Mesopores คือ กลุ่มเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนอยู่ในช่วง 2-50 นาโนเมตร นำไปใช้ในการกระบวนการอัลตราฟิลเตรชัน

2.2.1.3 Micropores คือ กลุ่มเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนเล็กกว่า 2 นาโนเมตร นำไปใช้ในการกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน และออสโมซิสผันกลับ

2.1.2 เมมเบรนแบบไม่มีรูพรุน (non-porous membranes) หรือเมมเบรนแบบแน่น (dense membrane) ใช้ในการบวนการแยกก๊าซ (gas separation) เพอเวพอเรชัน (pervaporation) ไดอะไลซิส (dialysis) และอิเล็กโตรไดอะไลซิส (electrodialysis)

2.3 คุณสมบัติของเมมเบรน

คุณสมบัติของเมมเบรนเป็นข้อมูลสำคัญที่ผู้ใช้จะต้องทราบเพื่อเลือกเมมเบรนให้เหมาะสมกับการประยุกต์ใช้ การเลือกใช้เมมเบรนให้เหมาะสมกับสารป้อนและสภาวะการดำเนินการผลิตเป็นปัจจัยสำคัญที่จะทำให้การใช้เทคโนโลยีเมมเบรนเป็นไปอย่างมีประสิทธิภาพ (Cheryan, 1998)

2.3.1. ลักษณะผิวหน้าเมมเบรน (Surface topography) กล่าวคือ หากผิวหน้าเมมเบรนมีลักษณะราบเรียบ การสะสมของอนุภาคที่ผิวหน้าก็จะมึน้อย ในทางตรงกันข้าม หากเมมเบรนมีลักษณะผิวหน้าที่ขรุขระไม่สม่ำเสมอ อาจจะทำให้ตัวถูกละลายสะสมหรือหลุดออกจากพื้นผิวได้ยากทำให้โอกาสการเกิดฟางลิ่ง (Fouling) ได้ง่าย

2.3.2. ขนาดรูพรุน (pore size) ขนาดรูพรุนส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทและค่ากักกัน โดยเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนขนาดใหญ่จะมีค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทในช่วงแรกสูงกว่าเมมเบรนที่มีรูพรุนขนาดเล็ก แต่เมื่อกรองไปได้สักระยะหนึ่งค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทจะลดลงอย่างรวดเร็วทั้งนี้เนื่องมาจากมีอนุภาคมาปิดหรือสะสมภายในรูพรุนส่งผลให้พื้นที่รูพรุนลดลง

2.3.3. คุณสมบัติการชอบน้ำ (hydrophilicity) และความไม่ชอบน้ำ (hydrophobicity) โดยทั่วไปเมมเบรนที่เหมาะสมกับสารป้อนประเภทอาหารซึ่งส่วนใหญ่มีโปรตีนเป็นองค์ประกอบอยู่ไม่มากนักน้อย เมมเบรนที่จะเลือกใช้ควรมีคุณสมบัติชอบน้ำทั้งนี้เพื่อลดฟาวลิ่งที่เกิดจากการดูดซับโปรตีนทั้งที่ผิวเมมเบรน ทั้งในรูพรุนและบนผนังรูพรุนของเมมเบรน ซึ่งส่งผลต่อค่าฟลักซ์ของเพอมีเอท ความสามารถในการแยก ตลอดจนการกำจัดด้วยวิธีการล้าง

2.3.4. ประจุของเมมเบรน (charge on membrane) โดยทั่วไปเมมเบรนมีพื้นผิวที่มีประจุเป็นลบและเมมเบรนบางชนิดมีประจุที่เปลี่ยนแปลงตาม pH ซึ่งจะส่งผลให้เกิดแรงดึงดูดอนุภาคที่มีประจุบวกและแรงผลักรับอนุภาคที่เป็นลบ ซึ่งจะส่งผลต่อค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทและค่าการกักกัน

2.4. รูปแบบของกระบวนการกรองโดยใช้เมมเบรน

2.4.1. ระบบการทำงานแบบกะ (batch system)

กระบวนการแบบกะเป็นกระบวนการที่ง่ายและใช้พื้นที่น้อยในการทำความเข้มข้นในระยะเวลาหนึ่งๆ ซึ่งสารที่ต้องการแยกจะไหลวนอยู่ในระบบค่อนข้างนาน

กระบวนการแบบกะจะมีการวนกลับของรีเทนเททแบบกลับสู่ถังป้อนทั้งหมด (total recycle) โดยใช้ปั๊มในการป้อนสารละลายเข้าสู่ระบบและมีการไหลของสารละลายแบบขวาง ซึ่งระบบแบบกะนี้ใช้ความดันต่ำ และความดันจะลดลงเรื่อยๆตามระยะทางการไหลที่มากขึ้น

การพัฒนากระบวนการเพื่อให้ค่าความแตกต่างของความดันมากขึ้น และเป็นการแก้ปัญหาการลดลงของความดันในระหว่างการดำเนินระบบ จึงมีการป้อนรีเทนเททกลับเพียงบางส่วน (partial recycle) โดยที่ความเข้มข้นในถังจะขึ้นอยู่กับเวลา จากผลของปรากฏการณ์คอนเซนเตรชัน โพลาริเซชัน ฟลักซ์ของเพอมีเอทมีค่าลดลงเมื่อความเข้มข้นเพิ่มขึ้น (Valentas *et al*, 1997)

2.4.2. ระบบการทำงานแบบต่อเนื่อง (continuous system)

ระบบการทำงานแบบต่อเนื่องมีอัตราการผลิตสูงเพราะสามารถนำหน่วยอุปกรณ์มาต่อกันเพื่อขยายขนาดการผลิตได้ และยังใช้แรงงานต่ำ แต่ต้องมีการควบคุมระบบที่เหมาะสม ดังนั้นระบบอุตสาหกรรมส่วนใหญ่จึงมีการผลิตในระบบต่อเนื่อง การทำงานแบบต่อเนื่องจะมีการดำเนินการ 2 รูปแบบ คือ การดำเนินการแบบต่อเนื่องที่ใช้อุปกรณ์ตัวเดียว ซึ่งเป็นการไหลผ่านครั้งเดียว ซึ่งหมายถึงการผ่านเมมเบรนออกเป็นเพอมีเอทและรีเทนเทท โดยไม่มีการวนกลับ ปริมาตรของสารป้อนจึงลดลงกับระยะทางที่สารป้อนไหลผ่าน และมีความเข้มข้นเพิ่มขึ้น เป็นระบบต่อเนื่องแบบมีการวนกลับ (recirculation) โดยทั่วไปการดำเนินการแบบต่อเนื่องนิยมทำหลายขั้นตอนเพราะประหยัดกว่า ความเข้มข้นในแต่ละขั้นตอนสูงขึ้น แต่ฟลักซ์ของเพอมีเอทจะลดลงเมื่อผ่านในแต่ละขั้นตอน (รัตนจิระรัตนานนท์, 2541)

2.4.3. ระบบไดอะฟิลเตรชัน (diafiltration system)

ไดอะฟิลเตรชันเป็นรูปแบบหนึ่งในกระบวนการกรองซึ่งในขณะที่ดำเนินการมีการเติมน้ำหรือสารละลายบัฟเฟอร์ เข้าไปในสารป้อนเพื่อทดแทนเพอมีเอทที่ถูกแยกออกไป (Sheth *et al*, 2003)

2.5 กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน (Nanofiltration)

เป็นกระบวนการที่มีหลักการเหมือนออสโมซิสผันกลับใช้สำหรับแยกสารที่มีน้ำหนักโมเลกุลต่ำ (molecular weights, MW) อยู่ในช่วง 200-1000 Da เช่น NaCl อนินทรีย์ สารอินทรีย์ เช่น น้ำตาล กลูโคส ซูโครส กรดอินทรีย์ และสารอินทรีย์ที่เจือปนในน้ำทิ้ง เมมเบรนที่ใช้ในนาโนฟิลเตรชันส่วนใหญ่เป็นเมมเบรนเชิงประกอบที่มีขนาดรูพรุนประมาณ 1.5-2.5 nm และช่วงความดันที่ใช้ในการดำเนินการประมาณ 10-34 bar ซึ่งสูงกว่ากระบวนการอัลตราฟิลเตรชัน (2-10 bar) และต่ำกว่าออสโมซิสผันกลับมาก (Yacubowicz and Yacubowicz, 2005) (ตารางที่ 2) เปรียบเทียบค่าการกักกันของสารชนิดต่างๆจากเมมเบรน 3 ชนิด คือ ออสโมซิสผันกลับ นาโนฟิลเตรชัน และ อัลตราฟิลเตรชัน โดย Loose reverse osmosis (Loose RO) ในตารางที่ 2 คือ

เมมเบรนออสโมซิสผันกลับที่ไม่ยอมให้อิออน NaCl ทุกชนิดผ่านแต่มีค่ากักกันน้อยกว่าเมมเบรนออสโมซิสผันกลับปกติในขณะที่สามารถสังเกตได้ว่าเมมเบรนนาโนฟิลเตรชัน ไม่สามารถกักกันไอออนวาเลนซ์หนึ่งได้ (monovalent)

Table 2. Retention of RO, NF and UF

Species	RO	Loose RO	NF	UF
NaCl	99%	70-95%	0-50%	0%
Na ₂ SO ₄	99%	80-95%	99%	0%
CaCl ₂	99%	80-95%	0-60%	0%
MgSO ₄	>99%	95-98%	>99%	0%
H ₂ SO ₄	99%	80-90%	0%	0%
HCl	99%	70-85%	0%	0%
Fructose	>99%	99%	>99%	0%
Sucrose	>99%	99%	>99%	0%
Protein	99.99%	99.99%	99.99%	99%
Viruses	99.99%	99.99%	99.99%	99%
Bacteria	99.99%	99.99%	99.99%	99%

นาโนฟิลเตรชัน(NF) เป็นกระบวนการใช้เยื่อกรองที่ประกอบด้วยโมเลกุลของสารขนาดเล็กประมาณ 2-5 นาโนเมตรโดยการแพร่ผ่านเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนเล็ก ด้วยการแพร่ผ่านรูพรุน โมเลกุลเล็กบางชนิด เช่น สารให้กลิ่นรส น้ำตาลโมเลกุลเดี่ยว กรดอะมิโน สามารถแพร่ผ่านเมมเบรน ขึ้นอยู่กับประจุและคุณสมบัติเมมเบรนสภาวะ สามารถแพร่/เมมเบรน NF จึงเหมาะสมที่จะแยกอิออนเดี่ยวออกจากสารละลายที่มีตัวถูกละลายเป็นสาร โมเลกุลเล็ก (Baker, 2000)

นาโนฟิลเตรชัน จะทำการป้อนสารละลายเข้าสู่ระบบภายใต้ความดันสูงเป็นแรงดันขับ(driving force) ซึ่งเรียกความดันสูงเป็นแรงดันขับ นั้นว่า Trans membrane pressure (TMP) เมมเบรนมีสมบัติการเลือกผ่านและคัดเลือก (seiving) ของ โมเลกุลสารป้อน ส่วนที่ผ่านของเมมเบรนเรียกว่า เพอมีเอท (permeate) ส่วนที่ถูกกักกันบนเมมเบรนเรียกว่า รีเทนเตท (retentate) (ดังภาพที่ 2)ความสามารถการกักกันบอกขนาดของรูพรุนของเมมเบรนในเทอมของ Molecular Weight Cut-Off (MWCO) หมายถึง โมเลกุลที่น้ำหนักหรือขนาดใหญ่กว่าขนาดของ MWCO ของเมมเบรนจะไม่สามารถเคลื่อนที่จะผ่านเมมเบรนไปได้ มากกว่าร้อยละ 90 ได้ เช่นเมมเบรนมีกลไก

การแยกสารของนาโนฟิลเตรชันเกิดจากการยอมให้ตัวถูกละลายที่มีขนาดเล็กซึมผ่านรูพรุนของเมมเบรน (Winston Ho and Sirkar, 1992)

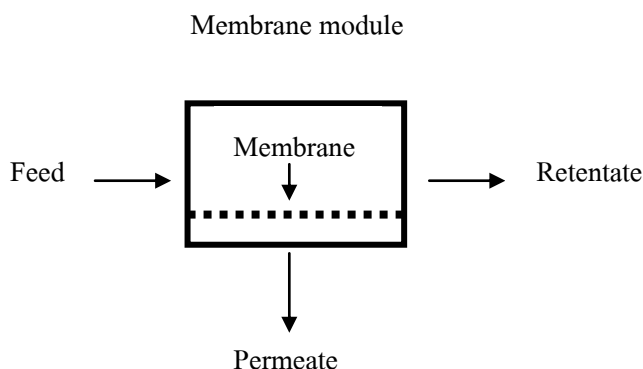


Figure 2. membrane process

ที่มา: Barker (2000)

2.6 ข้อดีของกระบวนการกรองด้วยเมมเบรน

2.6.1 เป็นกระบวนการการแยกตามขนาดโมเลกุล (หรือรูปร่าง ชนิดของประจุ) ซึ่งสามารถทำให้ดำเนินการที่อุณหภูมิปกติ จึงเหมาะสมสำหรับการแยกสารที่อาจเสื่อมสภาพเพราะความร้อนได้ (รัตนา จิระรัตนานนท์, 2541)

2.6.2 กระบวนการกรองด้วยเมมเบรนส่วนใหญ่ใช้พลังงานค่อนข้างต่ำ เพราะสามารถแยกได้โดยไม่ต้องเปลี่ยนเฟส เช่น กระบวนการแยกเกลือจากน้ำกร่อยหรือน้ำทะเล ถ้าใช้ออสโมซิสแบบผันกลับจะมีข้อได้เปรียบทางด้านพลังงานที่ต้องการต่ำกว่าการกลั่นหรือการต้มระเหย

2.6.3 ไม่ก่อให้เกิดของเหลือทิ้งเพราะผลิตภัณฑ์ที่แยกได้สามารถใช้ประโยชน์ได้ทั้งส่วนเพอมีเอท และรีเทนเทท ตัวอย่างเช่น การผลิตน้ำสะอาดจากน้ำทะเล ได้เพอมีเอท คือ น้ำจืด ส่วนสารละลายเกลือเข้มข้นสามารถนำไปต้มระเหย ตกผลึก เพื่อผลิตเกลือ หรือในการบำบัดน้ำทิ้งบางชนิดได้น้ำสะอาดกลับไปใช้ในกระบวนการ และได้ผลิตภัณฑ์เข้มข้นซึ่งใช้ประโยชน์ต่อไปได้

2.6.4 สามารถขยายขนาดจากระดับต้นแบบให้เป็นระดับอุตสาหกรรมได้ไม่ยาก เนื่องจากเมมเบรนมีลักษณะเป็นชุด (Modular) หรือหน่วย และสามารถนำหน่วยย่อยๆ มาต่อกันเพื่อเพิ่มพื้นที่ในการแยก

2.6.5 สามารถดำเนินการแบบกะ (Batch) หรือแบบต่อเนื่อง (Continuous) ตลอดจนถึงติดตั้งระบบควบคุมการทำงานอัตโนมัติได้ไม่ยาก

2.6.6 มีขนาดกะทัดรัดไม่เปลืองพื้นที่เพราะชุดอุปกรณ์มีการออกแบบให้มีพื้นที่ในการกรองต่อหน่วยปริมาตรของอุปกรณ์สูง

ในอุตสาหกรรมเครื่องดื่มไวน์ จะเป็นตัวหลักที่เป็นกลิ่นที่เป็นกลิ่นธรรมชาติ ถ้า จะทำการผลิตหลังจากการเก็บเกี่ยวไวน์ โดยทันทีที่จะได้รับการรักษาไวน์โดยวิธีการดั้งเดิม และทำ เหม้ขึ้นโดยการระเหยซึ่งจะต้องใช้พลังงานสูงมาก วิธีการที่ทันสมัยมากขึ้นที่จะทำเหม้ขึ้นไวน์อ่อนๆ คือการใช้เทคโนโลยีกรองด้วยเมมเบรน ซึ่งจะทำการที่อุณหภูมิต่ำ ส่งผลให้รักษาสภาพของวิตามินและ สารหอมระเหย ที่สำคัญมีราคาไม่สูงนักเมื่อเทียบกับกระบวนการทำระเหย (Kiss, 2004)

2.7 ข้อจำกัดของกระบวนการกรองด้วยเมมเบรน

การกรองด้วยเมมเบรนจะมีข้อดีหลายประการแต่มีข้อจำกัดในการใช้งาน ข้อจำกัด เหล่านี้ได้แก่ (Donnelly *et al.*, 1998; รัตนา จิระรัตนานนท์, 2541)

2.7.1 ความคงตัวของเมมเบรน ส่วนใหญ่เมมเบรนที่ผลิตจากโพลีเมอร์มีความคงตัวจำกัด เช่น เซลลูโลส (Cellulosics) คงตัวช่วงพีเอช 4-8 ส่วนโพลีซัลโฟน (Polysulfone) สามารถใช้งาน ในช่วงความกว้างกว่า คือพีเอช 1-13 นอกจากนี้อุณหภูมิก็มีผลต่อเมมเบรน ในปัจจุบันมีการพัฒนา เมมเบรนโพลีเมอร์ที่ทนอุณหภูมิได้สูง 60-80 องศาเซลเซียส

เมมเบรนบางชนิดไม่ทนต่อคลอรีนหรือตัวทำละลายอินทรีย์ ส่วนเมมเบรนที่ทำ จากเซรามิกส์ (Ceramics) มีความคงตัวต่ออุณหภูมิและสารเคมีดีมากสามารถฆ่าเชื้อด้วยไอน้ำได้ ทนต่อจุลินทรีย์ แต่ความสามารถในการแยกสารด้อยกว่าเมมเบรนที่ทำจากโพลีเมอร์ การพัฒนายัง ก่อนข้างจำกัดและราคาแพง

2.7.2 คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน (Concentration polarization) หมายถึงปรากฏการณ์ คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน เป็นปรากฏการณ์สำคัญที่ทำให้กระบวนการ อัลตราฟิลเตรชันมีค่า พลั๊กซ์ลดลง และอาจเปลี่ยนแปลงค่าการกักกันสารของกระบวนการส่งผลให้สมรรถนะของ กระบวนการลดลง

เป็นปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นจากการสะสมของสารตัวถูกละลายบริเวณผิวหน้าของ เมมเบรน (Ilias, 2002) และปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันและฟาว์ลิง อาจอธิบายได้ใน เทอมของฟาว์ลิงที่สามารถผันกลับได้ จะเกิดขึ้นเมื่อตัวถูกละลายที่มีขนาดโมเลกุลต่างๆ กันถูกพาสู่ ผิวหน้าเมมเบรน ตัวถูกละลายขนาดใหญ่ที่ไม่สามารถผ่านเข้าไปในรูพรุนของเมมเบรนจะถูกสะสม บนผิวเมมเบรน ทำให้ความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่บริเวณใกล้ผิวเมมเบรนสูงกว่าบริเวณ ไกลเคียง ตัวถูกละลายที่บริเวณใกล้ผิวเมมเบรน จึงเกิดการแพร่กลับ (back diffusion) ไปยังบริเวณ ไกลเคียง หากความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่บริเวณใกล้ผิวเมมเบรนสูงถึงขีดจำกัดการแพร่กลับ ของสารนั้นๆ ตัวถูกละลายอาจเกิดลักษณะคล้ายเจลหรือชั้นเค้ก (cake layer) ที่บริเวณใกล้ผิวหน้า เมมเบรน ชั้นเจลหรือเค้กที่เกิดขึ้นครอบคลุมผิวเมมเบรนเป็นเมมเบรน ทำให้ความต้านทานของการ

ไหลของตัวถูกละลายสูงขึ้น ฟลักซ์ของสารละลายลดลง และอาจส่งผลให้คุณสมบัติของการกักกันสารของเมมเบรนเปลี่ยนแปลงไป ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับคุณสมบัติทางเคมีกายภาพของชั้นเคลือบที่เกิดขึ้น ถ้าตัวถูกละลายขนาดเล็กสามารถเคลื่อนที่ในชั้นเคลือบได้เร็วกว่าเมมเบรนเดิม การเกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันของตัวถูกละลายจะเพิ่มขึ้นทำให้ค่ากักกันลดลง (Chen *et al.*, 1997; Mohammadi *et al.*, 2003) ดังแสดงในภาพที่ 3

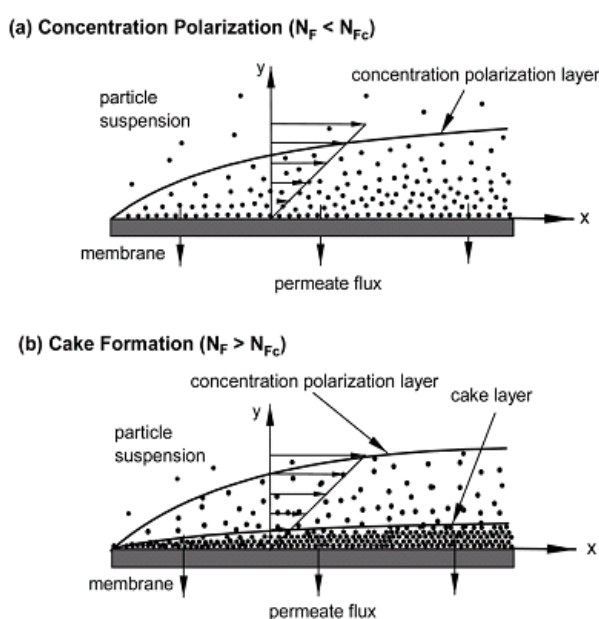


Figure 3. Concentration polarization and cake formation

ที่มา : Chen *et al.*, (2004)

2.7.3 ฟาวลิง (Fouling) หมายถึง ฟาวลิงเป็นสาเหตุที่สำคัญที่ทำให้สมรรถนะของกระบวนการเมมเบรนลดลง ทั้งนี้เพราะสามารถส่งผลกระทบต่ออัตราการลดลงของเพอมีเอทฟลักซ์และอายุการใช้งานของเมมเบรน โดยฟลักซ์ที่ลดลงนั้นขึ้นอยู่กับปัจจัยต่างๆ เช่น อุณหภูมิ ความดัน ความเข้มข้นของสารป้อนและความเร็วของสารป้อน เป็นต้น ฟาวลิงของกระบวนการเมมเบรนจะแตกต่างกับการเกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน ทั้งนี้เนื่องจากการเกิดฟาวลิงเป็นปรากฏการณ์ที่อนุภาคมีการสะสมและอุดตันของถูกทำลายทั้งที่ผิวหน้าและภายในรูพรุนของเมมเบรน โดยเกิดแรงกระทำระหว่างอนุภาคและเมมเบรน ส่งผลให้เมมเบรนมีขนาดรูพรุนเล็กลง เช่นการเพิ่มอัตราการไหลหรือปรับเปลี่ยนความดัน แต่สามารถ กำจัด โดยวิธีการใช้สารเคมีเท่านั้น การเกิดฟาวลิงส่งผลกระทบต่ออัตราการลดลงของฟลักซ์ในระยะเวลาอันยาวนานมากกว่าการเกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน การเกิด

ฟาวลิ่งสามารถเกิดได้หลายกลไกคือ มีการปิดกั้นรูพรุนหรือทางผ่านของเพอมีเอท เมื่อเวลาผ่านไป จะเกิดความเข้มข้นที่ผิวหน้าเมมเบรนเพิ่มขึ้น ทำให้เกิดความต้านทานการไหลเพิ่มสูงขึ้น อีกทั้งเกิดการอุดตัน ภายในรูพรุนหรือการดูดซับเนื่องจากตัวถูกละลายหรืออนุภาคขนาดเล็กส่งผลให้เมมเบรนรูพรุนลดลง (Padilla-Zakour *et al.* 1993; Zeman and Zydney, 1996) ดังภาพที่ 4

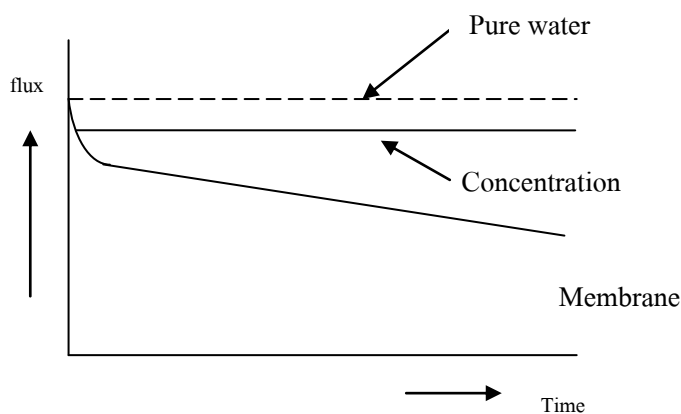


Figure 4 Diagram showing a decrease in flux due to concentration polarization and membrane fouling

ที่มา : ชันทอง สุนทรภา (2548)

ข้อจำกัดของกระบวนการกรองด้วยเมมเบรน คือการลดลงของฟลักซ์เนื่องจากการเกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันและฟาวลิ่ง ซึ่งปรากฏการดังกล่าวส่งผลต่อประสิทธิภาพของกระบวนการเมมเบรน คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันเป็นปรากฏการณ์ที่ความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่ผิวหน้าเมมเบรนสูงกว่าในส่วนของการละลายทั้งหมด ทำให้ความต้านทานการไหลของเมมเบรนเพิ่มขึ้น ปรากฏการณ์สามารถกำจัดออกหรือลดด้วยการปรับเปลี่ยนสภาวะการดำเนินงานของกระบวนการกรองและจัดเป็นฟาวลิ่งที่ผันกลับได้ ส่วนฟาวลิ่งที่ไม่สามารถผันกลับได้จะเป็นการเกิดทั้งภายในและภายนอกรูพรุน โดยทั่วไปสามารถกำจัดโดยใช้สารเคมีเท่านั้น

ความรุนแรงของฟาวลิ่ง และกลไกหรือตำแหน่งในการเกิดฟาวลิ่งขึ้นอยู่กับหลายปัจจัย เช่นสภาวะการดำเนินงานของกระบวนการ คุณสมบัติของสารป้อนและเมมเบรน สภาวะการดำเนินงานของระบบกรอง มีผลสำคัญต่อระบบการกรองเป็นอย่างยิ่งเนื่องจากการควบคุมสภาวะการกรองที่เหมาะสม จะลดหรือป้องกันการฟาวลิ่งได้ ซึ่งเกี่ยวข้องกับระดับความเร็วตามขวาง อุณหภูมิของสารป้อน เป็นต้น (Dal-Cin และคณะ., 1996)

โดยทั่วไปการดำเนินงานของกระบวนการเมมเบรนด้วยความเร็วสูงทำให้ ฟลักซ์ เริ่มต้นสูง แต่อย่างไรก็ตามฟลักซ์จะลดลงอย่างรวดเร็วเนื่องจากเกิดฟาวลิ่ง ทั้งบนผิวหน้าและในรูพรุนเมมเบรน ส่งผลต่อการลดลงของฟลักซ์และการกักกันองค์ประกอบสารป้อนเพิ่มสูงขึ้น ในกระบวนการเมมเบรนแบบไหลขวาง การใช้ความเร็วตามขวางสูงสามารถลดการสะสมของฟาวลิ่ง ทำให้ลดความต้านทานการไหลของเพอมีเอทและลดความต้านทานเนื่องจากฟาวลิ่งได้ เพราะความเร็วตามขวางทำให้ลดการสะสมของอนุภาค โดยส่วนใหญ่กระบวนการเมมเบรน ดำเนินภายใต้สภาวะความดันขั้วที่ต่ำและความเร็วตามขวางสูง เพื่อลดการสะสมของฟาวลิ่ง (Song,1998; Vernhet และคณะ., 2003)

การศึกษาถึงฟาวลิ่งและกลไกการเกิดฟาวลิ่งในกระบวนการเมมเบรนมีความสำคัญมาก เนื่องจากการเข้าใจถึงพฤติกรรมการอุดตันของเมมเบรนสามารถนำไปสู่การควบคุมฟาวลิ่งและยืดอายุการใช้งานเมมเบรน โดยมีการศึกษาวิจัยการเกิดฟาวลิ่งโดยใช้ตัวอย่างสารป้อนและวิธีการต่างๆ เช่น Kim และคณะ (2006) ศึกษาการเกิดฟาวลิ่งของโปรตีน โบวีนเซรัมอัลบูมิน (Bovine serum albumin, BSA) โดยการใช้กล้องแบบกราด (Scanning electron microscopy) ตรวจสอบพฤติกรรมการสะสมของฟาวลิ่งเมื่อกรองผ่านเมมเบรนชนิดโพลีซัลโฟนขนาด 30, 100 และ 300 kDa ที่ความดัน 100 kPa ความเร็วในการกวน 400 รอบต่อนาที พบว่ามีการลดลงของฟลักซ์ เนื่องจากเกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน ทำให้ความต้านทานและการกักกันในระหว่างการกรองเปลี่ยนแปลงไป Belfort และคณะ (1994) ให้ความเห็นว่าการเกิดชั้นฟาวลิ่งในชั้นแก้วที่ติดกับผิวหน้าเมมเบรนเป็นกระบวนการที่เกิดขึ้นอย่างรวดเร็วและฟาวลิ่งเกิดจากการอุดตันจะเป็นความต้านทานหลักในระหว่างการกรอง

Bowen และคณะ (1995) พบว่าเกิดฟาวลิ่งต่างกันเมื่อขนาดรูพรุนเมมเบรน ต่างกัน จากการศึกษาของ Pradanos และคณะ (1996) พบว่าเกิดฟาวลิ่งแบบอุดตันรูพรุนและการเกิดชั้นแก้วตามความแตกต่างของขนาดโมเลกุลและอนุภาค

Blanpain และ Lalande (1997) ศึกษาการเกิดฟาวลิ่งในการกรองผลิตภัณฑ์เบียร์ด้วยเมมเบรนชนิด โพลีคาร์บอนเตชขนาดรูพรุน 0.22 ไมโครเมตร ที่ความดันขั้ว 100 kPa และมีการกวนด้วยความเร็ว 800 rpm พบว่าในทุกการทดลองเกิดการสะสมของฟาวลิ่งในลักษณะอุดตันและคูชับในรูพรุนและการเกิดชั้นแก้ว

De Barros และ คณะ (2003) ศึกษาการเกิดฟาวลิ่งของกระบวนการกรองน้ำดิบประดด้วยเมมเบรนระดับไมโครฟิลเตรชัน พบว่าการเกิดฟาวลิ่งในรูปแบบการอุดตันรูพรุน และการเกิดแก้วบนผิวหน้าเมมเบรน

Al-Malack และคณะ (2004) ศึกษากลไกการเกิดฟาวลิ่ง เนื่องจากความเข้มข้นของดินขาว 125, 250 และ 500 mg/l ที่ความเร็ว 1.0-2.0 m/s พบว่าลักษณะการเกิดฟาวลิ่งเป็นแบบการอุดตันรูพรุนและการเกิดชั้นเคลือบที่ผิวหน้าเมมเบรน มีงานวิจัยหลายงานวิจัยที่รายงานการศึกษาเกี่ยวกับการเกิดฟาวลิ่งและกลไกการเกิดฟาวลิ่ง ดังแสดงในตารางที่ 3

Table 3. Study of fouling and fouling mechanisms

ตัวอย่าง	ระบบเมมเบรน	MWCO	การดำเนินการ	วิธีการ	วิจารณ์ผล	อ้างอิง
น้ำอุ่น	เส้นใยกลวงโพ	10 kDa	ความดันขับ 25 psi	แบบจำลองทาง	อัตราการเกิดฟาวลิ่งสูงที่ MWCO	Snir <i>et al.</i> , 1996
	ลิซัลเฟด	30 kDa	อุณหภูมิ 30 °C	คณิตศาสตร์	30 และ 100 kDa	
		100 kDa	อัตราไหล 1.2 L/min			
น้ำแอปเปิ้ล	แบบท่อ	30 kDa	ความดันขับ 100-400 kPa	ความต้านทานใน	ความต้านทานฟาวลิ่งลดลงเมื่อเพิ่ม	Vladisavljevic <i>et al.</i> , 2003
	ออกไซด์ซีโรโค	50 kDa	อุณหภูมิ 20-55 °C	รูปแบบชุด	อัตราการไหลของสารป้อนและ	
	เนียม	300 kDa	อัตราไหล 100-900 ml/min		ความดันขับ	
น้ำสับประรด	ท่อเซรามิก	0.01 µm	ความดันขับ 2.6 bar	ระบบปิด	กลไกการเกิดฟาวลิ่งมีอิทธิพลมาก	De Barros <i>et al.</i> , 2003
			อุณหภูมิ 30-50 °C			
			ความเร็วตามขวาง 4.17 m/s		ช่วงเวลาที่ 10-20 นาที หลังจากนั้น	
					การเกิดฟาวลิ่งในชั้นเล็กก็จะมีชั้น	
ไวน์	แบบท่อ PES และ PVP	0.1 µm	ความดันขับ 15, 50 และ 100 kDa	ความต้านทาน	เมื่อเพิ่มความดันขับระหว่าง 15 และ	Vernhet <i>et al.</i> , 2003
			อุณหภูมิ 20 °C	ฟาวลิ่งและใช้	100kDa ที่มีความผิดพลาดเล็กน้อย	
			ความเร็วตามขวาง 2 m/s	กล้องแบบส่อง	ในการเกิดฟาวลิ่งที่ผันกลับได้	
				กราด		

2.8 โมดูลเมมเบรน (membrane module)

ในการนำเมมเบรนไปใช้งาน จำเป็นต้องประกอบติดตั้งอยู่ในอุปกรณ์เรียกว่า โมดูล(Module) ซึ่งมีหลายลักษณะ ได้แก่ แบบแผ่นและแบบกรอบ (Plate and frame) แบบเส้นใยกลวง (Hollow fiber) แบบท่อม้วน (Spiral wound) และแบบท่อ (Tubular) ดังภาพที่ 5 และ 6 โดยแต่ละแบบมีราคา ความหนาแน่นการบรรจุ การสิ้นเปลืองพลังงาน โดยเฉพาะอย่างยิ่งการควบคุม การเกิดโพลาไรเซชันความเข้มข้น และการเกิดการอุดตันของเมมเบรนหรือฟาวลิงแตกต่างกัน เช่น การเกิดโพลาไรเซชัน ควบคุมโดยการปรับอัตราการไหลของสารป้อนให้เหมาะสม แต่โมดูลแบบท่อม้วนและแบบเส้นใยกลวงเกิดการอุดตันของผิวเมมเบรนได้ง่าย การเปรียบเทียบสมรรถนะของ โมดูลแบบต่างๆ ได้แสดงใน ตารางที่ 4 (จันทร์ทอง สุนทรภา, 2548)

โมดูลเส้นใยกลวง ใช้เส้นใยพอลิเมอร์จำนวนหลายเส้นที่ได้จากกระบวนการปั่น (spinning process) มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50-100 ไมครอน (ภาพที่ 5) ใช้เส้นใยที่มีชั้นคัดเลือก (selective layer) อยู่ทางด้านนอก และที่ปลายด้านอิสระของเส้นใยถูกยึดอยู่ด้วยอีพอกซี เพื่อให้ส่วนที่สามารถผ่านเมมเบรนเส้นใยไหลผ่านช่องว่างในเส้นใยไปยังปลายเปิดที่ยึดติดกันด้วยอีพอกซีเพื่อไหลออกสู่โมดูล ส่วนที่ไม่สามารถผ่านเมมเบรนเส้นใยจะไหลเลียบตามผนังด้านนอกของเส้นใยไปยังปลายด้านตรงข้าม

โมดูลแบบท่อม้วน มีลักษณะเป็นการม้วนแผ่นเมมเบรนรอบท่อเจาะรู โดยการป้อนสารในทิศทางตามแกนดังแสดงในภาพที่ 5 ส่วนที่สามารถผ่านเมมเบรนไปได้จะไหลรวมกันออกจากโมดูลทางท่อเจาะรู สำหรับ Feed channel spacer และ Permeate channel มีบทบาทเพื่อทำให้เกิดการกระจายสารป้อนอย่างสม่ำเสมอทั่วผิวหน้าของเมมเบรนและเพื่อให้เพอมีเอทให้ไหลไปยังท่อเจาะรูที่อยู่ตรงกลาง

ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของเมมเบรนท่อ โดยทั่วไปจะอยู่ระหว่าง 1-2.5 เซนติเมตร และโดยปกติใน โมดูลแบบท่อหนึ่งๆ จะประกอบด้วยเมมเบรนแบบท่อจำนวน 10-30 แห่งรวมอยู่ด้วยกันในท่อขนาดใหญ่ เพอมีเอทจากเมมเบรนแบบท่อแต่ละแห่งไหลรวมกันอยู่ในท่อขนาดใหญ่ด้านนอกออกจากโมดูล

โมดูลเมมเบรนแบบท่อเป็นโมดูลที่มีราคาแพงที่สุด รองลงมาเป็น โมดูลเมมเบรนแบบแผ่น ท่อม้วน และ เส้นใยกลวง ตามลำดับ ราคาของโมดูลเมมเบรนจะเกี่ยวข้องกับความยากง่ายในการผลิต วัสดุที่ใช้ และที่สำคัญพื้นที่กรองต่อปริมาตร จากตารางที่ 4 จะเห็นว่า โมดูลเมมเบรนแบบเส้นใยกลวงมีพื้นที่ต่อปริมาตรสูงสุด (ราคาถูกที่สุด) และ โมดูลเมมเบรนแบบท่อ มีพื้นที่ต่อปริมาตรต่ำสุด (ราคาแพงที่สุด) แต่ข้อเสียของ โมดูลเมมเบรนแบบเส้นใยกลวงคือง่ายต่อการเกิด

ฟาวลิ่งทั้งบนผิวหน้า ของเมมเบรนและในรูพรุนของเมมเบรนทำความสะอาดได้ยาก นอกจากนี้ยังไม่เหมาะสมกับการกรองสารป้อนที่ประกอบด้วย สารแขวนลอยเนื่องจากสารแขวนลอย จะไปอุดตันทางเข้าของสารป้อนซึ่งยากแก่การกำจัด (Valentas *et.al* ,1997)

โมดูลเมมเบรนแบบท่อซึ่งเป็น โมดูลเมมเบรนที่มีราคาแพงที่สุดมีพื้นที่ต่อปริมาตรต่ำสุด แต่มีข้อดีคือเกิดฟาวลิ่งต่ำ ง่ายต่อการทำความสะอาด และกรณีที่เป็นเมมเบรนที่ทำจากเซรามิก สามารถเปลี่ยนเมมเบรนเฉพาะท่อที่อุดตันหรือเสียหายได้

โมดูลเมมเบรนแบบแผ่นเป็น โมดูลเมมเบรนที่โดยทั่วไปราคาถูกกว่าโมดูลเมมเบรนแบบท่อ แต่เกิดฟาวลิ่งได้ง่ายกว่าแบบท่อ และทำความสะอาดได้ยากกว่า หากนำเมมเบรนแบบแผ่นมาหมุนให้เป็นแบบท่อหมุน จะได้เมมเบรนที่มีพื้นที่ต่อปริมาตรสูงขึ้น และมีส่วนประกอบของ โมดูลที่น้อยขึ้น ซึ่งจะทำได้โมดูลเมมเบรนที่มีราคาถูกลง

พลังงานที่ใช้กับกระบวนการเมมเบรนสัมพันธ์กับอัตราการไหลของสารป้อน ความดันที่ใช้ การสูญเสียความดันภายในระบบ ช่วงการไหล (ปั่นป่วนหรือราบเรียบ) โมดูลเมมเบรนแบบท่อเป็น โมดูลที่ใช้พลังงานสูงเนื่องจากต้องการการไหลในช่วงปั่นป่วน ขณะที่โมดูล แบบเส้นใยกลวงใช้พลังงานต่ำโดยช่วงการไหลในการทำงานอยู่ใน (จันทร์ทอง สุนทรภา, 2548)

Table 4. Comparison the features of the membrane module

สรุทธนะเมมเบรน	ชนิดของเมมเบรน					
	แบบแผ่น	แบบเส้นใยกลาง		แบบท่อม้วน	แบบท่อ	
		หยาบ	ละเอียด		ราคาสูง	ราคาต่ำ
ความหนาของเมมเบรน	ปานกลาง	ปานกลาง	สูงมาก	สูง	ต่ำ	ต่ำ
การลงทุนโรงงานจำลอง	สูง	สูงมาก	ปานกลาง	ต่ำ	สูง	ต่ำ
โอกาสจะเกิดฟาวลิ่ง	ปานกลาง	ต่ำ	สูงมาก	ปานกลาง	ต่ำ	ต่ำ
ความสามารถในการทำมาสะอาด	ดี	ต่ำ	ไม่มี	ดี	ดี	ดี
ต้นทุนผันแปร	ปานกลาง	ปาน	ต่ำ	ต่ำ	สูง	ต่ำ
อัตราการไหล	ปานกลาง	สูง	ต่ำ	ปานกลาง	สูง	ปานกลาง
ราคา	ปานกลาง	ถูกมาก		ถูก		แพง
พื้นที่ต่อปริมาตร (m ² /m ³)	200-500	500-30000		500-1000		100-500
พลังงาน	ปานกลาง	ต่ำ		ปานกลาง		สูง
การไหล และการควบคุมฟาวลิ่ง	ปานกลาง	ปานกลางถึงดี		ปานกลางถึงดี		ดี
การทำมาสะอาด	ปานกลาง	ยาก		ปานกลาง		ง่าย
การเปลี่ยนเมมเบรน	เป็นแผ่น	ทั้งชุด		ทั้งชุด		เป็นท่อหรือทั้งชุด
การผลิต	ง่าย	ปานกลาง		ซับซ้อน		ง่าย

ที่มา : ชันทอง สุนทรธราภา (2548), Valentas *et.al* (1997)

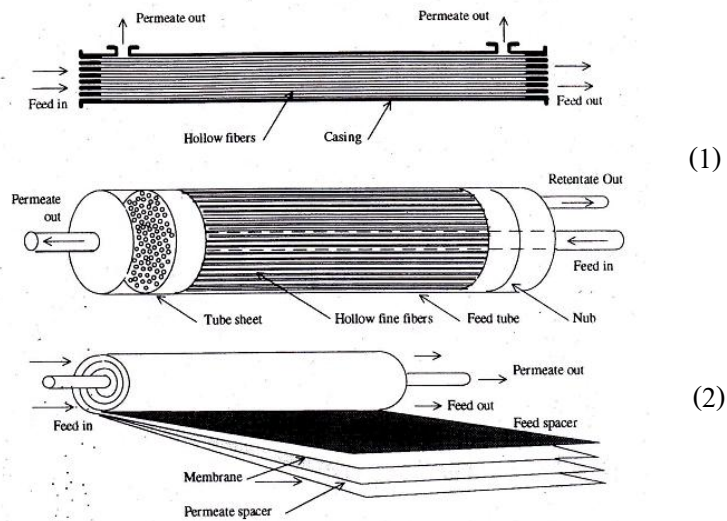


Figure 5. (1) Hollow fiber membrane module (2) spiral wound module

ที่มา : Valentas *et.al* (1997)

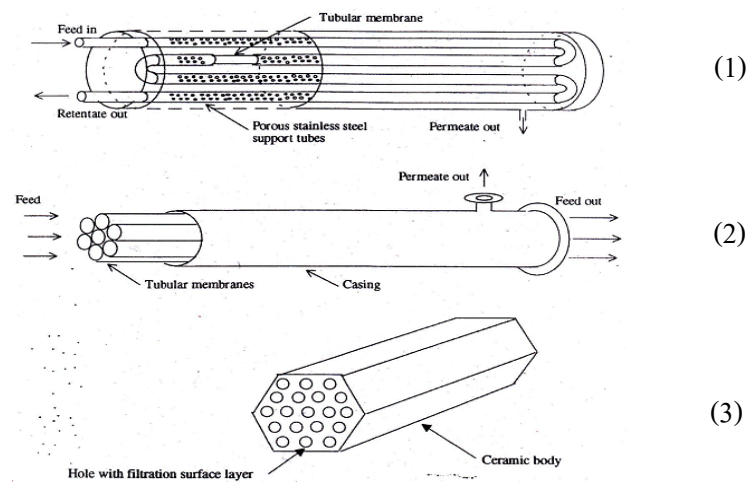


Figure 6 (1) Tubular(externally supported)membrane module (2) tubular (self supported)membrane module
(3) tubular (monolithic)membrane module

ที่มา : Valentas *et al.*, (1997)

2.9 วิธีการล้างเมมเบรน

หลังการกรองแต่ละครั้งการทำกรล้างเมมเบรนด้วยน้ำกรองที่อุณหภูมิห้องเพื่อทำการชำระล้างสิ่งอุดตันออกด้วยด่างโซเดียมไฮดรอกไซด์ (NaOH) เข้มข้นร้อยละ 0.5 (v/v) พีเอช 11 ที่ความดันขับ 1.0 bar ความเร็วตามขวาง 3.5 m/s อุณหภูมิ 70-80 °C นาน 30 นาที และล้างด้วยกรดไนตริก (HNO₃) เข้มข้นร้อยละ 0.5 (v/v) พีเอช 2 ที่อุณหภูมิ 50-60 °C ที่ความดันขับและความเร็วตามขวางระดับเดียวกันนาน 30 นาที ใช้น้ำกรองในการทำความสะอาด ทำความสะอาดและทำการวัดฟลักซ์ของน้ำสะอาดที่สถานะคงที่ จากนั้นใช้โพแทสเซียมเมตาไบซัลไฟต์ (Potassium metabisulfite, KMS) เข้มข้นร้อยละ 0.5 (w/v) วนทั้งระบบนาน 10 นาที ก่อนทำการหยุดระบบการกรอง โดยจะตรวจสอบความสะอาดของเมมเบรนได้ด้วยการคำนวณความต้านทานเมมเบรน (Membrane resistance) ตารางที่ 5 แสดงสารทำความสะอาด น้ำที่ และข้อดีข้อเสีย ของสารทำความสะอาด ซึ่งผู้ใช้จะต้องเลือก และ วิเคราะห์ให้ถูกต้องและตรงตามคุณลักษณะของเมมเบรน

Table 5. Cleaning agents: duty advantages and disadvantages

สารทำความสะอาด	หน้าที่	ข้อดี-ข้อเสีย
1. กรด	กำจัดตะกอนที่เกิดจากเกลือต่างๆ เช่นเกลือของสารประกอบแคลเซียมและโลหะออกไซด์โดยกรดเข้าไปทำการสลายตะกอนให้อยู่ในรูปของสารละลายเกลือ	เป็นกรดที่มีราคาถูก แต่ใช้ในระดับความเข้มข้นสูงอาจทำลายเมมเบรนและองค์ประกอบอื่นๆของระบบกรองได้
2. กรดไฮโดรคลอริก	เป็นสารประกอบเคมีประเภทกรดละลายในน้ำ ใช้กันอย่างกว้างในอุตสาหกรรมเป็นของเหลวที่มีพลังการกัดกร่อนสูง	ถ้าใช้ในระดับความเข้มข้นสูง อาจจะทำลายเมมเบรนและองค์ประกอบอื่นของระบบกรองได้
3. กรดซัลฟูริก	เป็น กรดแร่ (mineral acid) อย่างแรง ละลายได้ในน้ำที่ทุกความเข้มข้น	ถ้าใช้ในระดับความเข้มข้นสูง อาจจะทำลายเมมเบรนและองค์ประกอบอื่นของระบบกรองได้
4. กรดไนตริก	เป็นสารเคมีที่ทำให้เกิดการออกซิไดซ์อย่างรุนแรงสามารถทำให้เกิดการรวมตัวของไนตริกกับสารอินทรีย์บางตัวได้	สามารถใช้กำจัดฟาวลิงที่เป็นสารอินทรีย์หรือสารชีวภาพได้แต่มีข้อเสียที่อาจทำลายเมมเบรนบางชนิดได้
5. กรดฟอสฟอริก	มีฤทธิ์ในการทำลายเมมเบรนได้น้อยกว่ากรดเกลือ ซัลฟูริก และไนตริก เป็นตัวจับโลหะที่ดี และเพิ่มประสิทธิภาพการกำจัดเหล็กออกไซด์	สามารถใช้กับสารละลายบัฟเฟอร์เพื่อควบคุม pH ในระหว่างกระบวนการทำความสะอาดได้ ข้อเสียของกรดนี้คือ มีราคาแพง
6. ด่าง	ใช้ในการกำจัดฟาวลิงจำพวก สารอินทรีย์ คอลลอยด์ ซิลิกา สารอนินทรีย์และยังใช้เป็นสาร sanitizer ได้ด้วย สารที่นิยมใช้ คือ โซเดียมไฮดรอกไซด์ โซเดียมไตรฟอสเฟต โซเดียมไฮโปคลอไรด์ เป็นต้น	-

ที่มา: Valentas *et.al* (1997)

Table 5. Cleaning agents: duty advantages and disadvantages (continuous)

สารทำความสะอาด	หน้าที่	ข้อดี-ข้อเสีย
7. เอ็นไซม์	ประสิทธิภาพของเอ็นไซม์จะลดลงเมื่ออุณหภูมิสูง หรือมีความเป็นกรดค่าที่ไม่เหมาะสม เช่น protease amylase lipase cellulose	เป็นสารที่มีราคาแพง มีความสำคัญต่อการทำความสะอาดเมมเบรน
8. สารจับโลหะ	สารจับโลหะประกอบด้วยตัวรับ อิเล็กตรอน 2 อะตอมหรือมากกว่า ซึ่งจะไปร่วมสร้างพันธะอะตอมเดี่ยว สารจับโลหะที่นิยมใช้กันคือ EDTA (ethylenediamine tetraacetic acid) ซิเตรท เป็นต้น	กำจัดสิ่งสกปรกได้
9. ซิเตรท	เป็นสารประกอบอินทรีย์ที่พบในพืชแทบทุกชนิด โดยเกี่ยวข้องกับกระบวนการย่อยสลายไขมัน โปรตีน และคาร์โบไฮเดรต ให้เป็นคาร์บอนไดออกไซด์ carbodioxide และน้ำ	มีความสามารถในการจับโลหะ จึงเหมาะสมกับจับตะกอนแคลเซียม แต่จะก่อตัวเป็นองค์ประกอบที่ซับซ้อนของเฟอร์รัส(ferrous iron) ทำให้มีการละลายที่จำกัด สามารถแก้ปัญหาโดยการเติมแอมโมเนียในสารทำความสะอาดเพื่อให้โลหะเกิดปฏิกิริยารวมตัวเป็นFerrous ammonium salt ซึ่งละลายได้สูง
10. สารฆ่าเชื้อ	ใช้ฆ่าเชื้อเมมเบรน โดยเฉพาะกับเมมเบรนที่ไม่ทนร้อนซึ่งไม่สามารถที่จะใช้น้ำร้อนหรือน้ำ	สารที่นิยมใช้กันมากคือ ไฮเปอร์คลอไรท์ แต่มีข้อจำกัดอยู่ คือไม่สามารถใช้ได้กับสารที่ผลิตจากพอลิเมอร์

ที่มา: Valentas *et.al* (1997)

2.10 สมรรถนะของกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน

โดยทั่วไปการประเมินสมรรถนะของกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน มักจะใช้ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทและค่ากักกันสารเป็นตัวบ่งชี้

ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอท (Flux)

สำหรับกระบวนการเมมเบรน ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอท จะแสดงถึงปริมาณของเพอมีเอทที่ผ่านเมมเบรนต่อหน่วยพื้นที่ต่อเวลา $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{s}$ หรือ $\text{l}/\text{m}^2\cdot\text{h}$ และสามารถเขียนความสัมพันธ์ได้ดังนี้ (Kedem and Katchalsky, 1963)

สมการสำหรับคำนวณ ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทของตัวทำละลายคือ

$$J_v = \frac{V_p}{A \cdot t} \quad (1)$$

เมื่อ J_v = ฟลักซ์ของเพอมีเอทของตัวทำละลาย ($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{s}$)

V_p = ปริมาตรของเพอมีเอท (m^3)

A = พื้นที่เมมเบรน (m^2)

t = เวลา (s)

2.10.1 แบบจำลองที่ใช้อธิบายค่าฟลักซ์ของเพอมีเอท (Cheryan, 1998)

2.10.1.1. แบบจำลองอนุกรมความต้านทาน (resistance in series model)

แบบจำลองอนุกรมความต้านทานใช้สำหรับอธิบายการลดลงของฟลักซ์เพอมีเอทที่เกิดขึ้นเนื่องจากความต้านทานในการไหลเพิ่มขึ้น เมื่อ R_T คือ ความต้านทานรวมในการไหล ซึ่งเป็นผลบวกของความต้านทานเมมเบรนและความต้านทานที่เพิ่มขึ้นเป็นผลมาจากการเกิดคอนเซ็นเตรชันโพลาไรเซชัน โดยความต้านทานที่เพิ่มขึ้นเกิดจากความต้านทานจากการเกิดโพลาไรเซชัน หรือ ความต้านทานของชั้นโพลาไรซ์ (R_p) และความต้านทานเนื่องจากการเกิดฟาวลิง (R_f)

$$J_v = \frac{\Delta P}{\mu \cdot R_T} \quad (2)$$

เมื่อ J_v = ฟลักซ์ของเพอมีเอทของตัวทำละลาย ($\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{s}$)

ΔP = ผลต่างความดันขั้วระหว่างเมมเบรนกับเพอมีเอท (Pa.)

μ = ความหนืดของสารละลาย (Pa.s)

R_T = ความต้านทานรวมต่อการไหลของเพอมีเอท (m^{-1})

$$R_T = R_m + R_f + R_p \quad (3)$$

เมื่อ R_T = ความต้านทานรวมต่อการไหลของเพอมีเอท (m^{-1})

R_m = ความต้านทานของเมมเบรน (m^{-1})

R_f = ความต้านทานเนื่องจากการเกิดฟาวลิง (m^{-1})

R_p = ความต้านทานเนื่องจากการเกิดโพลาไรเซชัน (m^{-1})

2.10.1.2. แบบจำลองการถ่ายโอนมวล (mass transfer model)

แบบจำลองนี้อธิบายว่าการลดลงของฟลักซ์เพอมีเอทเกิดขึ้น เนื่องจากความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่บริเวณใกล้ผิวหน้าเมมเบรน มีค่าสูงถึงขีดจำกัดของการละลายของสารนั้น ตัวถูกละลายอาจเกิดลักษณะคล้ายเจลที่บริเวณผิวเมมเบรน ชั้นเจลจะเกิดขึ้นครอบคลุมผิวเมมเบรนมีลักษณะคล้ายเมมเบรนอีกแผ่นหนึ่งต่ออนุกรมอยู่กับเมมเบรนเดิม ทำให้ความต้านทานการไหลสูงขึ้น ฟลักซ์ของเพอมีเอทจึงมีค่าลดลงและชั้นเจลอาจทำให้ค่าการกักกันสารของเมมเบรนเปลี่ยนแปลงไปด้วย ซึ่งขึ้นอยู่กับคุณสมบัติทางกลของชั้นเจลที่เกิดขึ้น ถ้าตัวถูกละลายขนาดเล็กสามารถเคลื่อนที่ในเจลได้เร็วกว่าในเมมเบรนเดิม ค่าการกักกันตัวถูกละลายขนาดเล็กจะลดลงในทางตรงกันข้าม ถ้าตัวถูกละลายขนาดเล็กจะเคลื่อนที่ผ่านชั้นเจลสู่เมมเบรนเดิมยอมเป็นไปได้ยากทำให้การกักกันเพิ่มขึ้น

$$J = \frac{D}{\delta} \ln \left[\frac{C_g - C_p}{C_b - C_p} \right] \quad (4)$$

เมื่อ J = ฟลักซ์ของเพอมีเอทของตัวทำละลาย ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$)

D = สัมประสิทธิ์การแพร่ของสารละลาย (m^2/s)

δ = ความหนาของชั้นเจล (m)

C_g = ความเข้มข้นของเจล ($\text{g}/100\text{g}$)

C_b = ความเข้มข้นใน bulk ($\text{g}/100\text{g}$)

C_p = ความเข้มข้นในเพอมีเอท ($\text{g}/100\text{g}$)

- ค่าการกักกัน (Retention or Rejection)

ค่าการกักกัน คือ ค่าที่แสดงถึงเปอร์เซ็นต์ความสามารถในการกักกันตัวถูกละลายของเมมเบรน ซึ่งค่าการกักกันที่หาได้สามารถเขียนได้ดังนี้ (Cheryan, 1998)

$$R (\%) = \left(1 - \frac{C_p}{C_f} \right) \times 100 \quad (5)$$

เมื่อ R = เปอร์เซนต์การกักกัน

C_p = ความเข้มข้นในส่วนเพอมีเอท

C_f = ความเข้มข้นในส่วนป้อน

- Volume concentration factor (VCF)

เป็นอัตราส่วนแสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตรของสารละลายเริ่มต้นที่ใช้ในการกรองแยกด้วยเมมเบรนต่อผลต่างของปริมาตรของสารตั้งต้นและสารละลายส่วนของเพอมีเอทที่ได้จากการกรองแยกด้วยเมมเบรน (Bourseau *et al.*, 2009) ดังนั้นเมื่อค่า VCF มีค่ามากก็แสดงว่าสารที่ผ่านเมมเบรนออกมาได้มีค่ามากด้วย ดังสมการต่อไปนี้

$$\text{VCF} = V_0 / (V_0 - V_p) \quad (6)$$

V_0 = ปริมาตรของสารละลายที่ใช้ในการกรองแยกด้วยเมมเบรน

V_p = ปริมาตรเฉลี่ยของสารละลายส่วนเพอมีเอท

2.11 ปัจจัยที่มีผลต่อสมรรถนะของนาโนฟิลเตรชัน

2.11.1. อัตราการไหลและลักษณะการไหล

อัตราการไหลและลักษณะการไหลที่สารละลายไหลผ่านเมมเบรนมีผลต่อการเพิ่มขึ้นของฟลักซ์ของเพอมีเอทและสามารถลดการเกิดฟาวลิ่งได้ ทั้งนี้เนื่องจากการเคลื่อนที่แบบปั่นป่วน (turbulance) มีแรงเฉือนสูง ทำให้การแพร่กลับของตัวถูกละลายไปยังส่วน Bulk solution มีมากขึ้น ทำให้สามารถลดการสะสมของตัวถูกละลายที่ผิวหน้าเมมเบรนจึงทำให้ลดการเกิดฟาวลิ่งได้อีกด้วย (Idris *et al.*, 2002 ; Bian *et al.*, 2000)

ในการทดลองกรอง NaCl ที่ผสมกับสีข้อมฟ้า โดยใช้เมมเบรนแบบนาโนฟิลเตรชัน เมื่อเพิ่มความเร็วของสารป้อนให้สูงขึ้นส่งผลให้การเกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน (CP) ลดน้อยลงและมีผลทำให้สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสูงขึ้นส่งผลให้ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทเพิ่มสูงขึ้น (Koyuncu and Topacik, 2003)

2.11.2. ความดัน

ในกระบวนการกรองแบบนาโนฟิลเตรชันเป็นระบบดำเนินการที่อาศัยความดัน ขับเป็นแรงขับสารป้อนผ่านเมมเบรน เมื่อความดันเพิ่มขึ้นจะทำให้ฟลักซ์เพอมีเอทเพิ่มขึ้น แต่เมื่อเพิ่มความดันสูง ถึงระดับหนึ่งจะมีผลทำให้ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอท ค่อยๆคงที่ อันเนื่องมาจากความดันที่สูงขึ้นมีผลทำให้อนุภาคและคอลลอยด์มีการอัดตัวกันแน่นขึ้น ซึ่งส่งผลให้เกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันและฟาวลิ่ง ซึ่งเป็นช่วงที่ไม่ขึ้นกับความดัน (independent of pressure) (Pontalier *et al.*, 1997)

Ku และคณะ (2005) ได้ทำการศึกษาถึงผลของความดันต่อค่าฟลักซ์ของตัวถูกละลายโดยใช้นาโนฟิลเตรชัน (TFC NF, Desal) ในการกรอง CuCl_2 และ CuSO_4 ที่ความเข้มข้น 3 mM และ 5 mM ตามลำดับ ที่ความเร็วตามขวาง 30 m/s และอุณหภูมิ $25 \pm 1^\circ\text{C}$ พบว่าฟลักซ์ของเพอมีเอทเพิ่มสูงขึ้นเมื่อความดันเพิ่มขึ้น

Paugam และคณะ (2004) ได้ทำการศึกษาถึงผลของความดันต่อค่าร้อยละการกักกันโดยใช้นาโนฟิลเตรชันกรอง NaNO_3 โดยใช้ระดับความเข้มข้นที่ 50, 100 และ 200 mg/l พบว่าค่าร้อยละการกักกันในตรงในช่วงแรกๆที่เพิ่มขึ้นให้สูงขึ้นจะมีแนวโน้มว่าร้อยละการกักกันในตรงสูงขึ้นด้วย แต่เมื่อความดันสูงขึ้นถึงระดับหนึ่ง ค่าร้อยละการกักกันคงที่และค่อยๆต่ำลง ซึ่งเป็นผลมาจากการแพร่กลับของตัวถูกละลายไปใน bulk solution ลดลงทำให้ตัวถูกละลายไหลผ่านเมมเบรนได้มากขึ้น

2.11.3. ความเข้มข้น

การเพิ่มความเข้มข้นของ NaCl มีผลทำให้ความดันออสโมติกของสารละลายเพิ่มขึ้น ถ้าความดันที่ให้แก่สารละลายป้อนคงที่ ทำให้ความดันสุทธิลดลง ฟลักซ์ของเพอมิเอทที่จะลดลงและที่ความดันสูง โอกาสที่ NaCl จะแพร่ผ่านเมมเบรนก็สูงขึ้นด้วยอันเนื่องมาจากกลไกการพาเข้ามามีบทบาทมากขึ้น ทำให้ค่าการกักกันลดลง (Freger *et al.*, 2000)

Wang และคณะ (2002) ได้ศึกษาถึงความเข้มข้นของ NaCl ภายใต้ความดันที่แตกต่างกันต่อค่า ฟลักซ์ของเพอมิเอท โดยใช้นาโนฟิลเตรชันที่มี MWCO 300 Da พบว่า ความเข้มข้นของ NaCl ที่เพิ่มขึ้นมีผลทำให้ค่าฟลักซ์ของเพอมิเอทลดลง

Schaep และคณะ (1999) ได้ศึกษาผลของความเข้มข้นของ NaCl ต่อค่าร้อยละการกักกัน โดยใช้นาโนฟิลเตรชัน 3 ชนิด คือ G400, 700 และ 900 กรองที่ความดัน 10 bar และ pH 6 พบว่า ค่าร้อยละการกักกันลดลงเมื่อความเข้มข้นเพิ่มขึ้นเป็นผลมาจากเมื่อความเข้มข้นสูงขึ้น โอกาสที่ตัวถูกละลายจะแพร่ผ่านเมมเบรนสูงขึ้น อันเนื่องมาจากผลต่างของความดันออสโมซิสของตัวถูกละลายบริเวณผิวหน้าเมมเบรนผิวหน้าเมมเบรนกับภายในเมมเบรนมีมากขึ้น

2.11.4. ความเป็นกรด-ด่าง (pH)

pH มีผลต่อการแตกตัวของสารอิเล็กโทรไลต์ เช่น สารละลาย NaCl สามารถมีผลต่อโพลาไรตีของเมมเบรนตลอดจน อัตราการระหว่างตัวถูกละลายกับเมมเบรนซึ่งมีผลต่อค่าการกักกัน NaCl และ ยังมีผลต่อตัวถูกละลายที่เป็นโปรตีนซึ่งสามารถแสดงประจุบวก ($-NH_3^+$) หรือประจุลบได้ ($-CO^-$) ทั้งนี้ขึ้นอยู่กับ pH ของสารละลายที่จุด isoelectric point (pI) โมเลกุลโปรตีนจะมีประจุสุทธิเป็นศูนย์โปรตีนจึงละลายได้น้อยที่สุดและเกิดการจับตัวกันส่งผลให้ฟลักซ์ของเพอมิเอทของสารละลายโปรตีนมีค่าต่ำที่ pH ใกล้เคียงหรือเท่ากับ pI (Li *et al.*, 2003)

Gestel *et al.* (2002) ได้ศึกษาถึงผลของ pH ต่อการกักกัน NaCl ที่ความเข้มข้นต่างๆ โดยใช้นาโนฟิลเตรชัน กรองที่อุณหภูมิ 25 °C อัตราการไหล 2 m/s ความดัน 5 bar พบว่าค่าร้อยละการกักกันเกลือที่ pH ต่างๆ ค่าร้อยละการกักกันเกลือที่น้อยที่สุดที่ pH ประมาณ 6 และที่ pH 10 จะให้ค่าร้อยละการกักกันเกลือสูงสุด คือ NaCl ร้อยละ 88, KCl ร้อยละ 83 และ LiCl ร้อยละ 90 เนื่องจากที่บริเวณ pH 6 เมมเบรนมีประจุเป็นกลางทำให้การส่งผ่านไอออนเป็นผลอันเนื่องมาจากขนาดของไอออนโดยไม่ขึ้นกับประจุทั้งของเมมเบรนและตัวถูกละลาย ดังนั้นการกักกัน NaCl จึงต่ำสุด

2.11.5. อุณหภูมิ

อุณหภูมิที่เปลี่ยนแปลงไปมีผลต่อค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทและค่าการกักกัน กล่าวคือ เมื่อกรองที่อุณหภูมิค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทจะมีค่าลดลง แต่อย่างไรก็ตามเมื่อเพิ่มอุณหภูมิที่ใช้กรองให้สูงขึ้นค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทก็จะเพิ่มขึ้นสูงด้วย Tsuru *et al* (2000) ได้ อธิบายพฤติกรรมนี้ว่าเกิดจากเส้นผ่าศูนย์กลางของรูพรุนกว้างขึ้น เนื่องจากการดูดซับน้ำที่ผิวหน้าของรูพรุนได้น้อยลงและความหนืดลดลงจึงส่งผลให้ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทเพิ่มขึ้น โดยเฉลี่ยถ้าอุณหภูมิเพิ่มขึ้น 1°C ฟลักซ์ของเพอมีเอทเพิ่มขึ้นร้อยละ 2-3 แต่ในทางกลับกันเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นจะทำให้ค่าการกักกันลดลงอันเป็นผลเนื่องมาจากความหนืดลดลงทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การแพร่สูงขึ้นส่งผลให้ตัวถูกละลายแพร่ผ่านเมมเบรนได้มากขึ้น

การใช้เมมเบรน thin film (DS-5-DL) ระดับนาโนฟิลเตรชัน ในการแยกน้ำตาล 3 ชนิดพบว่าเมื่ออุณหภูมิสูงขึ้นค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทเพิ่มสูงขึ้นค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทเพิ่มขึ้นที่อุณหภูมิสูงความหนืดของสารละลายลดลง สัมประสิทธิ์การแพร่เพิ่มขึ้น ทั้งตัวทำละลายและตัวถูกละลายแพร่ผ่านเมมเบรนได้มากขึ้นค่าการกักกันจึงลดลง (Goulas *et al*, 2002)

ตารางที่ 6 เป็นการประยุกต์ใช้การกรองด้วยเมมเบรนในการทำเข้มข้น โดยใช้การกรองในระบบต่าง เช่น ไมโครฟิลเตรชัน อัลตราฟิลเตรชัน เป็นต้น จากวัตถุดิบที่แตกต่างกัน ซึ่งมีผลการทดลองที่แตกต่าง

ตารางที่ 6 เป็นกระบวนการทำเข้มข้นผลิตภัณฑ์อาหารโดยใช้เมมเบรนในการทำเข้มข้นซึ่งแต่ละประเภทของผลิตภัณฑ์อาหารย่อมที่จะใช้เมมเบรนต่างชนิดกันซึ่งอุตสาหกรรมอาหารหลายประเภทเลือกที่จะประยุกต์ใช้เมมเบรนในการแปรรูปอาหารดังกล่าวซึ่งสามารถที่จะช่วยให้อาหารมีความเข้มข้นมากขึ้นและเมมเบรนสามารถที่จะทดลองในห้องปฏิบัติการและสามารถที่จะปรับเป็นระดับโรงงานได้โดยไม่ซับซ้อน

Table 6. Membrane application for concentration and salt rejection

วัตถุดิบ	เมมเบรน	การประยุกต์ใช้	เอกสารอ้างอิง
โปรตีนจากน้ำทิ้ง	MF,UF	โปรตีนจะถูกทำให้เข้มข้นในส่วนรีเทนเททเพื่อนำกลับไปผสมในซูริมิและน้ำที่ผ่านการกรองมีค่าซีโอดีลดลง 89-94% ทำให้สามารถนำกลับไปใช้ในกระบวนการผลิตได้	Lin <i>et al</i> (1995)
โปรตีนของน้ำทิ้ง	UF	ทำเข้มข้นโปรตีน สามารถที่จะเพิ่มความเข้มข้นได้ถึง 10 เท่าและสามารถที่จะเก็บเกี่ยวโปรตีนได้ประมาณร้อยละ 80	Dawitt <i>et al</i> (2002)
โปรตีน	UF	ทำให้ได้ α -Lactalbumin บริสุทธิ์และเข้มข้นขึ้น 10 เท่า	Cheang และ Zydney, (2004)
โปรตีนปลาเกลือเค็ม	UF	ศึกษาและพัฒนาการแยกและการทำเข้มข้น	Torres <i>et al</i> (2002)
โปรตีนจากสัตว์ปีก	UF	โปรตีนเข้มข้นขึ้นจาก 110 เป็น 390 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งสามารถกักโปรตีนได้ทั้งหมด และสามารถลดซีโอดีจาก 858 เหลือ 353 มิลลิกรัมต่อลิตร	Lo <i>et al</i> (2005)
ซูริมิ	UF	ทำเข้มข้นโปรตีนจากน้ำล้าง ซูริมิเข้มข้นมีโปรตีนเพิ่มขึ้นร้อยละ 10.92 และนอกจากนี้อัตราการฟลิตเรชันยังช่วยลดค่าซีโอดีในพอมิเอทร้อยละ 89.40	อดิศร (2550)
น้ำดื่ม	NF	ใช้ในการแยกNaClออกจากน้ำกระด้างหรือน้ำทะเลเพื่อใช้ในการผลิตน้ำดื่ม	Nicoll (2001)
อุตสาหกรรมการผลิตนม	NF	ใช้เมมเบรนนาโนฟลิตเรชันเพื่อเพิ่มความเข้มข้นให้สูงขึ้นและกำจัดNaClออกเพื่อให้ได้สารที่มีความบริสุทธิ์สูงขึ้น	Atra <i>et al</i> (2005)
อุตสาหกรรมสีย้อมผ้า	NF	ใช้เมมเบรนนาโนฟลิตเรชันเพื่อเพิ่มความเข้มข้นให้สูงขึ้นและกำจัดNaCl	Yu <i>et al</i> (2001)

Table 6. Membrane application for concentration and salt rejection (continuous)

วัตถุดิบ	เมมเบรน	การประยุกต์ใช้	เอกสารอ้างอิง
สารละลาย NaCl	NF	ทำการศึกษาความสามารถในการกักกันสารละลาย NaCl ที่ร้อยละความเข้มข้นต่างๆคือ 0.1,0.5,5.0 และ 20 ตามลำดับ โดยใช้เมมเบรนนาโนฟิลเตรชัน 2 ชนิด คือ NF40 และ NTR-7250	Nystrom <i>et al</i> (1995)
สารละลาย NaCl Na ₂ SO ₄ , MgSO ₂ ,MgCl ₂ ,LaCl ₃ KCl และ K ₂ SO ₄	NF	ศึกษาความสามารถในการกักกันสารละลาย ในระดับความเข้มข้นที่แตกต่างกัน	Schaep <i>et al</i> (1999) Wang <i>et al</i> (2002) Gestel <i>et al</i> (2002) Koyuncu <i>et al</i> (2003) Labbez <i>et al</i> (2003)

Table 7. Membrane application in food industry

วัตถุดิบ	Membrane	MWCO (kDa)	TMP	Filtration area (m ²)	Pore size(μm)	Pore diameter(μm)	Length (cm)	Cross flow velocity (m/s)	Reference (et al.)
โปรตีนปลา	NF,UF	300 ,4, 8 20	25,30,35 12,16,20 8,9,10 8,10,12(bar)	0.033	-	-	-	-	Vandanjon(2007)
เวย์โปรตีน	UF				-	-	-	-	Yee (2007)
สารละลายโปรตีน	EUF	100,50	0.08 MPa		-	-	-	0.03	Songa(2010)
เจลาติน	UF	30	205 bar	28.7	-	-	-	-	Lim (2010)
โปรตีนถั่วเหลือง	UF	100		420 cm ²	-	-	30	-	Marcosa (2009)
โปรตีนถั่วเหลือง	UF	5,20,50		0.0047	-	-	250 (mm)	-	Cassini (2010)
โปรตีนธัญพืช	UF	40		100 cm ²	-	-	-	-	Firdaousa(2009)
น้ำนึ่งปลาทูน่า	NF			0.033	-	-	-	-	Walha(2009)
โปรตีนจาก พลาสติก	UF	40		30	-	-	-	-	

Note : MF= Microfiltration; UF= Ultrafiltration; NF= Nanofiltration ; OE= Osmotic evaporation ; OD= Osmotic distillation; MD= Membrane distillation; EUF=Electro ultrafiltration ; MWCO = Molecular weight cut of : TMP=Trans membrane pressure

Table 8. Concentration process by membrane filtration

อุตสาหกรรม	การประยุกต์	ชนิด	โมดูล	เมมเบรน
นม	เวย์เข้มข้น	UF	Spiral	PS,PVDF,PES
น้ำผลไม้	แยกส่วนประกอบ	UF	HF	PS
		MF/UF	Tubular	PVDF,PS
เจลาติน	การทำเข้มข้น	UF	Spiral	PS
น้ำตาล	แยกส่วนประกอบ	MF/UF	Tubular	Ceramic
	เข้มข้นเบื้องต้น	RO	Spiral	TFC

Note: RO= reverse osmosis; UF= ultra filtration; MF=microfiltration; TFC=thin film ; PS= polysulfone; PVDF= polyvinylidene difluoride ; PES = polyethersulfone

ที่มา : Valentas *et.al* (1997)

จากตารางที่ 7 และ 8 พบว่าการประยุกต์ใช้เมมเบรนในโรงงานอุตสาหกรรมอาหารมีหลายผลิตภัณฑ์ที่นำกระบวนการทำเข้มข้นโดยใช้เมมเบรน ซึ่งส่วนใหญ่จะทำเข้มข้นโดยใช้เมมเบรนชนิดอัลตราฟิลเตรชัน โดยใช้ในโรงงานอาหารประเภทอุตสาหกรรมนมจะประยุกต์ใช้เมมเบรนอัลตราฟิลเตรชันในการทำเข้มข้นหางนม ส่วนในอุตสาหกรรมน้ำผลไม้จะนำเมมเบรนอัลตราฟิลเตรชันทำเข้มข้น และเจลาตินทำเข้มข้นด้วย

การระเหยมีค่าใช้จ่ายด้านพลังงานมากกว่าการทำให้เข้มข้นโดยวิธีอื่น เช่น การเมมเบรน และการทำเยือกแข็ง แต่สามารถทำให้อาหารเข้มข้นได้สูงกว่า ดังแสดงในตารางที่ 9 การระเหยสามารถทำให้อาหารมีความเข้มข้นสูงถึงร้อยละ 80 ส่วนด้านคุณภาพนั้นการทำเข้มข้นด้วยอัลตราฟิลเตรชันนั้นย่อมมีคุณภาพที่สูงกว่า

Table 9.A comparison of energy and degree of concentrate in different method of concentration

วิธีการทำเข้มข้น	ความเข้มข้นสูงสุดที่ทำได้ (%)
อัลตราฟิลเตรชัน	28
ออสโมซิสผันกลับ	30
การทำเยือกแข็ง	40
การระเหย	
สามขั้นตอน โดยไม่มีส่วนรับคืนกลิ่นหอม	80
สามขั้นตอน โดยมีส่วนรับคืนกลิ่นหอม	80

ที่มา: Fellows (2000)

3. การศึกษาความเป็นไปได้ของโครงการลงทุน (วิภาวี แก้วทาสี, 2552)

การศึกษาความเป็นไปได้ของโครงการการลงทุน คือ การศึกษาถึงโอกาสของการตั้งโรงงานหรือหน่วยการผลิตของโรงงานว่าเป็นไปได้มากน้อยเพียงใด คำนี้ถึงความเหมาะสมและการประเมินผลประโยชน์เปรียบเทียบกับค่าใช้จ่ายที่ใช้ไปในการพัฒนาระบบหรือโครงการการลงทุน ในการศึกษาความเป็นไปได้ของโครงการการลงทุนนั้นจะต้องอาศัยความรู้ด้านระบบอาหาร ซึ่งเป็นหัวใจหลักในการผลิตอาหารในโรงงานอุตสาหกรรม การแปรรูปอาหารเป็นสาขาหนึ่งที่อยู่ในระบบอาหาร ความรู้ด้านเทคโนโลยีการแปรรูปอาหารเป็นอีกวิชาหนึ่งที่มีส่วนเกี่ยวข้อง ซึ่งตั้งเดิมนั้นเทคโนโลยีการแปรรูปอาหาร จะใช้กันในระดับโรงงานเล็กๆ วิทยาศาสตร์และวิศวกรรมศาสตร์เข้ามามีบทบาทสำคัญในการเปลี่ยนแปลงกระบวนการผลิตอาหาร ความรู้ด้านการวิเคราะห์เศรษฐศาสตร์ของโรงงานแปรรูปอาหาร ซึ่งจะประกอบด้วย ฝ่ายเก็บเกี่ยวหรือฝ่ายวัตถุดิบ ฝ่ายผลิตและฝ่ายส่วนผสมและความรู้ด้านการวิจัยและพัฒนาด้านอาหาร ซึ่งทั้งหมดนี้ล้วนแล้วมีความสำคัญที่สุดในการวิเคราะห์ความเป็นไปได้ของโครงการการลงทุน

เศรษฐศาสตร์วิศวกรรมการแปรรูปอาหารเป็นความรู้ที่เกี่ยวข้องกับการควบคุมการทำงาน และวิเคราะห์เศรษฐศาสตร์ของโรงงานแปรรูป ถูกนำมาใช้เพื่อให้ได้งานที่ดีขึ้น และประสบผลสำเร็จในหลายโรงงาน ไม่ว่าจะเป็นโรงงานแปรรูปทางเคมี โรงงานปิโตรเลียม และผลิตภัณฑ์อื่นๆ การประยุกต์ใช้เศรษฐศาสตร์วิศวกรรมในโรงงานอุตสาหกรรมอาหารมีข้อจำกัดเนื่องจากความหลากหลายของกระบวนการผลิตอาหาร ด้านวิศวกรรม และข้อมูลทางด้านเศรษฐศาสตร์ที่มีความซับซ้อน อย่างไรก็ตาม ความก้าวหน้าของงานวิศวกรรมอาหาร และการประยุกต์ใช้ระบบคอมพิวเตอร์ในกระบวนการแปรรูปอาหารสามารถนำไปประยุกต์ใช้ใน

ประสิทธิภาพสูงสุดโดยพิจารณา ต้นทุน รายได้ ความสัมพันธ์ที่มีต่อบุคลากร ลูกค้า ตลาด และ วัตถุประสงค์ ตลอดจนสภาพแวดล้อมในการดำเนินงาน

การเลือกทำเลที่ตั้งโรงงาน เป็นการตัดสินใจที่สำคัญของธุรกิจ เนื่องจากการลงทุน ในแต่ละครั้งจะมีปริมาณสูงและการเปลี่ยนแปลงที่เกิดขึ้นภายหลังการกำหนดที่ตั้งโรงงาน จะมีค่าใช้จ่ายและค่าเสียโอกาสเกิดขึ้นซึ่ง ฌฎฐพันธ์ เจริญนนท์ (2542) เสนอไว้ดังนี้

- การลงทุน ปกติการลงทุนในสถานที่ อาคาร เครื่องจักร และ อุปกรณ์ จะต้องใช้เงินลงทุนสูงและเคลื่อนย้ายยาก ซึ่งผู้บริหารต้องตัดสินใจเกี่ยวกับการเช่าหรือซื้อขายว่าทางเลือกใด มีความเหมาะสมกว่ากัน

- ต้นทุนการบริหาร การตัดสินใจเลือกที่ตั้งมีผลกระทบต่อการจัดการทางการเงิน และต้นทุนการดำเนินงาน เนื่องจากที่ตั้งแต่ละแห่งมีต้นทุนที่แตกต่างกัน เช่น ค่าขนส่งสินค้าและ วัตถุดิบ การติดต่อสื่อสาร และค่าจ้างแรงงาน เป็นต้น

- การขยายกิจการ การขยายตัวในอนาคตขององค์กรทั้งด้านการดำเนินงานหรือ ตลาด ซึ่งผู้บริหารจะต้องพิจารณาข้อเปรียบเทียบของแต่ละทางเลือก เพื่อหลีกเลี่ยงปัญหาความ คับแคบในการดำเนินงานหรือให้บริการในอนาคต แต่ถ้าธุรกิจจัดเตรียมพื้นที่มากเกินไปจะเป็นการ ลงทุนที่ไม่มีผลตอบแทน ตลอดจนก่อให้เกิดต้นทุนที่สูงในการดำเนินงาน

- ความได้เปรียบในการแข่งขัน เป็นประเด็นสำคัญในการตัดสินใจของ ผู้บริหาร ซึ่งจะมีผลกระทบต่อความสำเร็จหรือความล้มเหลวของธุรกิจ ที่ตั้งที่เหมาะสมช่วยให้ ต้นทุนการดำเนินงานของธุรกิจต่ำ ทั้งต้นทุนทางตรงและทางอ้อมตลอดจนที่ตั้งที่เหมาะสมช่วย ดึงดูดผู้บริโภค ซึ่งจะช่วยสร้างความได้เปรียบในการแข่งขันให้กับธุรกิจ ปัจจัยที่มีผลต่อการ ตัดสินใจเลือกที่ตั้งโรงงานมีอยู่มากมาย อย่างไรก็ตามมักปรากฏอยู่เสมอว่า มีเพียงปัจจัยไม่กี่อย่างที่มี ผลสำคัญต่อการตัดสินใจ ตัวอย่างเช่น ในกรณีของโรงงานผลิตสินค้า ปัจจัยที่มีผลอย่างสำคัญต่อ การเลือกที่ตั้งประกอบด้วยความพร้อมทางด้านพลังงาน เส้นทางการขนส่ง และแหล่งวัตถุดิบ ตัวอย่างเช่น โรงงานอุตสาหกรรมเหล็กกล้าต้องอยู่ใกล้แหล่งพลังงานคือไฟฟ้า โรงงานปูนซีเมนต์ ต้องอยู่ใกล้แหล่งวัตถุดิบ เป็นต้น นอกจากนี้เส้นทางการขนส่งทั้งทางน้ำ บก และอากาศ ก็จะมีผล อย่างสำคัญต่อต้นทุนการผลิตและจำหน่ายดังนั้นปัจจัยที่มีผลต่อการตัดสินใจมีดังนี้

- วัตถุดิบ การตัดสินใจเลือกที่ตั้งโรงงานที่ใกล้แหล่งวัตถุดิบมีเหตุผลหลัก คือเพื่อ ลดต้นทุนการผลิตอันเกิดจากการขนส่งวัตถุดิบ อุตสาหกรรมที่เลือกที่ตั้งโรงงานใกล้แหล่งวัตถุดิบ มักได้แก่อุตสาหกรรมทางการเกษตรและอุตสาหกรรมที่ต้องใช้แร่ธาตุเป็นวัตถุดิบ ตัวอย่างเช่น โรงงานปูนซีเมนต์ โรงงานถลุงสังกะสี โรงงานสับปะรดกระป๋อง และ โรงงานปลากระป๋อง เป็นต้น

ทั้งนี้เพราะวัตถุดิบมีขนาดใหญ่ น้ำหนักมาก การขนส่งต้องเสียค่าใช้จ่ายสูง และวัตถุดิบบางประเภทเกิดการเน่าเสียได้ง่าย จึงต้องรีบส่งเข้าโรงงานอย่างรวดเร็ว

- ตลาด โรงงานหรือการค้าในลักษณะที่ใช้วัตถุดิบน้อย มักนิยมตั้งใกล้ตลาดสินค้า โดยเฉพาะอย่างยิ่งกิจการด้านการบริการ เช่น โรงแรมโรงพยาบาล และห้างสรรพสินค้า เป็นต้น นอกจากนี้โรงงานอุตสาหกรรมบางประเภทต้องตั้งใกล้ตลาดสินค้า ทั้งนี้เพราะสินค้าที่ผลิตเกิดการเน่าเสียได้ง่าย ตัวอย่างเช่น โรงงานทำขนมปัง โรงงานไอศกรีมและนมสด เป็นต้น

- แรงงาน แรงงานเป็นปัจจัยที่สำคัญประการหนึ่งของการผลิต โดยเฉพาะอย่างยิ่งใน อุตสาหกรรมประเภทต้องใช้แรงงานมากเช่นอุตสาหกรรมทอผ้า อุตสาหกรรมประกอบเครื่องใช้ไฟฟ้าและแผงวงจรไฟฟ้า และอุตสาหกรรมหัตถกรรมต่าง ๆ เป็นต้น ความเพียงพอของแรงงานตลอดจนค่าจ้างแรงงานของทำเลที่ตั้งโรงงานแต่ละแห่ง ย่อมมีผลอย่างสำคัญต่อการตัดสินใจเลือกสถานที่ตั้งโรงงานใหม่ ในเมืองใหญ่หรือชุมชนใหญ่ย่อมมีแรงงานทั้งที่เป็นช่างชำนาญงานและแรงงานไม่ใช่ฝีมืออยู่มาก แต่ค่าแรงก็มักจะสูงกว่าในเมืองเล็กหรือชุมชนเล็ก การตัดสินใจเลือกที่ตั้งโรงงานจึงต้องพิจารณาถึงความพอเพียงของแรงงานและค่าแรงงานประกอบกับที่ดิน การซื้อที่ดิน เพื่อปลูกสร้างโรงงาน เป็นการตัดสินใจที่เกี่ยวกับเงิน ก้อนใหญ่ ตามปกติทำเลในเขตเมือง จะมีราคาสูง และค่าใช้จ่ายอื่น ๆ ที่ตามมาก็จะราคาสูงด้วย ดังนั้นโรงงานส่วนมากจะตั้งไกลเมืองออกไปอยู่ตามชนบท หรือชานเมือง

- การขนส่ง การขนส่งเป็นปัจจัยที่มีความสำคัญมากที่จะส่งผลต่อการกำหนดค่าใช้จ่ายในการลงทุน และค่าใช้จ่ายในการขนส่งก็จะส่งผลให้ราคาสินค้าสูงหรือต่ำลงได้ จึงนับได้ว่าการขนส่งถือว่าเป็นปัญหาที่จะต้องพิจารณาระมัดระวังรอบคอบ มีเหตุผล ทั้งนี้เพราะว่าปัจจัยการผลิตต่าง ๆ ไม่ว่าจะเป็นวัตถุดิบ คน เครื่องจักร อุปกรณ์และสิ่งสนับสนุนการผลิตต่าง ๆ ที่จะนำไปสู่โรงงานล้วนแต่อาศัยการขนส่งทั้งสิ้น หลังจากนั้น เมื่อโรงงานทำการแปรรูปวัตถุดิบเป็นผลิตภัณฑ์ แล้วก็ต้องขนส่งสู่ตลาดอีก ปัญหาที่ต้องพิจารณาเรื่องการขนส่งก็คือ ช่วงระหว่างวัตถุดิบกับโรงงาน และช่วงระหว่างโรงงานกับตลาด หรือแหล่งจำหน่าย ช่วงดังกล่าวสามารถขนส่งได้กี่วิธีขนส่งอย่างไรจึงจะเป็นไปด้วยความเรียบร้อย และประหยัดค่าใช้จ่ายในการขนส่งน้อยที่สุด

- พลังงาน ธรรมชาติของอุตสาหกรรมแต่ละรูปแบบอาจมีความต้องการแหล่ง ต้นกำลัง และเชื้อเพลิงที่แตกต่างกันไป ส่วนใหญ่แล้วมักจะต้องการแหล่งต้นกำลังจากกระแสไฟฟ้า โดยใช้บริการกระแสไฟฟ้าจากการไฟฟ้าฝ่ายผลิตมากกว่า ที่จะผลิตกระแสไฟฟ้ามาใช้เอง ทั้งนี้เพราะต้นทุนการผลิตต่ำกว่า แต่บางครั้งโรงงานอาจมีเครื่องผลิตกระแสไฟฟ้าสำรองไว้เผื่อในกรณีกระแสไฟฟ้าดับกะทันหันหรือในยามฉุกเฉินอันมีผลกระทบต่อระบบการผลิต โดยเฉพาะโรงงานที่ติดตั้งระบบการผลิตแบบต่อเนื่องนั้นจะต้องคำนึงถึงสิ่งนี้ด้วย อย่างไรก็ตามยังมี

อุตสาหกรรมอีกหลายประเภทต้องอาศัยเชื้อเพลิงต่าง ๆ เป็นแหล่งต้นกำลังในการผลิตที่แตกต่างกัน เช่น น้ำมัน เครื่องยนต์ แก๊ส เป็นต้น

- สาธารณูปโภคโรงงานอุตสาหกรรมทุกโรงจำเป็นต้องใช้น้ำ ไฟฟ้า ระบบน้ำบำบัดน้ำเสีย อุตสาหกรรมหลายชนิดมีมลภาวะ ซึ่งเป็นภัยต่อชีวิตและธรรมชาติ เช่น สารเคมี น้ำมัน ซึ่งถ้าปล่อยลงแม่น้ำ ก็จะทำให้น้ำในแม่น้ำเน่าเสีย ควันไฟ ก๊าซบางอย่างทำให้อากาศเป็นพิษ โรงงานจำเป็นต้องรับผิดชอบต่อสังคมและปฏิบัติตามกฎหมายอย่างเคร่งครัด ในการพยายามกำจัดสิ่งเป็นพิษเหล่านี้ ไม่ให้เกิดมลภาวะขึ้นมาได้

- การวิเคราะห์ปัจจัยในการเลือกที่ตั้งโรงงานอุตสาหกรรม เมื่อมีการศึกษาปัจจัยในการเลือกที่ตั้งโรงงานอุตสาหกรรมแล้ว บางครั้งอาจจะมีทำเลให้เลือกหลายทำเล ซึ่งการที่จะตัดสินใจเลือกเอาทำเลใดทำเลหนึ่งเป็นทำเลที่ตั้งโรงงานนั้น ก็เป็นเรื่องที่ยากที่จะตัดสินใจได้ง่าย ๆ หากไม่มีการวิเคราะห์ปัจจัยในการเลือกทำเลที่ตั้งโรงงาน ฉะนั้นในส่วนนี้ผู้เขียนจะเสนอการวิเคราะห์ปัจจัยในการเลือกทำเลที่ตั้งโรงงานเพื่อช่วยให้ผู้บริหารอุตสาหกรรมตัดสินใจเลือกทำเลที่ตั้งโรงงานได้ง่ายขึ้น

การวิเคราะห์ปัจจัยเลือกทำเลที่ตั้งโรงงานทำกัน 5 วิธีคือ

1. วิธีให้คะแนน (Rating Plan)
2. วิธีเปรียบเทียบค่าใช้จ่าย (Cost Comparison)
3. วิธีวิเคราะห์จุดคุ้มทุนของทำเลที่ตั้ง (Location break-even analysis)
4. วิธีเปรียบเทียบระยะทาง (Distance Comparison)
5. วิธีวิเคราะห์ด้วยตัวแบบการขนส่ง (Transportation Model)

ในการทำการศึกษาคำถามเป็นไปได้อย่างไรจะใช้การวิเคราะห์ปัจจัยเลือกทำเลที่ตั้งโรงงานแบบที่ 1 คือ วิธีให้คะแนน โดยมีรายละเอียดดังนี้ วิธีนี้มีการชั่งน้ำหนักปัจจัยต่าง ๆ ที่มีความสำคัญต่อการผลิต ปัจจัยที่มีความสำคัญมากที่สุดก็จะได้รับคะแนนมากที่สุด เช่น สมมติว่า ปัจจัยที่ตั้งทำเลใกล้แหล่งวัตถุดิบสำคัญที่สุด ก็จะกำหนดให้คะแนน 400 คะแนน ส่วนสิ่งแวดล้อมมีความสำคัญน้อยก็จะให้คะแนนเต็ม 50 คะแนน เมื่อมีทำเลให้เลือก 3 ทำเล ผู้วิเคราะห์ก็จะให้คะแนนครบทุกทำเลในความเป็นจริงในการเลือกที่ตั้งโรงงานอุตสาหกรรมนั้นมีด้วยกันหลายปัจจัย ผู้วิเคราะห์ก็ต้องให้คะแนนทุกปัจจัย และทุกทำเลที่ตั้งนำมาวิเคราะห์ หลังจากให้คะแนนเต็มของแต่ละปัจจัยแล้ว ต่อไปผู้วิเคราะห์ก็จะพิจารณาว่า แต่ละทำลานั้นควรจะได้คะแนนมากน้อยแตกต่างกันเพียงใด และนำมาเปรียบเทียบผลการวิเคราะห์ค่าคะแนน และทำการเลือกทำเลที่ดีที่สุด

3.1.2 กำลังการผลิต

กำลังการผลิต คือ อัตราสูงสุดที่ระบบการผลิตสามารถผลิตได้เต็มที่ในช่วงเวลาหนึ่งของการดำเนินงาน การวัดกำลังการผลิต สามารถกระทำได้ 2 ทาง คือ การวัดกำลังการผลิตจากผลผลิต การวัดกำลังการผลิตจากปัจจัยการผลิต

การวางแผนและจัดการด้านกำลังการผลิต ซึ่งเป็นการวางแผนและดำเนินการเกี่ยวกับขนาดของโรงงานหรือสถานที่ทำการ ผลิต จำนวนเครื่องจักรอุปกรณ์ ตลอดจำนวนคนงานที่เหมาะสม จึงเป็นภาระงานสำคัญของการบริหารการผลิต โดยต้องคำนึงถึงผลลัพธ์ต่อองค์กรในระยะสั้นควบคู่กับระยะยาว

การเปลี่ยนแปลงกำลังการผลิตทำได้โดย การผลิตสินค้าเก็บไว้เพื่อช่วงขายดี การรับคำสั่งซื้อของลูกค้าไว้ก่อนแล้วผลิตส่งให้ภายหลัง การเพิ่มหรือลดจำนวนคนงาน การจ้างงานล่วงหน้า การปรับปรุงกระบวนการผลิต การฝึกอบรมพนักงานให้ทำงานต่างหน้าที่ การหยุดการบำรุงรักษาชั่วคราว การทำสัญญาช่วงกับ Subcontract วิธีการทั้งหมดนี้อาจจะเหมาะสมกับบางสถานการณ์เท่านั้น จึงควรเลือกวิธีที่เหมาะสมกับสถานการณ์ด้วย หรือใช้ผสมกันมากกว่าหนึ่งวิธี เพื่อให้ได้ปริมาณผลผลิตที่ใกล้เคียงกับอุปสงค์ที่เพิ่มขึ้น ดังตัวอย่าง

ตัวอย่าง โรงงานผลิตขนมมอบซาราเจมส์ซึ่งผลิตแยมโรล มีระดับ Effectiv =90% Utilization=80% โรงงานนี้มีสายการผลิต 3 สาย ซึ่งทำงาน 7 วันต่อสัปดาห์ วันละ 3 กะ กะละ 8 ชั่วโมง แต่ละสายการผลิตผลิตแยมโรลได้ 120 ชิ้นต่อชั่วโมง จงหาอัตราการผลิตที่แท้จริง (rated capacity)

$$\text{อัตราการผลิตที่แท้จริง} = (\text{capacity}) (\text{utilization})(\text{effective}) \quad (7)$$

$$= (120 \times 3 \times 168) (0.8) (0.9) = 43,546 \text{ ชิ้นต่อสัปดาห์}$$

หรือ

$$\text{กำลังการผลิตต่อปี} = \frac{\text{กำลังการผลิต (ลิตรต่อวัน)} \times \text{วันทำงานต่อปี} \times \text{อัตราการผลิต}}{100} \quad (8)$$

กำลังการผลิตที่สูงสุดที่องค์กรมีอยู่นั้นจะถูกใช้ไปปฏิบัติการผลิตให้ได้ผลผลิตเท่าใดขึ้นอยู่กับระดับการผลิตที่ตั้งไว้ให้เกิดต้นทุนการผลิตที่ประหยัดซึ่ง คาดหวังเอาไว้ (Utilization)

และควมมีประสิทธิภาพ (Effective) ของระดับการผลิตที่คาดหวังไว้นั้นบังเกิดผลเพียงใดด้วยการที่องค์กรจะกำหนด ระดับการผลิตเพียงใดขึ้นอยู่กับปัจจัยภายในและภายนอกองค์กรที่มีผลต่อการตัดสินใจหลายประการ ปัจจัยภายในองค์กรที่ใช้กำหนดระดับกำลังการผลิตที่สำคัญคือ เงินทุน และแนวนโยบายขององค์กร

3.1.3 วัตถุดิบ

วัตถุดิบ คือ สิ่งนำมาแปรรูปเพื่อให้เกิดผลผลิต ซึ่งมีการคัดเลือกและตรวจสอบคุณภาพก่อนการแปรรูป เพื่อให้การดำเนินการผลิตสามารถผลิตผลิตภัณฑ์ที่มีคุณภาพ มีต้นทุนในการผลิตต่ำ วัตถุดิบที่ใช้ในอุตสาหกรรมเกษตรจะต้องมีองค์ประกอบหลักในการพิจารณาอยู่ 4 ประการ คือ

- คุณภาพ วัตถุดิบจะต้องมีคุณภาพที่เหมาะสม และคุณภาพวัตถุดิบจะมีผลต่อการหยุดชะงักของเครื่องจักรอุปกรณ์ในการแปรรูปด้วย เช่น ในการแกะเมล็ดข้าวโพดหวานออกจากฝักด้วยเครื่องแกะเมล็ด หากวัตถุดิบข้าวโพดมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางที่แตกต่างกันมากในระหว่างการดำเนินการแกะอยู่นั้น จะต้องมีการปรับระดับเส้นผ่าศูนย์กลางของเครื่องแกะข้าวโพดให้มีเส้นผ่าศูนย์กลางเท่ากับเส้นผ่าศูนย์กลางของข้าวโพดทำให้ชะงักอยู่ตรงจุดนี้เช่นกัน

- ปริมาณ ปริมาณของวัตถุดิบจะต้องมีมากพอที่จะใช้ในการแปรรูปเป็นผลิตภัณฑ์ตามที่ตั้งเป้าหมายไว้ หากวัตถุดิบมีปริมาณน้อย นอกจากจะได้ผลิตภัณฑ์ต่ำกว่าเป้าหมายแล้ว ยังทำให้ต้นทุนการผลิตผลิตภัณฑ์สูงขึ้นอีกด้วย

- ระยะเวลาที่มีวัตถุดิบ คือ ระยะเวลาที่มีวัตถุดิบส่งป้อนโรงงานแปรรูป ซึ่งเกี่ยวข้องกับการกำหนดตารางการแปรรูป (Schedule of Processing) ของโรงงาน โรงงานอุตสาหกรรมเกษตรแต่ละโรงงานนั้นย่อมมีขีดความสามารถที่จะทำการแปรรูปวัตถุดิบตามกำลังของเครื่องจักรอุปกรณ์ ดังนั้น โรงงานจะกำหนดตารางการแปรรูปให้สอดคล้องกับปริมาณของวัตถุดิบ เพื่อให้โรงงานสามารถดำเนินการแปรรูปให้ผลิตภัณฑ์ตามเป้าหมายเต็มขีดความสามารถของเครื่องจักรอุปกรณ์ และกำลังแรงงาน และให้โรงงานสามารถดำเนินการแปรรูปอย่างต่อเนื่องกันไปได้นานที่สุดเท่าที่จะมีวัตถุดิบส่งป้อนโรงงาน ทั้งจะได้กำหนดตารางการแปรรูปผลิตภัณฑ์รองอื่น ๆ ต่อเนื่องกันไป ทำให้โรงงานสามารถดำเนินงานต่อเนื่องกันได้ตลอดทั้งปี ให้คุ้มค่าการลงทุนและการจ้างแรงงาน

- ราคา ของวัตถุดิบ ราคาของวัตถุดิบจะเป็นส่วนใหญ่มูลของต้นทุนการผลิตซึ่งเกี่ยวข้องไปถึงการตั้งราคาจำหน่ายผลิตภัณฑ์ หากช่วงการผลิตหรือแปรรูปโรงงานมักจะกักตุนวัตถุดิบโดยจัดเก็บไว้ให้เพียงพอต่อการผลิต

3.1.4 กระบวนการผลิต

กระบวนการการผลิต คือกระบวนการที่นำเอาสิ่งของมาเปลี่ยนแปลงเพื่อเพิ่มมูลค่า ยกตัวอย่างเช่น การนำเหล็กแผ่นมาตีขึ้นรูปเป็นหม้อ การนำกระดาษมาพิมพ์เป็นสมุด เพราะฉะนั้น กระบวนการผลิตจะเป็นอะไรก็ได้ ค่อนข้างๆ กระบวนการผลิตคือ กล่องดำ เมื่อนำวัสดุผ่านกล่องดำแล้วจะทำให้วัสดุนั้นมี มูลค่าเพิ่มขึ้น

กระบวนการผลิตที่มีกันอยู่ทั่ว ๆ ไปมีวัตถุประสงค์ประสงค์อยู่อย่างเดียวกันคือ ต้นทุนต่ำ เพื่อที่ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะสามารถแข่งขันในตลาดได้และมีกำไร แต่ในต้นทุนการผลิตนั้นจะประกอบไปด้วยสองส่วนคือ

- ต้นทุนในการดำเนินการผลิต ซึ่งประกอบไปด้วย ค่าวัสดุ, ค่าแรง, ค่าอุปกรณ์, ค่าน้ำ, ค่าไฟ และ ค่าเครื่องจักร

- ต้นทุนคุณภาพ คือต้นทุนที่ต้องใช้เพื่อรักษาให้คุณภาพของผลิตภัณฑ์ให้เป็นไปตามความต้องการของลูกค้าหรือสูงกว่า เพราะการที่ลูกค้าซื้อผลิตภัณฑ์ย่อมต้องการสิ่งที่ตรงกับความ ต้องการ หรือความคาดหวังของเขา และถ้าได้ในสิ่งที่เหนือกว่าความคาดหวังก็ยิ่งพอใจมากขึ้น นอกจากนี้ คำว่า"คุณภาพ"ยังครอบคลุมความหมายถึงประโยชน์ใช้สอย รูปร่างลักษณะที่ดึงดูดใจ คุณค่าทางจิตใจที่ได้รับจากผลิตภัณฑ์ ฯลฯ

การออกแบบกระบวนการผลิตนั้น เป็นพื้นฐานของการปฏิบัติงาน และต้องความรู้ทางด้านวิทยาศาสตร์และเทคโนโลยีอาหารมา ในการออกแบบกระบวนการผลิตจะต้องรวมไปถึง การเขียนกระบวนการผลิตแบบเส้นตรง ซึ่งจะประกอบด้วย การสมดุลพลังงาน และสมดุลวัตถุ การออกแบบกระบวนการผลิตนั้น จะต้องคำนึงถึงสารเคมีในกระบวนการผลิต และยังคำนึงถึงคุณภาพอาหาร การดำเนินงานด้านสุขลักษณะสุขอนามัย และอาหารปลอดภัย

สำหรับหน่วยของการดำเนินการของกระบวนการแปรรูปจะรวมถึงการปฏิบัติด้านความร้อนและการถ่ายโอนความร้อน ซึ่งจะต้องใช้กระบวนการหลายกระบวนการและต้องมีผู้เชี่ยวชาญในการดำเนินการการแปรรูปอาหาร เช่น การแปรรูปโดยใช้ความร้อน การใช้ห้องเย็น การแช่เยือกแข็ง และการบรรจุภัณฑ์ ซึ่งสามารถที่จะใช้คอมพิวเตอร์ในการคำนวณหรือใช้ประโยชน์ในการออกแบบการแปรรูปอาหาร การออกแบบกระบวนการผลิตนั้นจะต้องประกอบไปด้วย 3 ขั้นตอน คือ

Process block diagram (PBD) แผนผังที่ง่ายที่สุดของกระบวนการผลิตที่ทำโดยการเขียนเป็นกล่องสี่เหลี่ยม เพื่อในการสมดุลวัตถุดิบและพลังงานในกระบวนการผลิต แผนผังนี้ยังสามารถที่จะช่วยให้การทำงานนั้นมีประสิทธิภาพได้ดีขึ้น เนื่องจากใช้ได้ง่าย เข้าใจอย่างรวดเร็ว

และสะดวกต่อการอธิบายให้กับพนักงานใหม่ เช่น มีพนักงานใหม่เข้ามาทำงานทางบริษัทจะไม่เสียเวลา หรือเสียเวลาน้อยลงในการสอนหรือทำการอบรม ตัวอย่างของบล็อก ไออะแกรม คือ กระบวนการทำน้ำส้มเข้มข้น ดังภาพที่ 7 (Maroulis และ Zacharias , 2008)

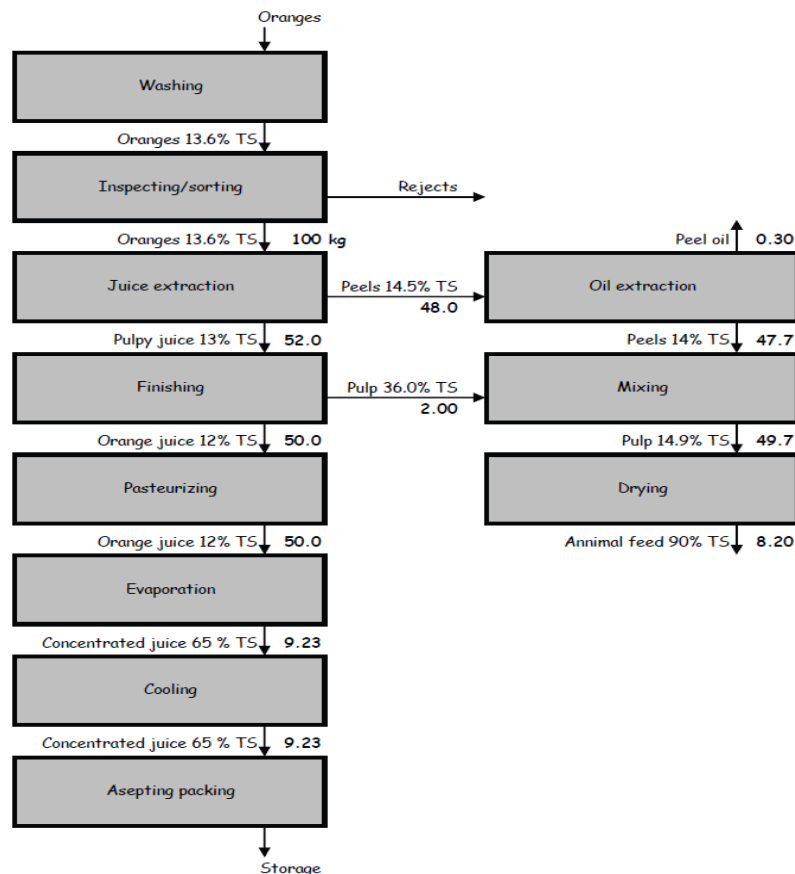


Figure 7.Process block diagram

ที่มา : Maroulis และ Zacharias (2008)

- Process Flow diagram (PFD) หรือ Flowsheet ซึ่งจะอธิบายเกี่ยวกับการไหลของวัตถุดิบและผลิตภัณฑ์ในกระบวนการผลิต จะแสดงเป็นสัญลักษณ์ เครื่องหมายหลายๆชนิด จะเห็นว่า PFD นั้นทำให้เรารู้ว่า จะต้องใช้อุปกรณ์อะไรบ้าง เริ่มต้นจากอุปกรณ์ชิ้นใด และผ่านอุปกรณ์ใดบ้างอย่างเห็นได้ชัดเจน ซึ่งมีรูปเครื่องมือต่างๆที่คอยอธิบายเป็นขั้นตอนการไหลของวัตถุดิบ โดยมีตัวอย่างภาพที่ 8

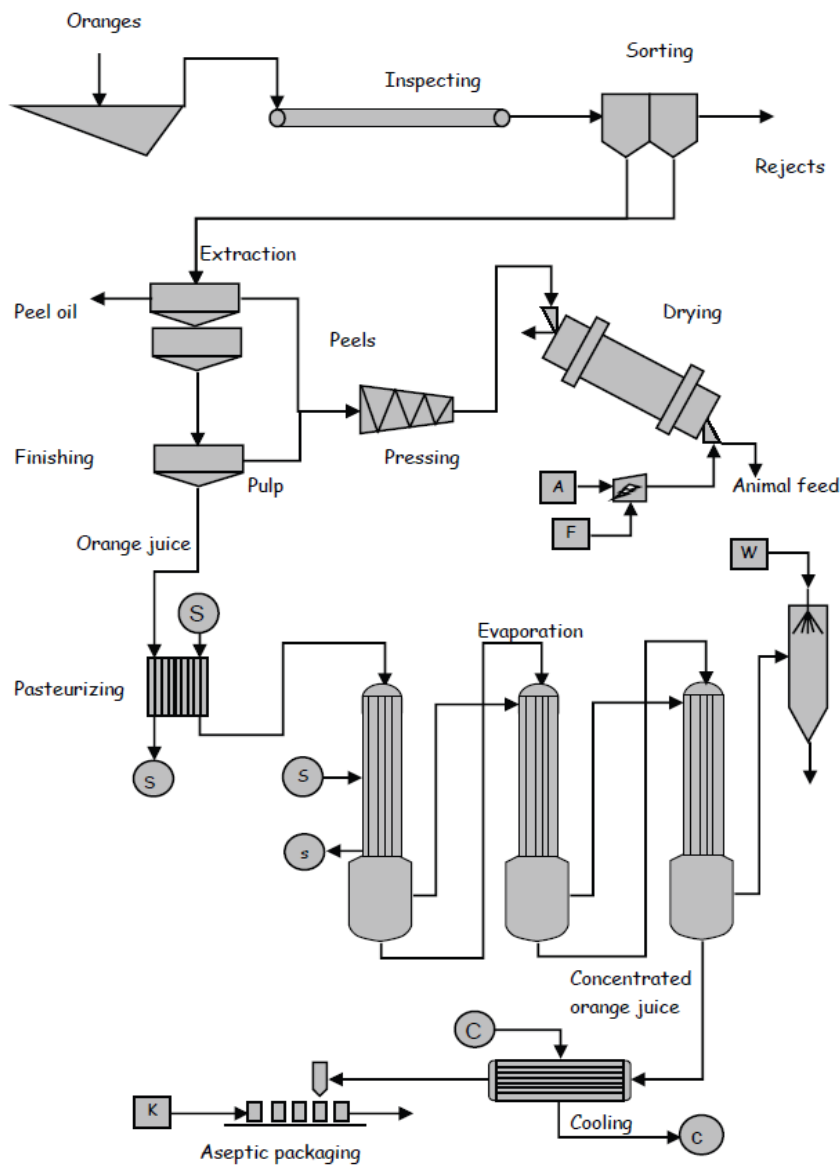


Figure 8.Process Flow diagram

ที่มา: Maroulis และ Zacharias (2008)

- Layout หรือ floor plan เป็นแผนผังกระบวนการผลิตที่มีการวางระบบการจัดการ การวางอุปกรณ์ในพื้นที่โรงงาน วางวัตถุดิบจะเข้ามาในบริเวณใด และจะออกทางบริเวณใด ต้องผ่านเครื่องมืออะไรบ้าง และเครื่องมือเหล่านั้นจะต้องวางในรูปแบบใดตัวอย่างการวางผังโรงงาน ของโรงงานผลิตน้ำส้มเข้มข้น ดังภาพที่ 9

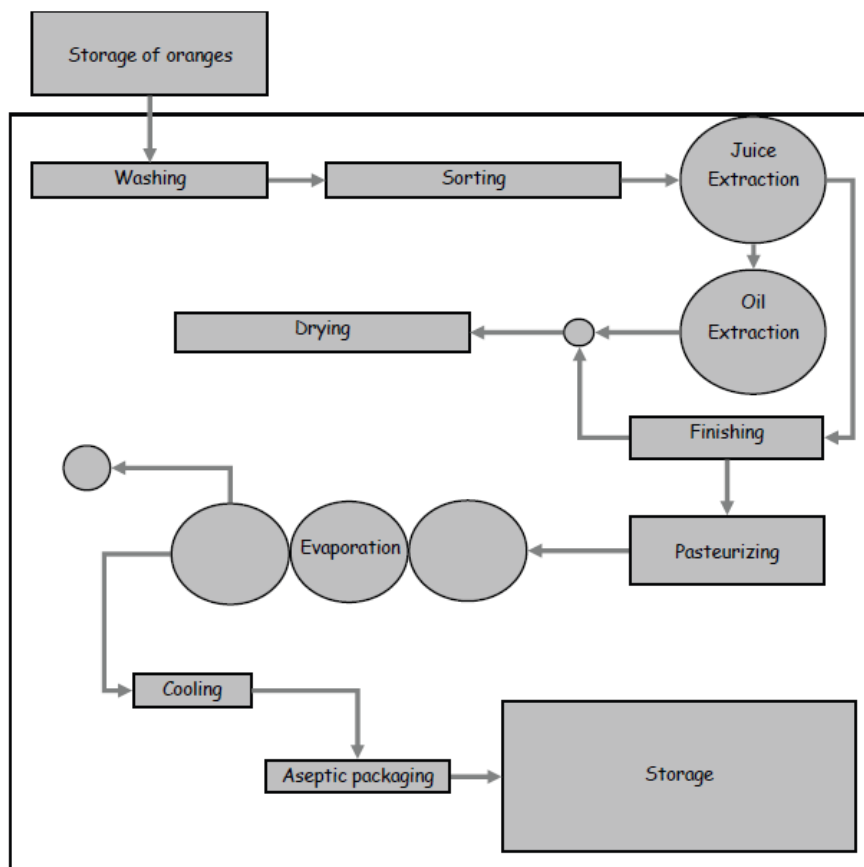


Figure 9.Layout or floor plan

ที่มา: Maroulis และ Zacharias (2008)

3.1.5 ค่าจ้างแรงงาน หมายถึง เงินทุกประเภทที่นายจ้างจ่ายให้แก่ลูกจ้างเป็นค่าตอบแทนการทำงานในวันและเวลาทำงานปกติ ไม่ว่าจะคำนวณตามระยะเวลาหรือคำนวณตามผลงานที่ลูกจ้างทำได้และรวมถึงเงินที่นายจ้างจ่ายให้ในวันหยุด และวันลาซึ่งลูกจ้างไม่ได้ทำงานด้วย ทั้งนี้ ไม่ว่าจะกำหนดคำนวณหรือจ่ายในลักษณะใดหรือโดยวิธีใด และไม่ว่าจะเรียกชื่ออย่างไร

ข้อสังเกตเงินค่าตอบแทนที่ถือเป็นค่าจ้าง คือ เงินที่นายจ้างจ่ายหรือตกลงให้จ่ายแก่ลูกจ้างเพื่อตอบแทนการทำงานในวันและเวลาทำงานปกติเป็นการประจำโดยไม่มีเงื่อนไข เช่น เงินเดือน ค่าจ้างรายวัน เงินประจำตำแหน่ง ค่าครองชีพ เป็นต้น

ข้อสังเกตเงินค่าตอบแทนที่ไม่ถือเป็นค่าจ้างคือ เงินที่นายจ้างจ่ายเพื่อตอบแทนการทำงานนอกเวลาหรือเกินเวลาทำงานปกติ จ่ายเพื่อการจูงใจให้ทำงาน จ่ายเป็นเงินช่วยเหลือ เงินรางวัล เงินสวัสดิการ หรือเงินอื่น ๆ ในทำนองเช่นว่านั้น เช่น ค่าล่วงเวลา คนทำงานในวันหยุด เงินโบนัส ค่าเบี้ยขยัน ค่าเล่าเรียนบุตร ค่าชดเชย เป็นต้น

3.1.6 ค่าพลังงานไฟฟ้า

ค่าพลังงานไฟฟ้าที่ใช้ในกระบวนการผลิตทั้งหมด ตั้งแต่เริ่มต้นจากวัตถุดิบเข้าสู่กระบวนการผลิต จนถึงสิ้นสุดกระบวนการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ ไม่ว่าจะเป็น ระบบการกรองด้วยเมมเบรน เป็นต้น ซึ่งจะต้องคำนวณ หาค่าพลังงานไฟฟ้าทั้งหมดที่ใช้เพื่อการวิเคราะห์ออกมาเป็นค่าเงินที่ต้องจ่ายไป

3.1.7 ค่าน้ำประปา

ค่าน้ำประปาที่ใช้ไปกระบวนการผลิตทั้งหมด เริ่มตั้งแต่การรับวัตถุดิบเข้าสู่กระบวนการผลิต จนถึงสิ้นสุดกระบวนการผลิตเป็นผลิตภัณฑ์ ซึ่งจะต้องคิดคำนวณปริมาณที่ใช้ทั้งหมด เช่น การล้างอุปกรณ์ต่างๆ การใช้น้ำเพื่อทำความสะอาดตัวบุคคล เป็นต้น

3.1.8 ค่าบำรุงรักษาเครื่องจักร

เครื่องจักรและอุปกรณ์ต่าง ๆ ที่นำมาใช้ในกระบวนการผลิต แม้จะออกแบบมาดีเลิศเพียงใด การชำรุดเสียหายย่อมมิได้เสมอ เมื่อเหตุการณ์เช่นนี้เกิดขึ้น โรงงานจะประสบกับความสูญเสียอย่างน้อยที่สุดก็ด้วยเหตุผลสามประการต่อไปนี้

- เมื่อเครื่องจักรและอุปกรณ์ชำรุดซ่อมไม่สามารถทำการผลิตได้ เมื่อไม่มีการผลิตก็อาจทำให้ไม่มีสินค้าไว้ขาย เมื่อไม่มีการขายย่อมไม่มีรายได้เข้าบริษัท
- เมื่อเครื่องจักรและอุปกรณ์การผลิตชำรุด พนักงานซ่อมไม่มีงานทำ แต่บริษัทยังต้องจ่ายค่าจ้าง
- เมื่อเครื่องจักรและอุปกรณ์ชำรุดแม้แต่เพียงหน่วยเดียวอาจทำให้ต้องหยุดเดินเครื่องทั้งระบบการผลิต ซึ่งก่อให้เกิดความสูญเสียทั้งทางด้านการผลิตและทางด้านการเงิน ด้วยเหตุผลดังกล่าว การซ่อมบำรุงจึงมีความสำคัญอย่างยิ่งต่อระบบการผลิต นักบริหารการผลิตจึงแสวงหาวิธีการต่าง ๆ เพื่อให้มีระบบการซ่อมบำรุงที่มีประสิทธิภาพและประสิทธิผลมากที่สุด ดังนั้นค่าบำรุงรักษาเครื่องจักรจึงมีส่วนสำคัญในการช่วยให้โรงงานมีประสิทธิภาพในการผลิตที่ดีตลอดไป

3.2 การศึกษาความเป็นไปได้ด้านการเงิน

จันทนา จันทโร และศิริจันทร์ ทองประเสริฐ (2540) กล่าวว่า การศึกษาด้านการเงินเป็นการวิเคราะห์ผลตอบแทนทางการเงิน หรือการวิเคราะห์ความสามารถในการทำกำไรของโครงการหรืองานวิจัย เพื่อประโยชน์สูงสุดของเจ้าของโครงการ

3.2.1 เงินต้นทุน

ค่าใช้จ่ายทั้งหมด (C_T) เงินลงทุนในโรงงานแปรรูปมีตัวอย่างแสดงในภาพที่ ซึ่งจะประกอบไปด้วย

- ต้นทุนคงที่ (C_F) เป็นต้นทุนที่จำเป็นต่อความสะดวกสบายของโรงงาน
- ต้นทุนการทำงาน (C_W) เป็นต้นทุนที่ใช้ในการดำเนินการของโรงงาน โดยมีสูตรการคำนวณ ดังนี้สมการที่ 9

$$C_T = C_F + C_W \quad (9)$$

ต้นทุนคงที่ จะประกอบด้วยค่าใช้จ่ายอุปกรณ์ต่างๆ ที่มาติดตั้ง ระบบท่อน้ำ ระบบเครื่องมือ ระบบควบคุม ไฟฟ้า อาคาร ที่ดิน งานวิศวกรรม และค่าใช้จ่ายอื่นๆ

ต้นทุนการดำเนินงานในโรงงานอุตสาหกรรมประกอบด้วยจำนวนเงินรวมของเงินลงทุนในวัตถุดิบและ อุปกรณ์การดำเนินการในสินค้าสำเร็จรูปและผลิตภัณฑ์กึ่งสำเร็จรูป, ลูกหนี้และเจ้าหนี้และเงินสดเก็บไว้ในมือ

ค่าใช้จ่ายในการลงทุนทั้งหมดของโครงการลงทุนจะแบ่งเป็น 3 ส่วนคือ ค่าใช้จ่ายก่อนการดำเนินการ สินทรัพย์ถาวร และเงินทุนหมุนเวียน แสดงรายละเอียดดังนี้

- ค่าใช้จ่ายก่อนการดำเนินการ สำหรับการใช้จ่ายก่อนการดำเนินการ ได้แก่ ค่าใช้จ่ายในการบริหาร หรือค่าใช้จ่ายที่เกิดขึ้นจากการติดต่อกานต่างๆ ที่เกิดขึ้นในระหว่างการก่อสร้าง และการติดตั้งต่างๆ ตามความต้องการของโครงการหรืองานวิจัยก่อนที่จะมีการดำเนินงานจริง

- ค่าใช้จ่ายในสินทรัพย์ถาวร สำหรับค่าใช้จ่ายในสินทรัพย์ถาวร ได้แก่ เงินลงเครื่องจักร อุปกรณ์ และสินทรัพย์ถาวรอื่นๆ รวมถึงค่าใช้จ่ายที่เกิดขึ้นเพื่อการติดตั้งสินทรัพย์ถาวรนั้นๆ

- เงินทุนหมุนเวียน สำหรับเงินทุนหมุนเวียน ได้แก่ จำนวนเงินส่วนที่ต้องการ เพื่อในการจัดหาสินทรัพย์หมุนเวียนที่จำเป็นสำหรับการดำเนินงาน ได้แก่ ลูกหนี้การค้า วัตถุดิบ สินค้าสำเร็จรูปและเงินสดในมือ เงินทุนหมุนเวียนของโครงการทั้งหมดโดยประมาณ

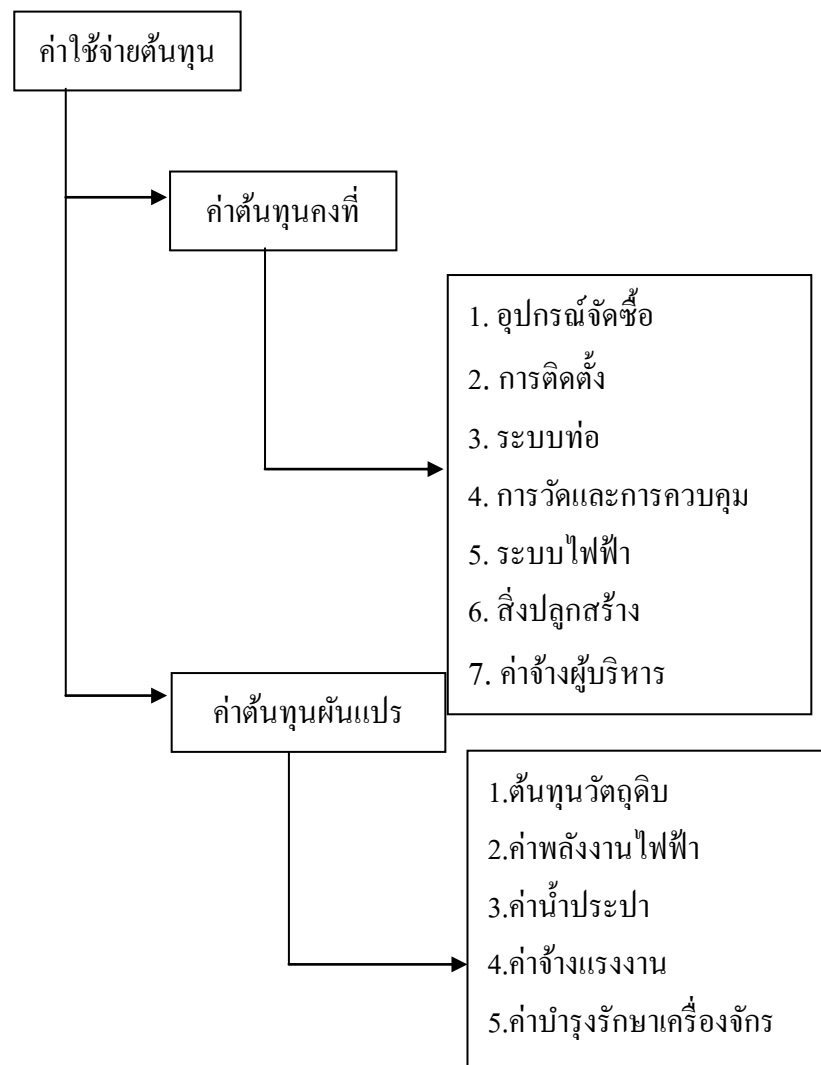


Figure 10. Production cost

ที่มา: Maroulis และ Zacharias (2008)

3.2.2 ระยะเวลาเงินทุน คือ ระยะเวลาที่ทำให้กระแสเงินสดรับสุทธิในแต่ละปีรวมกันมีค่าเท่ากับเงินสดจ่ายลงทุนเริ่มแรก โดยมีหลักเกณฑ์ คือ กิจกรรมจะตอบรับโครงการลงทุนนั้น ถ้าระยะเวลาเงินทุนที่คำนวณได้มีค่าน้อยกว่าอายุโครงการ หรือน้อยกว่าระยะเวลาเงินทุนที่กิจการต้องการ

การคำนวณระยะเวลาเงินทุน อาจทำได้ ดังนี้

$$\text{ระยะเวลาเงินทุน} = \frac{\text{ต้นทุนคงที่} + \text{ต้นทุนการดำเนินงาน (บาท)}}{\text{รายได้ทางตรง} + \text{รายได้ทางอ้อม (บาทต่อเดือน)}} \quad (10)$$

3.3 การวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของการใช้เทคโนโลยีเมมเบรนในการทำเข้มข้น

ได้มีการศึกษาเรื่องการออกแบบการผลิตและวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ระบบเมมเบรนแบบเซรามิกของเมมเบรนชนิดไมโครฟิลเตรชันในสตาร์ชข้าวโพดที่ผ่านการย่อย โดยที่สตาร์ชข้าวโพดไฮโดรไลสเสท คือ ผลิตภัณฑ์ที่ได้จากการย่อยสตาร์ชด้วยเอนไซม์-เอนไซม์ หรือ เอนไซม์-กรด ในการย่อยนั้นจะกำจัดของแข็งแขวนลอย โปรตีน ไขมัน และ สิ่งเจือปนอื่นๆ ซึ่งรายละเอียดของคุณสมบัติแสดงดังตารางที่ 10

Table 10. Corn starch hydrolysate property.

คุณสมบัติของสตาร์ชข้าวโพดไฮโดรไลสเสท	
ปริมาณของแข็งทั้งหมด	29.1 %
พีเอช	4.3
ปริมาณไนโตรเจน	243 ppm.
ของแข็งแขวนลอย	0.25 %

ที่มา : Singh และ Cheryan (1998)

การประยุกต์ใช้ไมโครฟิลเตรชันในการแยกสารทำให้การไฮโดรไลสเสทบริสุทธิ์ขึ้นอย่างมีประสิทธิภาพและค่าใช้จ่ายน้อย ถึงแม้ว่าสารป้อนเหล่านั้นจะมีสิ่งสกปรกอย่างน้อยร้อยละ 1 จากกระบวนการดังกล่าวจะได้ผลิตภัณฑ์เป็นสองส่วนคือ ส่วนที่ผ่านเมมเบรน คือ เพอมิเอท(ไซรัปใส) และส่วนที่ไม่ผ่านเมมเบรนหรือส่วนที่เข้มข้น เรียกว่ารีเทนเทท(สตาร์ชเข้มข้น) ดังแสดงในตารางที่ 11

Table 11. Process capacity

กำลังการผลิตของกระบวนการ	
วัตถุดิบเริ่มต้น (สตาร์ชข้าวโพดไฮโดรไลสเสท)	113.6 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง
สตาร์ชเข้มข้น (รีเทนเทท)	1.2 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง
ไซรัปใส (เพอมิเอท)	112.4 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง

ที่มา : Singh และ Cheryan (1998)

คุณสมบัติของเมมเบรนไมโครฟิลเตรชันที่ใช้ในการวิจัยนี้นั้นจะประกอบด้วยชนิดของเมมเบรน , วัสดุเมมเบรน, เส้นผ่าศูนย์กลางของแต่ละช่อง, ความยาว, พื้นที่หน้าตัด, ขนาดรูพรุน ดังแสดงในตารางที่ 12

Table 12. Microfiltration membrane property.

คุณสมบัติของเมมเบรน	
ชนิดของเมมเบรน ,วัสดุเมมเบรน	ไมโครฟิลเตรชัน, เซรามิก
เส้นผ่านศูนย์กลางของแต่ละช่อง	4 มิลลิเมตร
ความยาว	850 มิลลิเมตร
พื้นที่หน้าตัด	0.2 ตารางเมตร
ขนาดรูพรุน	0.2 ไมโครเมตร

หมายเหตุ : เส้นผ่านศูนย์กลาง, ความยาว, พื้นที่หน้าตัด, ขนาดรูพรุนต่อโมดูล

ที่มา : Singh และ Cheryan (1998)

การออกแบบการผลิตและวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ระบบเมมเบรนแบบเซรามิกของเมมเบรนชนิดไมโครฟิลเตรชันในสตาร์ชข้าวโพดที่ผ่านการย่อยมีระบบการทำงานอยู่ 5 ขั้นตอนซึ่งจากการทดลองปรากฏว่าขั้นตอนที่ 1 และขั้นตอนที่ 2 ดังภาพที่ 12 ใช้ค่าใช้จ่ายน้อยที่สุดจากขั้นตอนทั้งหมด โดยพื้นที่เมมเบรน 385.6 ตารางเมตรในขั้นตอนที่ 1 และ 316.9 ในขั้นตอนที่ 2 โดยระบบการทำงานแสดงดังตารางที่ 13

Table 13. Operation system

ระบบการทำงาน	ขั้นที่ 1	ขั้นที่ 2
วัตถุดิบเริ่มต้น (ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง)	113.6	51.9
รีเทนเทท (ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง)	51.9	1.2
เพอมีเอท (ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง)	61.7	50.7
ค่าฟลักซ์เฉลี่ย (ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง)	139.7	114.8

ที่มา : Singh และ Cheryan (1998)

ข้อมูลค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานของระบบการกรองด้วยไมโคร-ฟิลเตรชันจากตารางที่ 14 โดยในการดำเนินงานนั้นจะประกอบไปด้วย ค่าโมดูลเมมเบรน และตัวกระบอกใส่ เมมเบรน ,ค่าเมมเบรนที่ใช้, ค่าเครื่องปั๊ม, ค่าแผงควบคุม วาล์ว ท่อ อุปกรณ์, และค่าทำความสะอาดระบบต่างๆ ซึ่งอุปกรณ์ดังกล่าวล้วนแต่จะต้องใช้ค่าใช้จ่ายที่สูงเนื่องจากผลิตด้วยวัตถุดิบที่คุณภาพและสามารถที่จะทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ

Table 14. Capital costs data for microfiltration system

Module (membrane+housing)	\$2000 m ⁻²
Membrane	\$1600 m ⁻²
Pump	\$1.59m ⁻³ h ⁻¹ (\$7gal ⁻¹ min ⁻¹)
Controls, valves, pipes and fittings	\$50000 per stage
CIP (clean-in-place) system	\$50000 for the whole plant

ที่มา : Singh และ Cheryan (1998)

เงินลงทุนรวม คือ ผลรวมของค่าใช้จ่ายของโมดูล, ปั๊ม, วาล์วควบคุมท่ออุปกรณ์ และระบบทำความสะอาดในท่อ เกณฑ์ในการตัดสินใจลงทุนการดำเนินงานประมาณจะแสดงใน ตารางที่ 14 ต้นทุนคงมีความแตกต่างกันระหว่างต้นทุนในการดำเนินการทั้งหมด และต้นทุนของ เมมเบรน (Singh และ Cheryan,1998)

Table 15. Operating cost basis for microfiltration

Depreciation	7 yr life, straight line method
Membrane life	5 yr
Power	\$0.05 kWh ⁻¹
Cleaning costs	\$4 m ⁻² yr ⁻¹
Labor costs	18 per man-h (4 man-h day ⁻¹)
Maintenance costs	3% of the fixed capital cost

ที่มา : Singh และ Cheryan (1998)

จากตารางที่ 15 แสดงให้เห็นว่าเงินลงทุนพื้นฐานด้านการดำเนินงานของการกรอง ด้วยไมโครฟิลเตรชัน พบว่า มีค่าใช้จ่ายที่ต้องใช้คือ ค่าเสื่อมราคา, อายุการใช้งานเมมเบรน, พลังงานที่ใช้ในการดำเนินงาน, ค่าใช้จ่ายในการทำความสะอาด, ค่าใช้จ่ายแรงงาน, ค่าใช้จ่ายในการ บำรุงรักษา เป็นต้น ซึ่งค่าใช้จ่ายดังกล่าวจะขึ้นอยู่กับกำลังการผลิตของโรงงานนั้นๆ ว่าผลิตมาก น้อยเพียงใด หากมีการผลิตที่สูงค่าใช้จ่ายในการดำเนินการก็จะสูงตามกำลังการผลิต ถ้าเกิดผลิตใน ปริมาณที่น้อยค่าใช้จ่ายก็จะน้อยตามกำลังการผลิตเช่นเดียวกัน

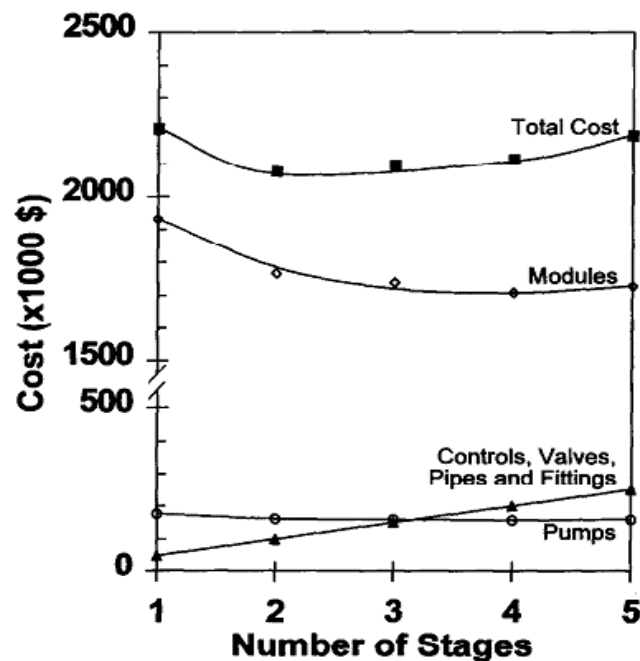


Figure 11.Effect of number of stages of the microfiltration plant on various capital cost

ที่มา : Singh และ Cheryan (1998)

ภาพที่ 11 แสดงต้นทุนค่าใช้จ่ายของจำนวนระดับที่ใช้ในโรงงาน พื้นที่เมมเบรนลดลงด้วยการเพิ่มจำนวนของชั้นตอน แต่เป็นการชดเชยสำหรับการเพิ่มขึ้นของค่าใช้จ่ายของเครื่องควบคุม วาล์ว ท่อ และอุปกรณ์ โดยเฉพาะอย่างยิ่งในกรณีค่าใช้จ่ายต้นทุนรวมจะต้องผ่านขั้นต่ำของเมมเบรนบางส่วน หลังจากทีคำนวณถึงพื้นที่อื่นๆที่จำเป็น การทำความสะอาดและจำนวนของโมดูลที่จำเป็น ซึ่งพื้นที่เมมเบรนเป็น 883.3 ตารางเมตร เงินลงทุนรวมสำหรับโรงงานเมมเบรนสองส่วนจะเท่ากับ 2,077,465\$ เมื่อเทียบกับโรงงานทั้งหมดที่ใช้เมมเบรน 2,352\$ ในแง่ของการผลิตของโรงงาน ต้นทุนค่าใช้จ่ายของเด็กโตสแห่งเป็น 6.60\$ ต่อตันต่อปี โมดูลเมมเบรนอย่างเดียวกคิดเป็นร้อยละ 85 ของค่าใช้จ่ายทั้งหมด (Navpreet และ Munir ,1998) ค่าใช้จ่ายในการดำเนินงานของไมโครฟิลเตรชัน แสดงดังตารางที่ 16 ซึ่งจะต้องใช้ 349,899 \$ ต่อปีเมื่อเทียบเท่ากับเดคโตส 1.64 ต่อตันน้ำหนักแห้ง ค่าใช้จ่ายของเมมเบรนอยู่ที่ร้อยละ 56.4 ของค่าใช้จ่ายทั้งหมด ซึ่งต่อไปจะลดต้นทุนการดำเนิน ทำให้มีเงินเก็บในส่วนของอัลตราฟิลเตรชันเป็นเงิน 1,310,843 \$ โดยระยะเวลาคืนทุนอยู่ที่ 1.6 ปี (Singh และ Cheryan,1998)

Table 16.. Annual operating costs (\$) for microfiltration (MF)

Microfiltration (MF)	Operating Costs (%)
Membrane replacement cost	81
Power consumption	5
Labor	7
Cleaning	1
Maintenance	6

ที่มา: Singh และ Cheryan (1998)

จากตารางที่ 16 พบว่า ต้นทุนการดำเนินงานประจำปีของการกรองด้วยไมโครฟิลเตรชันนั้นมีค่าใช้จ่ายดังนี้ ราคาเปลี่ยนเมมเบรน, การใช้พลังงาน, แรงงาน, การทำความสะอาด, การบำรุงรักษา, ต้นทุนการดำเนินงานรวมก็จะคิดรวมทั้งหมดที่ใช้ในการลงทุนคิดเป็นรายปีจากข้อมูลดังกล่าวนี้สามารถที่จะนำมาวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ในงานวิจัย และสามารถที่จะนำไปประยุกต์ใช้ในโรงงานอุตสาหกรรมได้

4. วัตถุประสงค์

1. เพื่อพัฒนากระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าแช่แข็ง โดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน
2. เพื่อวิเคราะห์เชิงเศรษฐศาสตร์ของกระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าแช่แข็งที่ใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน

บทที่ 2

วัสดุอุปกรณ์และวิธีการ

1. วัสดุและอุปกรณ์

1.1 วัสดุและสารเคมี

1.1.1 น้ำนิ่งปลาทูนํ้าจากการผลิตปลาทูนํ้ากระป๋องจากโรงงานอุตสาหกรรมในจังหวัดสงขลา

1.1.2 สารเคมีในการวิเคราะห์โปรตีน

1.1.2.1 กรดซัลฟูริกเข้มข้น

1.1.2.2 คอปเปอร์ซัลเฟต

1.1.2.3 โพแทสเซียมซัลเฟต

1.1.2.4 สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้มข้นร้อยละ 20

1.1.2.5 สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้มข้นร้อยละ 40

1.1.2.6 สารละลายกรดบอริกเข้มข้นร้อยละ 4

1.1.2.7 สารละลายกรดเกลือเข้มข้น 0.1 นอร์มัล

1.1.2.8 อินดิเคเตอร์ที่ใช้ในการกลั่น

1.1.3 สารเคมีในการวิเคราะห์เกลือ

1.1.3.1 สารละลายเงินไนเตรทความเข้มข้น 0.1 โมลาร์

1.1.3.2 กรดไนตริกเข้มข้น

1.1.3.3 สารละลายอิมตัวของแอมโมเนียมเพริคซัลเฟตร้อยละ 5

1.1.3.4 สารละลายโปแตสเซียมไอโซไซยานตเข้มข้น 0.1 โมลาร์

1.2 อุปกรณ์

1.2.1 ฝ้ายขาวบาง

1.2.2 อุปกรณ์และเครื่องมือสำหรับวิเคราะห์ฟิเอช

1.2.3 อุปกรณ์และเครื่องมือสำหรับวิเคราะห์ปริมาณโปรตีนและเกลือ

1.2.4 ตู้เย็นแช่แข็งควบคุมอุณหภูมิที่ 4 °C และ -20 °C

1.2.5 เครื่องชั่งไฟฟ้า 2 และ 4 ตำแหน่ง

1.2.6 เครื่องวัดของแข็งที่ละลายนํ้า (Brix Refractometer)

1.2.7 เครื่องมือวัดอุณหภูมิ

1.2.8 เครื่องแก้วที่ใช้ในการทดลอง

1.2.9 ระบบการกรองด้วยเมมเบรน

การกรองด้วยเมมเบรนที่ใช้ในการทำงานวิจัยนี้ 2 ระบบ คือ อัลตราฟิลเตรชัน และนาโนฟิลเตรชัน

1.2.9.1 อัลตราฟิลเตรชัน ประกอบด้วยโมดูลแบบเส้นใยกลวง (Hollow fiber) ผลิตจากวัสดุผลิตจากวัสดุ Polysulphone ขนาดรูพรุน 1,5 และ 10 kDa พื้นที่เมมเบรน 0.014, 0.011 และ 0.011 ตารางเมตรตามลำดับจะทดลองในระดับปฏิบัติการ (Lab scale) และโมดูลเมมเบรนชนิดท่อ (Tubular) ผลิตจากวัสดุเซรามิก ขนาดรูพรุน 15 kDa พื้นที่เมมเบรน 0.245 ตารางเมตร ทดลองในระดับโรงงานจำลอง (Pilot plant scale)

1.2.9.2 นาโนฟิลเตรชัน เป็นโมดูลชนิดท่อม้วน (Spiral wound) ชนิด Thin film (DK2540, Osmonic Inc) เส้นผ่านศูนย์กลางของท่อม้วนและความยาวเป็น 63.5 มิลลิเมตร และ 1.016 เมตรพื้นที่กรอง 1.77 ตารางเมตร (m²) สามารถกักกัน MgSO₄ ความเข้มข้น 2,000 mg/l ได้ร้อยละ 98 ทดลองในระดับโรงงานจำลอง (Pilot plant scale) ภาพที่ 12 ระบบการทำงานของนาโนฟิลเตรชัน เมื่อการป้อนตัวอย่างเข้าสู่ระบบใช้ปั๊มสารป้อนและปั๊มความดันสูง สามารถปรับอัตราการไหลของสารป้อนและความดัน โดยการปรับวาล์วของรีเทนเททและปรับความถี่ของอินเวอร์เตอร์ (inverter) ควบคุมอุณหภูมิในการกรองสารละลายให้คงที่ 40 องศาเซลเซียส โดยใช้ น้ำกรองในการหล่อเย็นระบบ

2. วิธีการดำเนินงานวิจัย

ทำการศึกษาการพัฒนากระบวนการผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้น โดยใช้เทคโนโลยีเมมเบรน ซึ่งจะมีความแตกต่างจากการทำน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นในโรงงานอุตสาหกรรมแปรรูปสัตว์น้ำในจังหวัดสงขลาที่ใช้การระเหยน้ำ โดยมีรายละเอียดดังนี้

2.1 การเก็บตัวอย่าง การเตรียมตัวอย่าง และการวิเคราะห์ทางเคมีของน้ำนึ่งปลาทูน่า

เก็บตัวอย่างน้ำนึ่งปลาทูน่าจากบริษัทผู้ผลิตในจังหวัดสงขลา ซึ่งตัวอย่างที่เก็บในแต่ละครั้งจะเก็บในส่วนการผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นที่อยู่ในถังพักก่อนการระเหยทำให้เข้มข้นโดยการเก็บในถังขนาด 30 ลิตร จำนวน 6 ถังต่อการทดลองในแต่ละรอบ ทำการพักถังหลังจากบรรจุน้ำนึ่งปลาทูน่าเป็นเวลา 6 ชั่วโมง เพื่อลดอุณหภูมิก่อนเข้าห้องแช่เย็น -20 องศาเซลเซียสก่อนการทดลองทำการย้ายเข้าห้องเย็น 4 องศาเซลเซียส เพื่อทำละลายตัวอย่าง และ เพื่อตัดไขมันที่ลอยตัวหลังจากที่แยกชั้นออกมา นำไปทดลองและส่วนที่เหลือเก็บที่ -21 องศาเซลเซียส ก่อนการทดลองทำการกรองด้วยผ้าขาวก่อนทุกครั้งก่อนการทดลองเพื่อกำจัดสารแขวนลอย (Huidobro *et al.*, 1998) และทำการศึกษาสมบัติทางเคมีของน้ำนึ่งปลาทูน่าก่อนและหลังการกรองด้วยอัลตราฟิลเตรชัน

และ นาโนฟิลเตรชัน โดยการวิเคราะห์ฟิเอช หาปริมาณโปรตีน ด้วยวิธี Kjeldahl AOAC (2000) ,Lowry method และปริมาณเกลือโดยวิธี AOAC(1990)

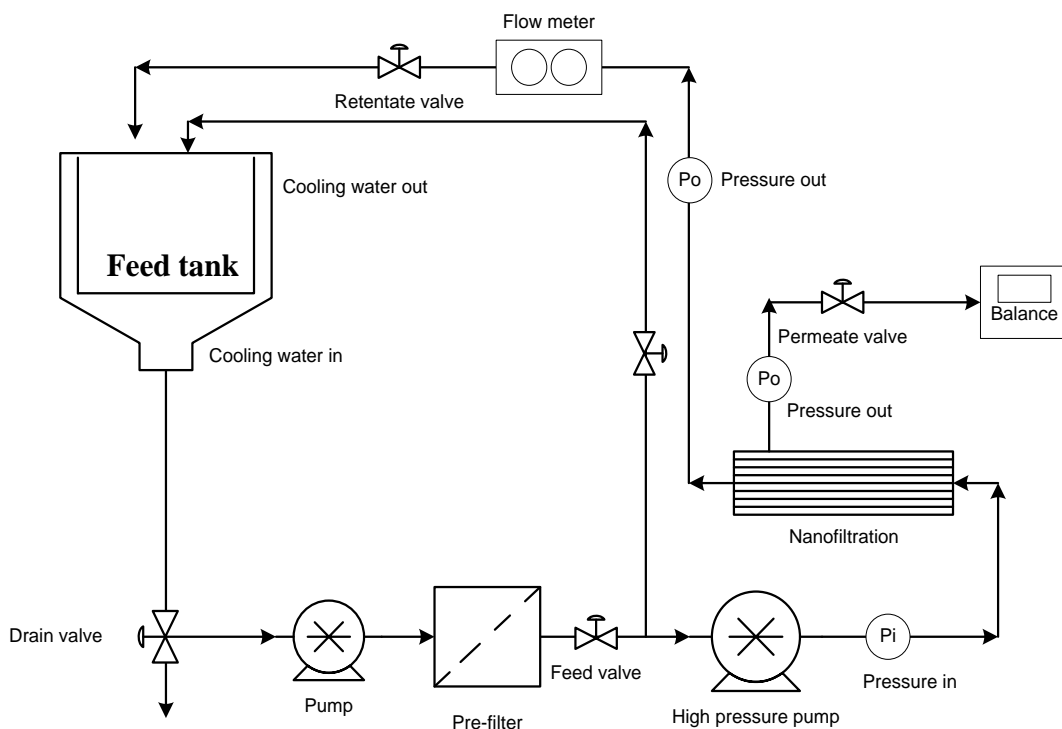


Figure 12. Nanofiltration pilot plant scale system

2.2 การศึกษากระบวนการผลิตน้ำหนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นโดยระบบการกรองด้วยเมมเบรน

2.2.1 ผลของขนาดรูพรุนเมมเบรน ความดันขับ และอัตราการไหลต่อฟลักซ์ของเพอมีเอท ต่อประสิทธิภาพการกักกันโปรตีน และการกักกันเกลือในสภาวะการกรองแบบไหลวนกลับ

2.2.1.1 ผลของ MWCO ต่อการกักกันโปรตีนและปริมาณเกลือ โดยใช้ UF และ NF ทำการทดลองดังแสดงในตารางที่ 17

Table 17. Type, molecular weight cut of , flow rate and transmembrane pressure of module membrane.

ชนิด	โมดูล	ขนาดของระบบกรอง	MWCO	ความเร็ว, อัตราการไหล	TMP (bar)
UF	Hollow fiber	Lab scale	1 kDa	1.2 m/s	1
UF	Hollow fiber	Lab scale	5 kDa	1.2 m/s	1
UF	Hollow fiber	Lab scale	10 kDa	1.2 m/s	1
UF	Tubular	Pilot plant scale	15 kDa	1500 l/h	3.5
NF	Spiral wound	Pilot plant scale	(MgSO ₄ 99%)	500 l/h	10

ทำการทดลองที่สภาวะคงที่อุณหภูมิ 50 องศาเซลเซียส และดำเนินสภาวะการกรองแบบไหลวนกลับ (total recycle mode) โดยส่วนของรีเทนเทอร์ทั้งหมดกลับเข้าสู่ถังป้อนเพื่อให้ผ่านเมมเบรนอีกครั้งหนึ่ง และทำการคัดเลือก MWCO ของ เมมเบรนที่สามารถกักกันโปรตีนจากน้ำนิ่งปลาทูน่าโดยพิจารณาการกักกัน โปรตีนและการกักกันเกลือ โดยการเก็บสารละลายใน รีเทนเทอร์และเพอมีเอทเพื่อตรวจสอบปริมาณโปรตีน (AOAC, 2000) ปริมาณเกลือ (AOAC,1999)

2.2.1.2 ผลของความดันขับและอัตราการไหล ต่อฟลักซ์เฉลี่ยการกักกันโปรตีนและการกักกันเกลือ

เลือกระบบการกรองด้วยเมมเบรนที่มี MWCO พิจารณาจากฟลักซ์เฉลี่ย การกักกันโปรตีนและการกักกันเกลือที่เหมาะสมที่สุด จากการทดลองในข้อที่ 2.2.1 ความคุมสภาวะการกรองแบบไหลวนกลับ ถ้าเลือกโมดูลชนิด Hollow fiber จะใช้ที่ TMP 0.5-2 บาร์ และอัตราการไหล 1-2 เมตรต่อวินาที ถ้าเลือกโมดูลชนิด Tubular จะใช้ที่ TMP 0.5-4 บาร์ และอัตราการไหล 1,500-2,000 ลิตรต่อชั่วโมง และ ถ้าเลือกโมดูลชนิด Spiral wound จะใช้ที่ TMP 5-12.5 บาร์ และอัตราการไหล 400-800 ลิตรต่อชั่วโมง โดยส่วนของรีเทนเทอร์จะถูกป้อนกลับเข้าสู่ถังป้อนทั้งหมด วัดค่าฟลักซ์เฉลี่ย (Kuma.*et al.*, 2004) โดยการสุ่มเก็บตัวอย่างรีเทนเทอร์และเพอมีเอทเพื่อวิเคราะห์การกักกันโปรตีนและการกักกันเกลือ ปัจจัยที่ใช้ในการคัดเลือกคือ ค่าฟลักซ์เฉลี่ยสูงสุด การกักกัน โปรตีนและการกักกันเกลือที่ VCF เท่ากับ 1

2.3 การศึกษาการทำให้เข้มข้นโปรตีนน้ำนึ่งปลาทูน่าโดยการกรองด้วยเมมเบรนดำเนินการแบบกะ

ศึกษาผลของเวลา ต่อการเปลี่ยนแปลง ฟลักซ์เฉลี่ย การกักกัน โปรตีนและการกักกันเกลือของการกรองน้ำนึ่งปลาทูน่าด้วยเมมเบรน TMP และ อัตราการไหลที่คัดเลือกจากข้อ 2.2.1 ที่มีฟลักซ์เฉลี่ยการกักกันโปรตีนและการกักกันเกลือที่เหมาะสมที่สุด ควบคุมอุณหภูมิที่ 40 องศาเซลเซียส ทุกๆ 30 นาที บันทึกปริมาณเพอมีเอท เป็นเวลา 10 วินาทีต่อครั้งของการเก็บตัวอย่าง และทำการสุ่มตัวอย่างน้ำนึ่งปลาทูน่าจากเพอมีเอทและรีเทนเทท เพื่อคำนวณหาฟลักซ์เฉลี่ย การกักกันปริมาณโปรตีนและการกักกันเกลือ หยุดกรองที่สารป้อนลดลงร้อยละ 75 เพื่อให้ได้ตัวอย่างเข้มข้นที่ร้อยละ 12 จากร้อยละ 4 ทำการวิเคราะห์ค่า COD ในตัวอย่างเริ่มต้นและผลิตภัณฑ์สุดท้าย

2.4 การศึกษาเศรษฐศาสตร์วิศวกรรมของกระบวนการผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นโดยใช้นาโนฟิลเตรชัน

2.4.1 วิเคราะห์ทางด้านเทคนิค

2.4.1.1 การออกแบบนาโนฟิลเตรชัน โดยศึกษาจากการผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นในตอนต้นที่ 2 ตามกำลังการผลิตของน้ำนึ่งปลาทูน่า 20,000 ลิตรต่อวัน

2.4.1.2 การกำหนดคุณสมบัติและลักษณะของเมมเบรน และรายละเอียดต่างๆของนาโนฟิลเตรชัน ได้แก่ ขนาดรูพรุน ชนิดเมมเบรน เส้นผ่าศูนย์กลาง จำนวนท่อ ความยาวและ พื้นที่การกรอง

2.4.2 วิเคราะห์และศึกษาความเป็นไปได้ทางการเงิน

องค์ประกอบหลักของค่าใช้จ่ายในการกรองด้วยเมมเบรน ของกระบวนการผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่า เงินต้นทุน เปลี่ยนเมมเบรน ค่าพลังงาน แรงงาน ค่าบำรุงรักษา สารเคมีในการทำ ความสะอาด ค่าใช้จ่ายทั้งหมดสามารถคำนวณผลรวมของปัจจัยได้จากค่าใช้จ่ายต่อลิตรของการทำเข้มข้นน้ำนึ่งปลาทูน่า

2.4.2.1 ต้นทุนคงที่

- ต้นทุนคงที่จะพิจารณาจาก ต้นทุนของเมมเบรนและอุปกรณ์ที่ไม่ใช่เมมเบรน ได้แก่ ชิ้นส่วนของเครื่องกลต่างๆ ค่าไฟฟ้า การติดตั้งระบบควบคุม ต้นทุนการสัมพันธ์กับวิศวกรรมโยธา จะไม่นับต้นทุนที่ดิน

- ต้นทุนการติดตั้งเมมเบรน ประเมินอายุการใช้งานที่ 5 ปี ต้นทุนเมมเบรนคำนวณจากพื้นที่เมมเบรน บาทต่อตารางเมตร

- ระยะเวลาการเสื่อมราคาค่าต้นทุนเครื่องมือทางวิศวกรรม บั้ม ตัวกรอง ท่อและอื่นๆ ที่เวลา 15 ปี

- ระยะเวลาการเสื่อมราคาต้นทุนทางไฟฟ้า (ตัวเสริมกำลังไฟฟ้า, สายเคเบิล, ตัวส่งสัญญาณ, วิศวกรรมควบคุม, ส่วนประกอบทางไฟฟ้าทั้งหมด) เป็นเวลา 15 ปี
- ค่าทุนค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน (เตรียมสำหรับการติดตั้งระบบและการเชื่อมต่อระบบ) จะคำนวณจาก 10 เปอร์เซ็นต์ ของต้นทุนคงที่

2.4.2.2 ค่าใช้จ่ายการดำเนินงาน

ค่าใช้จ่ายการดำเนินงาน เป็นค่าใช้จ่ายที่ใช้ในขณะที่อยู่ในกระบวนการผลิต ประกอบด้วยหอคงศ์ประกอบ ดังนี้

- ค่าใช้จ่ายค่าเสื่อมราคา 10 เปอร์เซ็นต์ ของเงินลงทุนในการติดตั้งระบบ
- ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน ค่าใช้จ่ายด้านไฟฟ้า (บาทต่อวัตต์) จะคำนวณจากพลังงานที่ใช้ต่อพื้นที่เมมเบรน ประเมินจากการทดลอง
 - สารเคมีที่ใช้ทำความสะอาด ค่าใช้จ่ายของสารเคมี, คำนวณจากวิธีการทำความสะอาดในการทดลองที่ใช้
 - ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษาคำนวณจาก 5 เปอร์เซ็นต์ ของเงินลงทุน
 - การควบคุมคุณภาพ คำนวณจาก 5 เปอร์เซ็นต์ของเงินลงทุน
 - แรงงาน จำนวนคนต่อชั่วโมงที่จำเป็นต้องใช้ ในการดำเนินการของการทดลอง คือ คิดจากสัดส่วนของขนาดหน่วยทดลอง นับเป็นส่วนหนึ่งที่สำคัญของเวลาในการดำเนินงานมีแนวโน้มที่จะเกี่ยวข้องกับการทำความสะอาดเมมเบรนและการบำรุงรักษาค่าใช้จ่ายแรงงานคิดเป็นบาทต่อคนต่อชั่วโมง สำหรับการดำเนินงานในหน่วยการทดลอง (วิภาวี ศรีทาสร้อย, 2552)

3. การวิเคราะห์ทางสถิติ

วางแผนการทดลองแบบสุ่มอย่างสมบูรณ์ (Completely randomized design, CRD) ทดลอง 3 ซ้ำและทำการวิเคราะห์ความแปรปรวนด้วย ANOVA โดยเปรียบเทียบความแตกต่างของค่าเฉลี่ยโดยใช้ Duncan's new multiple range test โดยโปรแกรม SPSS

บทที่ 3

ผลและวิจารณ์ผลการทดลอง

1. สมบัติทางเคมีของน้ำนึ่งปลาทูน่า

สมบัติทางเคมีของน้ำนึ่งปลาทูน่า แสดงในตารางที่ 18 พบว่ามีค่าพีเอช 6.3 ± 0.02 ปริมาณโปรตีนร้อยละ 3.2 ± 0.23 ปริมาณเกลือร้อยละ 1.4 ± 0.30 สอดคล้องกับงานวิจัยของ Hsu และคณะ (2009) พบว่าตัวอย่างน้ำนึ่งปลาทูน่าที่ได้จากโรงอุตสาหกรรมในประเทศไต้หวันมีพีเอช 6.28 และปริมาณโปรตีนร้อยละ 4.15 สุทธิวัฒน์ เบญจกุล (2548) พบว่า น้ำนึ่งปลาทูน่าจะมีพีเอชใกล้เคียงกับเนื้อปลา 6.5-7.0 ส่วนตามรายงานของ Vandanjon และคณะ (2007) พบว่ามีค่าพีเอช 6.0 ปริมาณของแข็งทั้งหมด 9.8 และ ปริมาณโปรตีนร้อยละ 2.02 และมีการรายงานจากการศึกษาอื่นๆพบว่า มีปริมาณโปรตีนและมีค่าพีเอช อยู่ในช่วง ร้อยละ 3.10-5.70 และ 5.91-6.48 ตามลำดับ (Walha และคณะ 2009; Kitrunokrote และคณะ, 2000; Sarabok and H-Kittikun, 1999; Sutjarit, 1997; Jatupornpiput, 1994) องค์ประกอบทางเคมีและฟิสิกส์ของแต่ละงานวิจัยนั้นจะแตกต่างกันตามชนิดและ แหล่งที่จับของปลา

Table 18.Chemical properties of tuna condensate

Properties	Content
pH	6.3 ± 0.02
Protein (%)	3.2 ± 0.23
Salt (%)	1.4 ± 0.30

2. ผลการศึกษากระบวนการผลิตน้ำนึ่งปลาทุ่นำเข้มข้นโดยการกรองด้วยเมมเบรน

2.1 ผลของขนาดรูพรุนเมมเบรน ความดันขับ และอัตราการไหลต่อฟลักซ์ของเพอมีเอทต่อประสิทธิภาพการกักกัน โปรตีน และการกักกันเกลือ

2.1.1 ผลของขนาดรูพรุนต่อการกักกัน โปรตีนและปริมาณเกลือ โดยใช้ UF และ NF

จากตารางที่ 19 พบว่า การทดลองเมมเบรนที่ต่างชนิดกัน โดย UF ที่มีขนาดรูพรุน 1,5,10,15 kDa และ NF(MgSO₄ 99%) พบว่าค่ากักกัน โปรตีนเฉลี่ยร้อยละ 93.44±0.28, 85.06±0.15, 76.24±0.09, 68.10±0.08 และ 97.42±0.47 ตามลำดับ โดยมีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ (P<0.05) ส่วนค่ากักกันเกลือร้อยละ 2.23±0.20, 0.31±0.004, 0.73±0.01, 2.16±0.4 และ 5.13±0.10 ตามลำดับแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ(P<0.05) ผลการทดลองจากตารางที่ 19 สามารถจำแนกโมดูลตามขนาดรูพรุนได้ 3 ชนิดโมดูลเมมเบรน คือ ชนิดที่หนึ่ง เป็นโมดูลเมมเบรนเส้นใยกลวง จากผลการทดลองพบว่า รูพรุนที่มีขนาดเล็กที่สุด คือ 1 kDa สามารถกักกัน โปรตีนและกักกันเกลือได้ดีกว่า เมื่อเปรียบเทียบกับชนิดที่สองคือ โมดูลเมมเบรนแบบท่อ ขนาด 15 kDa ผลการทดลองพบว่า โมดูลที่มีขนาดรูพรุนเล็กกว่า สามารถกักกัน โปรตีนได้ดีกว่า คือ 1 kDa และสามารถเปรียบเทียบขนาดรูพรุนของโมดูลชนิดที่สามคือ ท่อม้วน (MgSO₄ 99%) ซึ่งสามารถกักกัน โปรตีนได้ดีที่สุด ส่วนการกักกันเกลือพบว่ามีความแตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ(P<0.05) จากผลการทดลองโมดูล 3 ชนิด พบว่า NF สามารถกักกันเกลือได้สูงที่สุดที่ร้อยละ 5.13 เมื่อเปรียบเทียบกับโมดูลอีก 2 ชนิด พบว่าเมมเบรน ขนาดโมดูล NF มีการกำจัดเกลือได้น้อยสุด การทดลองชี้ให้เห็นว่า NF สามารถกักกัน โปรตีนได้ดีและสามารถลดปริมาณเกลือในน้ำนึ่งปลาทุ่นำก่อนการทำเข้มข้น (ในโรงงานอุตสาหกรรม) ผลของขนาดรูพรุนต่อการกักกัน โปรตีน และการกักกันเกลือ ทำการศึกษาในสถานะที่แตกต่างกัน คือ ขนาดระบบ อัตราการไหลที่แตกต่างกัน และ ความแตกต่างของความดัน ส่งผลให้การวิเคราะห์ทางสถิติในการทดลองครั้งนี้ จึงเลือกศึกษาผลของขนาดรูพรุนเพียงอย่างเดียว เพื่อศึกษาขนาดรูพรุนชนิดใดที่สามารถกักกัน โปรตีนมากที่สุด และสามารถลดเกลือได้

ผลการทดลองแสดงในตารางที่ 19 และพบว่าเมื่อขนาดของรูพรุนเพิ่มขึ้น เมมเบรนสามารถกักกัน โปรตีนและเกลือร้อยละ (Cheryan, 1986) เมมเบรนNF เหมาะสมที่สุดในการกักกัน โปรตีนจากน้ำนึ่งปลาทุ่นำ เป็นไปได้ว่าโปรตีนที่มีอยู่ในน้ำนึ่งปลาทุ่นำที่มีโมเลกุลขนาดเล็กผ่านเข้าไปในรูพรุนของเมมเบรนและเกิดการดูดซับของ โปรตีนพร้อมกับเกิดการอุดตันภายในรูพรุนของเมมเบรน (อดิศร เขตประทุม, 2550)

จากผลการทดลอง SDS-PAGE ของ Huidobro และคณะ(1997) พบว่าในน้ำล้างเนื้อมดจากปลาชาร์ดินมีโปรตีนน้ำหนักโมเลกุลน้อยกว่า 67 kDa โดยส่วนใหญ่เป็นโปรตีนชนิด

ซาร์โคพลาสมิก ความสามารถในการแยกโปรตีนของเมมเบรนเป็นตัวบ่งชี้ความเหมาะสมในการเลือกใช้งานของ UF และ NF คล้ายกับการทดลองของ Mireles Dewitt และ Morrissey (2002) สามารถใช้เมมเบรนรูพรุนขนาด 50 kDa กักกันโปรตีนที่มีน้ำหนักโมเลกุล 28.8 kDa ได้ถึงร้อยละ 80 เป็นเพราะเกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน และฟาวลิ่ง เนื่องจากการสะสมของโปรตีนที่ผนังในรูพรุนของเมมเบรน (Marshall *et al.*, 1993) และการรวมตัวเป็นชั้นเจลของโปรตีนบนผิวเมมเบรนซึ่ง Mueller และ Davis(1996) ถึงแม้ว่าโปรตีนจะขนาดโมเลกุลเล็กกว่าขนาดรูพรุนของเมมเบรน แต่เกิดการอุดตันได้ คือ การอุดตันภายในเกิดเมื่อนุภาคเข้าไปในรูพรุนรวมเป็นตะกอนติดขัดกับผนังรูพรุน และการอุดตันภายนอกส่งผลให้รูพรุนมีขนาดเล็กลงและการกักกันสารของเมมเบรนเปลี่ยนแปลงไป

อดิศร เขตประทุม (2550)รายงานจากการวิเคราะห์ค่าการกักกันโปรตีนในน้ำล้างซูริมิของเมมเบรน MWCO 30 และ 100 kDa พบว่าเมมเบรน MWCO 30 kDa มีค่าการกักกันร้อยละ 97.5-98.56 และ MWCO 100 kDa ร้อยละ 95.2-96.45 จากผลการทดลองเมมเบรน MWCO 30 kDa มีค่าการกักกันโปรตีนสูงกว่าเมมเบรน MWCO 100 kDa ซึ่งสอดคล้องกับผลการวิจัยของ Chen (1998) ที่พบว่าระหว่างการกรองโปรตีนด้วยเมมเบรนขนาด 0.1, 0.2 และ 0.4 ไมโครเมตรที่ความดัน 5 kPa พบว่าเมื่อเมมเบรนมีรูพรุนขนาดเล็กลงสามารถกักกัน โปรตีนเพิ่มมากขึ้น เนื่องจากโมเลกุลของตัวถูกละลายติดขัดภายในรูพรุนของเมมเบรนและเกิดการคั่งคุดกันเองระหว่างโมเลกุลของตัวถูกละลาย ทำให้การกักกัน โปรตีนสูงขึ้นและการคุดซึบที่เกิดขึ้นภายในรูพรุนทำให้รูพรุนมีขนาดเล็กลง ดังนั้นจากการทดลองแสดงให้เห็นว่าเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนที่เล็กที่สุด (NF) สามารถกักกัน โปรตีนได้เพิ่มมากขึ้นกว่าเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนที่ใหญ่กว่า (UF)

ฐปณีย์ ฤทธิ์ไพโรจน์ (2548) พบว่าความต้านทานเนื่องจากฟาวลิ่งที่เพิ่มสูงขึ้นทำให้ค่าการกักกันโปรตีนในระหว่างการกรองมีค่าเปลี่ยนแปลงไป เนื่องจากรูพรุนของเมมเบรน มีขนาดเล็กลงและมีพื้นที่การกรองลดลง ทำให้เกิดการกักเก็บของค้ประกอบต่างๆ ไว้ในส่วนของรีเทนเทรต ส่งผลให้มีความเข้มข้นที่ผิวหน้าเมมเบรนเพิ่มสูงขึ้น เกิดเป็นชั้นคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน และฟาวลิ่งขึ้น การเคลื่อนที่ขององค์ประกอบขนาดเล็กผ่านเมมเบรนจึงเป็นไปได้ยาก ค่าการกักกันโปรตีนจึงมีแนวโน้มเพิ่มขึ้น เมื่อเปรียบเทียบกับไมโครฟิลเตรชันกับอัลตราฟิลเตรชัน พบว่ากระบวนการไมโครอาจเกิดทั้งรูพรุนและผิวหน้าเมมเบรน จึงทำให้โปรตีนผ่านในช่วงแรกของการกรองสูง

การเกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน (CP) ในอัลตราฟิลเตรชันเกิดการสะสมของสารที่ถูกกักกันบนผิวหน้าเมมเบรนส่งผลให้เกิดการพัฒนาเกรเดียนซ์ความเข้มข้นของสารระหว่างบริเวณผิวเมมเบรนกับบริเวณระยะห่างออกไป (Bulk solution) โดยความเข้มข้น

ของสารบริเวณผิวหน้าเมมเบรนมีค่าสูงและลดลงตามระยะห่างออกไปจนถึงบริเวณที่มีความเข้มข้นเท่ากับความเข้มข้นของ C_0 องค์ประกอบที่ถูกกักกันส่วนใหญ่เป็นสารโมเลกุลใหญ่ เช่น โปรตีน เมื่อความเข้มข้นสูงถึงระดับที่ไม่สามารถละลายได้จะเกิดขึ้นเจลของผิวหน้าเมมเบรน ส่วนการเกิดปรากฏการณ์ CP .ในนาโนฟิลเตรชันตัวถูกละลายเคลื่อนที่ไปบริเวณผิวหน้าของเมมเบรนโดยการพา ตัวถูกละลายไม่สามารถผ่านเมมเบรนได้ จะถูกกักกันไว้ที่ผิวเมมเบรนทำให้ผิวหน้าเมมเบรนมีความสูง ความเข้มข้นจะลดลงตามระยะที่ห่างออกจากผิวเมมเบรนจนมีความเข้มข้นที่เท่ากับ Bulk solution เกิดเป็นชั้น CP มีผลหน้าและประการที่หนึ่ง ความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่ผิวเมมเบรนทำให้ความดันออสโมติกสูงขึ้น และความแตกต่างระหว่างความเข้มข้นผิวหน้าเมมเบรนกับความเข้มข้นใน Bulk flow ทำให้ตัวถูกละลายไปยัง Bulk solution

เนื่องจากการแยกโปรตีนทำได้ยากซึ่งสามารถทำได้ในสถานะที่มีความเหมาะสม ซึ่งอยู่กับหลายปัจจัยทั้งด้านกายภาพและทางเคมี เช่น ความดัน ความเร็วของสารป้อน ค่าฟลักซ์ อุปกรณ์เมมเบรนรวมไปถึงผลจากการกรอง คือ คอนเซนเตรชัน โพลาริเซชันและฟาวลิง (Ghosh and Cui, 2000 ; Ghosh *et al.*, 2003) รูปนีย์ ฤทธิไพโรจน์ม (2548) มีผลการทดลองความสามารถในการกักกัน โปรตีนในน้ำตาลโตนดของเมมเบรนที่มีขนาดรูพรุน/MWCO ที่แตกต่างกันพบว่า ขนาด MWCO 50, 150 และ 300 kDa มีการกักกันโปรตีนเฉลี่ยร้อยละ 40-50 และ เมมเบรนขนาดรูพรุน 0.14 ไมโครเมตร สามารถกักกันโปรตีนเฉลี่ยร้อยละ 17-20 โดยการกักกันโปรตีนเมื่อการกรองน้ำตาลโตนดด้วยเมมเบรนขนาด MWCO 50 และ 150 kDa มีความแตกต่างอย่างมีนัยสำคัญจากเมื่อกรองด้วยเมมเบรน 300 kDa และ 0.4 ไมโครเมตร จากข้อมูลการทดลองที่ได้ชี้ให้เห็นว่าเมื่อมีขนาดรูพรุนใหญ่ขึ้น ส่งผลให้ความสามารถในการกักกันโปรตีนในน้ำตาลโตนดลดลง ค่ากักกันโปรตีนในระหว่างการกรองน้ำตาลโตนดค่อนข้างคงที่เมื่อเวลาการกรองเพิ่มมากขึ้น ส่งผลต่อคุณสมบัติทางกายภาพของน้ำตาลโตนด โดยน้ำตาลโตนดที่ผ่านเมมเบรนมีความใสมากขึ้น และความหนืดลดลง นอกจากนี้อาจจะส่งผลต่อกลไกหรือความรุนแรงของการเกิดฟาวลิงในระหว่างการกรองเนื่องจากการดูดซับ/ดูดตันเมมเบรน ทำให้เมมเบรนมีสมรรถนะลดลง ผลการศึกษาครั้งนี้สอดคล้องกับผลการวิจัยของ Chen, (1998) ระหว่างการกรองโปรตีน BSA ด้วยเมมเบรนขนาด 0.1, 0.2 และ 0.4 ไมโครเมตร ที่ความดัน 5 kPa พบว่าเมื่อเมมเบรนมีรูพรุนเล็กลงความสามารถในการกักกันโปรตีนสูงขึ้น

จากการผลการทดลองจึงสรุปได้ว่า ชนิดและ โมดูลที่จะนำไปใช้ในการทดลองในขั้นตอนต่อไปนั้นคือ เมมเบรนชนิด NF โมดูลแบบท่อม้วนที่สามารถกักกันโปรตีนได้ดีที่สุดและกักกันเกลือได้เหมาะสมที่สุด

Table 19. Protein and salt rejection of tuna concentrated by UF, NF.

Type/Module membrane	Protein Rejection(%)	Salt Rejection(%)
UF/Hollow fiber (1 kDa)	93.44 ^b ±0.28	2.23 ^b ±0.20
UF/Hollow fiber (5 kDa)	85.06 ^c ±0.15	0.31 ^d ±0.004
UF/Hollow fiber (10 kDa)	76.24 ^d ±0.09	0.73 ^c ±0.01
UF/Tubular(15 kDa)	68.10 ^c ±0.08	2.16 ^b ±0.4
NF/Spiral wound (MgSO ₄ 99%)	97.42 ^a ±0.47	5.13 ^a ±0.10

All values are mean ± standard deviation for triplicate experiments. The different letters in the same column are significant differences of protein and salt rejection ($p < 0.05$)

2.1.2 ผลของความดันขับและอัตราการไหล ต่อฟลักซ์เฉลี่ยการกักกัน โปรตีนและการกักกันเกลือ

ภาพที่ 13 แสดงผลของความดันและ อัตราการไหล ต่อ ค่าฟลักซ์ ของน้ำนิ่งปลาทูน่าภายใต้การไหลแบบวนกลับ เพื่อคัดเลือกความดันและอัตราการไหลที่เหมาะสมที่สุด โดยทั่วไปฟลักซ์จะเพิ่มสูงขึ้น เมื่อความดันเพิ่มขึ้น และ คงที่เมื่อความดันอยู่ในช่วงที่ฟลักซ์ไม่ขึ้นกับความดัน (Pressure independent zone) ผลการศึกษาพบว่าที่อัตราการไหล 500, 600, 700 และ 800 ลิตรต่อชั่วโมงมีค่าฟลักซ์เฉลี่ยร้อยละ 10.56, 11.11, 12.37 และ 12.83 ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมงตามลำดับ ฟลักซ์จะเพิ่มขึ้นในแต่ละอัตราการไหล และ ฟลักซ์มีค่าคงที่เมื่ออยู่ในช่วงที่ค่า ฟลักซ์ไม่ขึ้นกับความดัน ส่วนเพอมีอเทเพิ่มสูงขึ้นเมื่อมีอัตราการไหลที่เพิ่มสูงขึ้น ที่อัตราการไหลสูงสุดพบว่าอัตราการกำจัดการอุดตันด้วยแรงเฉือนที่สูง ช่วยลดการอุดตัน และเพิ่มอัตราการถ่ายโอนมวล ส่งผลให้อัตราการไหลของเพอมีอเทและฟลักซ์สูงขึ้น (Wu และคณะ, 1979 ; Jiratananon and Chanachai, 1996)

ผลการศึกษาสอดคล้องวิจัยของ Sohrabi *et al.*, (2010) ฟลักซ์ที่ดีที่สุดที่ อัตราการไหล ที่ 800 ลิตรต่อชั่วโมง และ ความดันที่เหมาะสมที่สุด 10 bar โดยดำเนินการเป็นแบบกะในขั้นตอนทำเข้มข้นต่อไป ในผลการทดลองพบว่าความดันที่ดีที่สุดคือความดันที่ 12.5 บาร์ ในการทดลองเลือกความดันที่ 10 บาร์ เนื่องจากข้อจำกัดของเครื่องนาโนฟิลเตรชันที่มีขีดได้ถึง 12 บาร์ หากการทดลองที่ต้องใช้เวลานานในขั้นตอนการทำเข้มข้นจะส่งผลต่อคุณภาพของเมมเบรน ปุ่ม

และ ระบบของเครื่องนาโนฟิลเตร ในการทดลองครั้งนี้จึงเลือกความดันที่ 10 บาร์เป็นความดันที่เหมาะสมที่สุดในการผลิตน้ำนิ่งปลาหน้าเข้มน้ำ

Mello B. และคณะ, (2010) ได้ทดลองนำ UF เพื่อใช้ในการทำเข้มข้นสารระเหย โพลีไวโนออยด์ และ พิโนลิก ในของเหลว และ เอททาไฮลิก โปนโพลิส ที่ความดันและค่าฟลักซ์คล้ายกัน ส่วน Nihal และคณะ (2007)ค้นพบว่าเมื่อ ความเร็วตามขวางสูงขึ้นส่งผลให้แรงเฉือนของรีเทนเททสูงขึ้นมีผลให้ตัวทำละลายกวาดอนุภาคของ NaCl ออกจากผิวหน้าเมมเบรน เกิดจากการแพร่กลับของอนุภาค NaCl จากผิวหน้าเมมเบรนเพิ่มขึ้นส่งผลให้แรงดันออสโมติกของ NaCl บริเวณพื้นที่ของเมมเบรนลดลง ลดการยึดเกาะระหว่างเมมเบรนกับอนุภาคของ NaCl และยังมีผลทำให้ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลเพิ่มขึ้น(Mass transfer)

สาเหตุมาจากเมื่อความเร็วตามขวางเพิ่มขึ้นมีผลทำให้แรงเฉือนของรีเทนเททบริเวณผิวหน้าสูงขึ้นทำให้สามารถลดการสะสมของอนุภาค NaCl บริเวณผิวหน้าเมมเบรนได้มากกว่าที่ความเร็วตามขวางต่ำๆ ส่งผลให้เกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันน้อยลง ซึ่งเป็นผลทำให้ลดการแพร่ของ NaCl ผ่านเมมเบรนให้น้อยลง (Koyuncu และคณะ., 2003) เช่นเดียวกันกับการทดลองของ Koyuncu และคณะ (2002) ที่ทำการศึกษาผลของความเร็วตามขวางต่อค่าการกักกัน NaCl และ ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอท โดยใช้ความเข้มข้นของสารละลาย NaCl 20 และ 80 กรัมต่อลิตรตามลำดับ ที่ความดันขั้ว และ ความเร็วตามขวางที่แตกต่างกัน คือ 8 ถึง 24 บาร์ และ 0.11 ถึง 1.11 เมตรต่อวินาที พบว่าเมื่อความเร็วตามขวางเพิ่มขึ้นส่งผลให้ค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทและค่ากักกัน NaCl เพิ่มขึ้น เป็นผลมาจากการลดลงของค่าคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน นอกจากนี้ผลของความดันต่อค่าฟลักซ์แบ่งออกได้เป็น 2 ช่วง คือ ช่วงที่ค่าฟลักซ์ขึ้นอยู่กับความดันขั้วและช่วงของค่าฟลักซ์ไม่ขึ้นอยู่กับความดันขั้ว สำหรับช่วงที่ค่าฟลักซ์ขึ้นอยู่กับความดันขั้วพบว่า เมื่อมีการเพิ่มความดันทำให้ค่าฟลักซ์เพิ่มขึ้น แต่เมื่อค่าฟลักซ์เข้าสู่ช่วงที่ 2 ค่าฟลักซ์ไม่ขึ้นอยู่กับความดัน พบว่าค่า ฟลักซ์มีค่าคงที่แม้มีการเพิ่มความดันขั้ว ทั้งนี้เนื่องจากการเพิ่มความดันในช่วงที่ 2 ทำให้ตัวถูกละลายที่ถูกกักไว้ที่ผิวหน้าของเมมเบรนมีเพิ่มมากขึ้นและเกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันที่มีชั้นความหนาเพิ่มขึ้น ทำให้เกิดความต้านทานในการไหลและยังเพิ่มความดันขั้วมากขึ้น ทำให้ชั้นของตัวถูกละลายที่ผิวหน้าเกิดการอัดตัวกันแน่นมากขึ้นยังทำให้เกิดความต้านทานการไหลเพิ่มขึ้นด้วย (Meireles และคณะ, 1991)

อดิศร เขตประทุม (2550) พบว่าการเพิ่มความเร็วของสารป้อนเป็นการเพิ่มแรงเฉือนทำให้ตัวถูกละลายที่สะสมที่ผิวหน้าของเมมเบรนนั้นหลุดออกไป ชั้นความหนาของปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันลดลง และมีผลทำให้ความต้านทานการไหลของเมมเบรนลดลงด้วย ส่งผลให้ค่าฟลักซ์มีค่าเพิ่มขึ้น นอกจากนี้การเพิ่มอัตราการไหลทำให้สัมประสิทธิ์

การถ่ายเทมวลของตัวถูกละลายสูงขึ้น ตัวถูกละลายที่ถูกกักไว้บนผิวหน้าของเมมเบรนสามารถแพร่กลับเข้าสู่ bulk solution ในอัตราที่สูงขึ้น ความหนาของชั้นโพลาไรเซชันก็ลดลงทำให้ความต้านทานในการไหลของเมมเบรนนั้นลดลง ส่งผลทำให้ค่าฟลักซ์นั้นเพิ่มขึ้น (Sulaiman, และคณะ, 2001) เช่นเดียวกับการทดลองของ Luo และ คณะ(2012) ที่มีค่าฟลักซ์จากการทดลองการลดเกลือจากน้ำนมถั่วเหลืองด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชันพบว่าค่าฟลักซ์ร้อยละ 15.79 L/m².h ซึ่งใกล้เคียงกับการทดลองการผลิตน้ำนิ่งปลาพุงน้ำเข้มข้นดังกล่าว

การเพิ่มความดันเป็นการเพิ่มแรงดันให้ตัวทำละลายไหลผ่านรูพรุนของเมมเบรนมากขึ้นทำให้ค่าฟลักซ์สูงขึ้น ตัวถูกละลายจำนวนมากถูกพามาสู่เมมเบรน โดยถูกละลายที่ไม่สามารถผ่านเมมเบรนได้ก็จะถูกกักและสะสมอยู่ที่ผิวหน้าของเมมเบรน ทำให้ความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่บริเวณใกล้ผิวหน้าของเมมเบรนสูงกว่าบริเวณที่ห่างออกไปทำให้เกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน โดยเกิดเป็นความต้านทานการไหลที่เกิดจากปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันมีผลทำให้ค่าฟลักซ์ลดลง

นอกจากนี้การเพิ่มความดันขั้วทำให้ตัวถูกละลายโปรตีนเคลื่อนไปที่ผิวหน้าของเมมเบรน ซึ่งในน้ำนิ่งปลาพุงประกอบด้วยโปรตีนชนิดซาร์โคพลาสมิคที่มีน้ำหนักโมเลกุลประมาณ 29-45 kDa โมเลกุลของโปรตีนขนาดเล็กมีโอกาสที่จะดูดซับภายในรูพรุนของเมมเบรน และโปรตีนที่มีโมเลกุลขนาดใหญ่กว่าก็ถูกเมมเบรนกักไว้ที่ผิวหน้าของเมมเบรน ซึ่งในสภาวะที่มีแรงดัน (Fennema, 1997) ทำให้โปรตีนในน้ำนิ่งปลาพุงเกิดการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างของโปรตีนมีผลทำให้โปรตีนเกิดอัตรกิริยาระหว่างโปรตีนกับโปรตีน (Naka, 1996) และเมื่อความเข้มข้นของโปรตีนสูงถึงขีดความสามารถในการละลายก็จะเกิดเป็นแผ่นเจลขึ้นทำให้เกิดความต้านทานการไหลเพิ่มสูงขึ้น นอกจากนี้โปรตีนเมื่อได้รับความดันอาจทำให้โปรตีนที่เกิดการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างสามารถเกิดอัตรกิริยาระหว่างเมมเบรนระหว่างโปรตีน มีผลทำให้รูพรุนของเมมเบรนเปลี่ยนแปลงไป ทำให้ค่าฟลักซ์และความต้านทานสูง ในส่วนของความดันขั้วที่เพิ่มขึ้นทำให้ชั้นปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันมีความหนามากขึ้นและความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่ผิวหน้าเมมเบรนมีค่าสูงถึงขีดจำกัดการละลายเกิดเป็นชั้นฟิล์มบางๆ ลักษณะคล้ายเจลที่บริเวณผิวหน้าของเมมเบรนยังความดันเพิ่มขึ้นทำให้ชั้นเจลเกิดการอัดตัวกันแน่น ทำให้ความต้านทานรวมของเมมเบรนเพิ่มขึ้น (อดิศร เขตประทุม, 2550)

นอกจากนี้อัตราการไหลที่เพิ่มขึ้นมีผลทำให้ความต้านทานที่เกิดขึ้นจากตัวถูกละลายที่สะสมที่ผิวหน้าของเมมเบรนลดลง อัตราการไหลมีผลต่อความต้านทานรวมที่ความดันสูงมากกว่าความดันต่ำ เนื่องจากที่ความดันสูงความหนาของชั้นคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันมีมากขึ้นและอัดกันแน่นมากขึ้นทำให้ช่องว่างในชั้นของคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันมีน้อยลงและมี

ขนาดเล็ก ซึ่งทำให้ตัวทำละลายที่เคลื่อนที่ผ่านชั้นคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันไปได้ยากขึ้น นอกจากนี้การเพิ่มความดันทำให้ตัวถูกละลายโปรตีนเกิดอัตรากิริยาระหว่างโปรตีนกับโปรตีนและโปรตีนกับเมมเบรนมากขึ้นทำให้เกิดความต้านทานสูงขึ้นทำให้ความต้านทานรวมของเมมเบรนเพิ่มมากขึ้น สำหรับความต้านทานต่ำนั้นตัวทำละลายสามารถผ่านชั้นของคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันได้ไม่ยากเพราะช่องว่างในชั้นคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันมีขนาดใหญ่ถึงแม้ความหนาของชั้นคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันเปลี่ยนแปลงไปมีผลต่อการเคลื่อนที่ของตัวทำละลายผ่านเมมเบรนไม่มากนัก และในการเพิ่มความดันเป็นการเพิ่มแรงดันขับให้ตัวถูกละลายผ่านรูพรุนของเมมเบรนมากขึ้น แต่เมื่อถึงจุดอิ่มตัวจะทำให้เกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันและเกิดเป็นชั้นเจลขึ้น ดังนั้นเมื่อเพิ่มความดันขับมีผลทำให้เกิดเจลหนาขึ้นและอัดตัวแน่นมาก ทำให้ช่องว่างในชั้นเจลมีน้อยลง แต่ก็มีหลายปัจจัยที่นำไปให้เกิดเจลที่ผิวหน้าของเมมเบรนและทำให้เกิดความต้านทาน เช่น ชนิดของเมมเบรน ชนิดของสารป้อน และ อุณหภูมิระหว่างกระบวนการกรอง (Vernhet et al., 2003; Zhao et al., 2003)

Hong *et al.*, (1997) พบว่าการเพิ่มความดันขับเป็นการเพิ่มแรงดันขับให้ตัวทำละลายผ่านรูพรุนของเมมเบรนได้มากขึ้น และในการทดลองครั้งนี้เป็นไปได้ว่าการเปลี่ยนแปลงฟลักซ์อยู่ในช่วงที่ขึ้นกับความดัน เมื่อมีการเพิ่มความดันขับจะมีค่าฟลักซ์เพิ่มขึ้น ค่าฟลักซ์สูงขึ้นทำให้อนุภาคหรือโมเลกุลถูกพามาสู่ผิวหน้าเมมเบรนมากขึ้นกลายเป็นชั้นเล็กที่มีความหนาหรืออัดตัวแน่น และเป็นการเพิ่มความต้านทานการไหลและที่ความดันต่ำๆ จะสามารถเกิดคอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันได้มากและอัตราการแพร่กลับของตัวถูกละลายเกิดได้ช้า ดังนั้นฟลักซ์จึงเข้าสู่สภาวะคงตัวได้เร็วกว่าที่ความดันสูง

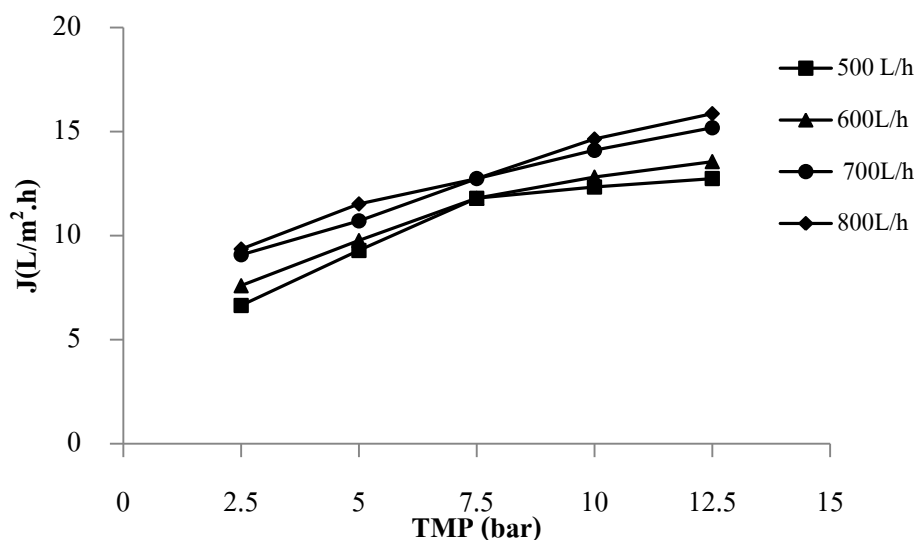


Figure 13. Average permeate flux of tuna condensate at various CFR and TMP under total recycle mode at temperature of 40 °C by Spiral wound of nanofiltration

ผลการทดลอง TMP และ CFR ต่อค่าการกักกันโปรตีนและเกลือในกระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่า เข้มข้นโดยใช้เมมเบรน NF ,TMP 2.5, 5, 7.5 และ 10 bar และ CFR 500, 600 700 และ 800 ลิตรต่อชั่วโมง ดังแสดงในภาพที่ 14 พบว่ามีค่าการกักกันโปรตีนและ การกักกันเกลืออยู่ระหว่างร้อยละ 93 ถึง 97 และ ร้อยละ 4 ถึง 5 ตามลำดับซึ่งไม่แตกต่างกันอย่างมีนัยสำคัญ ผลการทดลองพบว่า การกักกันโปรตีนและการกักกันเกลือมีค่าคงที่ เมื่อ TMP และ CFR แตกต่างกันไปไม่ได้ว่าระหว่าง การทดลองอาจจะอยู่ในช่วงที่ค่าฟลักซ์ไม่ขึ้นกับความดัน การอุดตันที่เกิดขึ้นไม่ได้รุนแรงและ ไม่ได้เปลี่ยนแปลงคุณสมบัติการกักกันของเมมเบรนซึ่งแนะนำโดย Sohrabi *et al.*, (2010) ซึ่งสอดคล้องกับการทดลองของ Peeva และ คณะ(2004) ที่ทำการทดลองเรื่องผลของคอนเซนเตรชัน โพลาริเซชันและค่าความดันต่อค่าฟลักซ์ในสารประกอบอินทรีย์โดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน ที่ความดัน 10 บาร์ให้ผลค่าการกักกันโปรตีนเฉลี่ยที่ร้อยละ 98 และค่าสัมประสิทธิ์ถ่ายโอนมวลมีผลเพียงเล็กน้อย ทั้งนี้เพราะการเพิ่มความดันขั้วทำให้ชั้นเค้กหรือฟาวลิงอัดตัวแน่นมากขึ้นเปรียบเสมือนเมมเบรนอีกชั้น (secondary filter) ส่งผลให้ประสิทธิภาพการคัดเลือกโปรตีนผ่านเมมเบรนเพิ่มขึ้น ทำให้โปรตีนถูกกักกันไว้ในส่วนของรีเทนเททสูงขึ้น จากกระบวนการกรองน้ำนิ่งปลาทูน่าด้วย NF มีแนวโน้มการกักกันโปรตีนและเกลือเพิ่มขึ้นในช่วงแรก และแสดงว่ามีฟาวลิงและชั้น โพลาริเซชันเกิดที่ผิวหน้าเมมเบรน จึงมีค่าการกักกันสูงขึ้น เมื่อดำเนินการกรองระยะเวลาเพิ่มขึ้นค่าการกักกันมีค่าค่อนข้างคงที่อาจจะเป็นเพราะฟาวลิงจำนวนน้อยที่ผันกลับได้ (Zokaee *et al.*, 1999; Gan, 2001) การเพิ่มความดันขั้วจะมีผลให้ชั้นเจลหนาและ

อัดตัวแน่นมาก รูพรุนหรือช่องว่างในชั้นฟาวลิ่งลดลงจึงมีความต้านทานสูงขึ้น แต่ทั้งนี้การสะสมของชั้นเค้กก็ยังมีปัจจัยอื่นๆ เช่น อุณหภูมิในการดำเนินการกรอง ชนิดเมมเบรนและสารป้อนอีกด้วย (Vernhet et al., 2003; Zhao et al., 2003)

Xie และ คณะ (2011) มีผลการทดลองการกักกัน โปรตีน และ การกักกันเกลือโดยทดลองกับ glyphosate liquor โดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน ให้ผลการกักกันมากกว่า ร้อยละ 90 และ สามารถกำจัดเกลือได้ร้อยละ 17

จากผลการทดลองพบว่าสามารถเลือก TMP ที่ 10 บาร์ และ อัตราการไหลที่ 800 ลิตรต่อชั่วโมง เพราะที่อัตราการไหลดังกล่าว คืออัตราการไหลที่มีค่าฟลักซ์เฉลี่ยที่สูงที่สุด ส่วน TMP ที่ 10 บาร์ คือ ช่วงที่เหมาะสมที่สุดในการดำเนินการ เนื่องจากขีดจำกัดของเครื่องนาโนฟิลเตรชันมีระดับความดันที่สูงสุด 12 บาร์ เพื่อถนอมและรักษาเครื่องจึงเลือกกระดบที่ใกล้เคียงที่สุดคือ 10 บาร์ สำหรับการกักกัน โปรตีน และ การกักกันเกลือ ไม่มีความแตกต่างกันอย่างนัยสำคัญ จึงไม่มีผลต่อการเลือก TMP และ อัตราการไหล

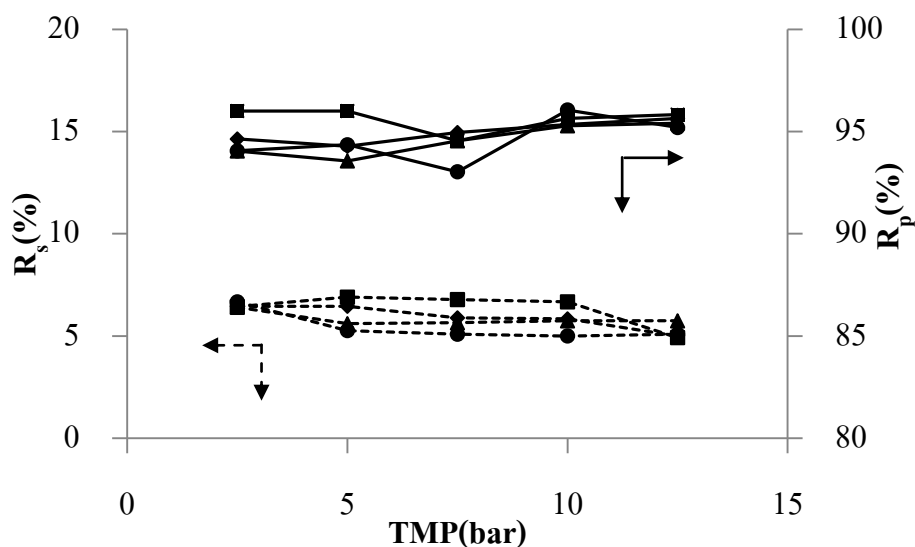


Figure 14. Salt and protein rejection of tuna condensate as varying CFR and TMP under total recycle mode at temperature of 40° C (R_s : salt rejection, R_p : protein rejection). ■ 500 L/h, ●600L/h, ◆700L/h, ▲800L/h

2.2 การศึกษาการทำให้เข้มข้นโปรตีนน้ำนิ่งปลาทูน่าโดยการกรองด้วย ดำเนินการแบบกะ

2.2.1.ผลเวลา ความดันขับและ ความเร็วตามขวาง ต่อการเปลี่ยนแปลง ฟลักซ์ การกักกัน

โปรตีน และการกักกันเกลือ ในการทำให้เข้มข้นแบบกะ

การเปลี่ยนของฟลักซ์ระหว่างการทำให้เข้มข้นน้ำนิ่งปลาทูน่าด้วยนาโนฟิลเตรชัน ที่ การผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้นด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน เหมาะสมที่สุด คือ TMP 10 บาร์ CFR 800 ลิตรต่อชั่วโมงและอุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส พบว่า มีค่าฟลักซ์ที่ลดลงจาก 12.5 เป็น 6.9 ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง เนื่องจากน้ำนิ่งปลาทูน่าประกอบด้วยโปรตีนชนิดซาร์โคพลาสมิก โปรตีนเป็นไปได้ว่าโปรตีนบางส่วนที่มีโมเลกุลขนาดเล็กผ่านเข้าไปในรูพรุนของเมมเบรนและเกิดการดูดซับของโปรตีนพร้อมกับการอุดตันภายในรูพรุนของเมมเบรน นอกจากนี้เมมเบรนเกิดการสะสมของตัวถูกละลายในรูพรุนและผิวหน้าของเมมเบรนทำให้ค่าฟลักซ์มีอัตราที่ลดลงเมื่อเวลาการกรองเพิ่มมากขึ้น รูพรุนที่มีขนาดเล็กกว่าตัวถูกละลายในน้ำนิ่งปลาทูน่าการดูดซับและสะสมของตัวถูกละลายเกิดขึ้นที่ผิวหน้าเมมเบรนเป็นส่วนใหญ่ ซึ่งปรากฏการณ์ดังกล่าวสามารถกำจัดออกได้โดยการเพิ่มอัตราการไหลเป็นการเพิ่มแรงเฉือนทำให้ตัวถูกละลายที่สะสมที่ผิวหน้าของเมมเบรนหลุดออกไปและยังทำให้ชั้นของปรากฏการณ์คอนเซนเตรชัน โพลาริเซชันลดลงมีผลทำให้ความต้านทานเมมเบรนลดลง (Marshall,1993) เมื่อระยะเวลาในการกรองเพิ่มขึ้น

จากภาพที่ 15 พบว่าการลดลงของค่าฟลักซ์สามารถแบ่งออกได้ 2 ช่วง ได้แก่ช่วง 30 นาทีถึง 120 นาที เป็นช่วงที่ฟลักซ์ลดลงอย่างรวดเร็วและมีการเปลี่ยนแปลงเล็กน้อยในช่วงท้าย เนื่องจากปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชัน โดยที่ตัวถูกละลายเกิดการสะสมตัวกันมากขึ้น เกิดเป็นชั้นเจลอยู่ที่บริเวณผิวหน้าเมมเบรนและช่วงหลังจาก 120 ถึง 180 เป็นช่วงที่ฟลักซ์ลดลงในอัตราคงที่ เพราะความหนาของชั้นตัวถูกละลาย (โปรตีน) ที่บวมบริเวณผิวหน้าของเมมเบรนเริ่มคงที่ ซึ่งเป็นผลมาจากอัตราการทับถมของตัวถูกละลายมีค่าใกล้เคียงกับอัตราการหลุดออกของตัวถูกละลายจากชั้นของการทับถมเนื่องจากผลของการไหล (Cherayan, 1986) ซึ่งผลการทดลองสอดคล้องกับงานวิจัยของ Lee และคณะ(2007) ที่ใช้เมมเบรนอัตราฟิลเตรชัน MWCO 30 และ 100 kDa .ในการแยกเอนไซม์โปรตีนเอสทรีปซินและโคโมทรีปซิน จากเครื่องในปลาพบว่าค่าฟลักซ์มีการลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงแรกและหลังจากเวลา 20-30 นาที ค่าฟลักซ์เริ่มคงที่ ทั้งนี้ปัจจัยสำคัญที่ทำให้การลดลงของค่าฟลักซ์ คือ การเกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันและการอุดตันของตัวถูกละลายที่มีโมกุลขนาดเล็กภายในรูพรุนของเมมเบรน และผลการทดลองจากรูปนี้ ฤทธิ์ไพโรจีน.(2548) พบว่าค่าฟลักซ์ของเพอมีเอทในการกรองน้ำตาลโตนดด้วยเมมเบรนไมโครฟิลเตรชัน ค่าฟลักซ์จะลดลงอย่างรวดเร็ว สันนิฐานว่าในช่วงดังกล่าวมีฟาว์ลิงสะสมในรูพรุนและมีแนวโน้มเข้าสู่สภาวะคงตัว เมื่อมีค่า VCF เพิ่มขึ้นและเกิดปรากฏการณ์คอนเซนเตรชันโพลาไรเซชันและชั้นเค้กที่ผิวหน้าเมมเบรน(Mordon *et al.*, 2000)

อดิสร เขตประทุม (2550) พบว่า การเปลี่ยนแปลงค่าฟลักซ์ในกระบวนการทำให้โปรตีนเข้มข้นด้วยอัตราฟิลเตรชัน ค่าฟลักซ์เริ่มลดลงอย่างรวดเร็วในช่วงแรกในอัตราส่วนความเข้มข้นเชิงปริมาณ ในช่วงแรก ทั้งนี้เนื่องจากเกิดการคูดซับอย่างรวดเร็วโปรตีนที่ผิวหน้าของเมมเบรนรวมถึงรูพรุนของเมมเบรนซึ่งมีลักษณะเป็นแผ่นบางๆเคลือบอยู่ที่ผิวหน้าของเมมเบรน มีผลทำให้ขนาดรูพรุนของเมมเบรนมีขนาดเล็กลงทำให้ความต้านทานของเมมเบรนสูงขึ้น ค่าฟลักซ์มีการเปลี่ยนแปลงน้อยลง หลังจากVCF เพิ่มขึ้น เนื่องจากเกิดการสะสมของตัวถูกละลายเพิ่มขึ้นและเกิดเป็นชั้นเจลที่ผิวหน้าเมมเบรนเปรียบเสมือนเมมเบรนที่ต่ออนุกรมกับเมมเบรนอีกชั้นหนึ่งมีผลทำให้ความต้านทานของเมมเบรนเพิ่มมากขึ้น ทำให้ค่าฟลักซ์มีค่าคงที่เมื่อ VCF เพิ่มมากขึ้น (Hallstrom, 1982)

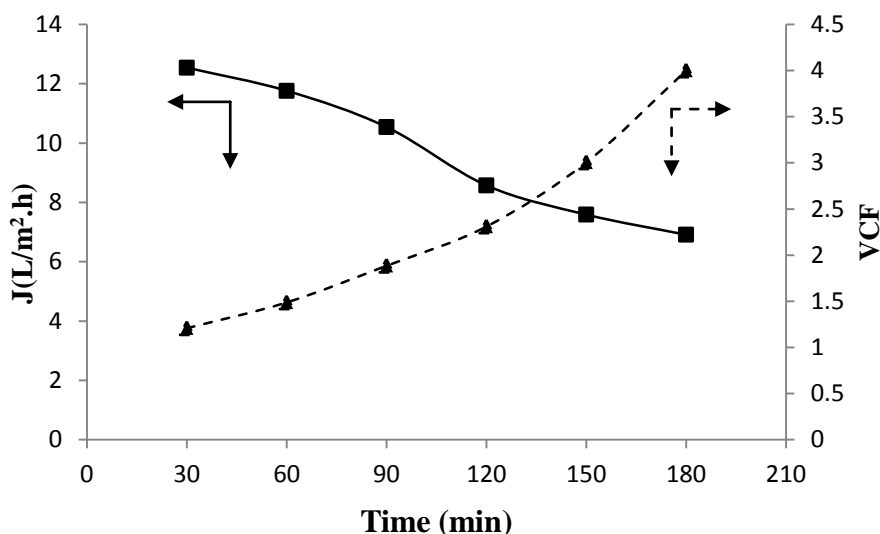


Figure 15. Permeate flux (J) and volume concentration factor (VCF) of tuna condensate under batch concentration mode (CFR 800 L/h, TMP 10 bar and temperature of 40 °C)

ภาพที่ 16 แสดงค่าการกักกัน โปรตีน และ การกักกันเกลือ ของกระบวนการทำเข้มข้นน้ำนิ่งปลาทูน่าโดยใช้ NF จากผลการทดลองพบว่า ค่าการกักกันโปรตีนเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ($p < 0.05$)จากร้อยละ 94 ถึง 97 ที่ โดยมีอัตราเพิ่มขึ้นอย่างรวดเร็วในช่วงเวลา 30-90 นาที และคงที่ หลังจากเวลา 90-180 นาที และการกักกันเกลือเพิ่มขึ้นอย่างมีนัยสำคัญ($p < 0.05$) ในช่วงแรกสารป้อนที่เติมลงไปมีความเข้มข้นน้อยเมื่อเปรียบเทียบกับค่า VCF ที่เริ่มต้นเท่ากับ 1.2 เมื่อเวลาเพิ่มขึ้นความเข้มข้นในรีเทนเททเพิ่มขึ้นค่า VCF เท่ากับ 4 ทำให้มีผลต่อค่าการกักกัน โปรตีน และการกักกันเกลือที่เพิ่มขึ้นตามลำดับ เป็นผลมาจากปริมาณในถังป้อนมีปริมาณที่ลดลง การแพร่ผ่านเมมเบรนเกิดขึ้นได้น้อยลง เกิดคอนเซนเตรชัน โพลาริเซชัน และฟาวลิ่ง ทำให้ค่ากักกัน โปรตีน และเกลือเพิ่มขึ้น (บุชิตา ตันจะ โนม, 2546) ค่ากักกันเกลือเพิ่มขึ้นในขั้นตอนการทำเข้มข้นอันเนื่องมาจากปริมาณในถังป้อนลดลงเป็นผลทำให้ปริมาณเกลือในถังป้อนก็เพิ่มขึ้นมีผลทำให้สัดส่วนระหว่างความเข้มข้นในเพอมีเอทกับรีเทนเททมีค่าน้อยลงส่งผลให้ค่าการกักกันเกลือเพิ่มขึ้น สอดคล้องกับงานวิจัยของ ภัทร ศักดิ์เพชร (2549) พบว่า การทำเข้มข้นเป็นการส่งเสริมให้เกิดคอนเซนเตรชัน โพลาริเซชันและฟาวลิ่งสูงขึ้นส่งผลให้ค่ากักกัน โปรตีนและการกักกันเกลือสูงขึ้น

เมื่อพิจารณาผลของ VCF ต่อเวลาในการทดลองพบว่า เมื่อเวลาเพิ่มขึ้น ค่า VCF เพิ่มขึ้น เนื่องจากปริมาณในถังป้อนในส่วนรีเทนเททจะลดลงตามปริมาณของเพอมีเอทที่ไหลออก ทำให้ผลของอัตราส่วนระหว่างรีเทนเททกับเพอมีเอทที่ไหลออกมีค่าเพิ่มขึ้น ส่งผลให้ความเข้มข้น

ในถังป้อนเพิ่มขึ้น ค่าฟลักซ์ลดลง ค่ากักกันกันโปรตีน และ ค่ากักกันเกลือ เพิ่มขึ้น สอดคล้องกับผลการทดลองของ ภัทร ศักดิ์เพชร (2549) แสดงร้อยละความเข้มข้นของโปรตีนและเกลือในสารป้อนของกระบวนการไดอะฟิลเตรชันแบบต่อเนื่อง/การทำให้เข้มข้นและการทำเข้มข้น/กระบวนการไดอะฟิลเตรชันแบบต่อเนื่อง พบว่าร้อยละความเข้มข้นสุดท้ายของโปรตีนและเกลือในสารป้อนของกระบวนการไดอะฟิลเตรชันแบบต่อเนื่อง/การทำให้เข้มข้นมีค่ามากกว่าการทำเข้มข้น/กระบวนการไดอะฟิลเตรชันแบบต่อเนื่องอย่างมีนัยสำคัญ เนื่องจากการทำเข้มข้นก่อนกระบวนการไดอะฟิลเตรชันแบบต่อเนื่องมีการแพร่ของ โมเลกุล โปรตีนและเกลือผ่านเมมเบรนมากกว่ากระบวนการไดอะฟิลเตรชันแบบต่อเนื่อง/การทำให้เข้มข้น

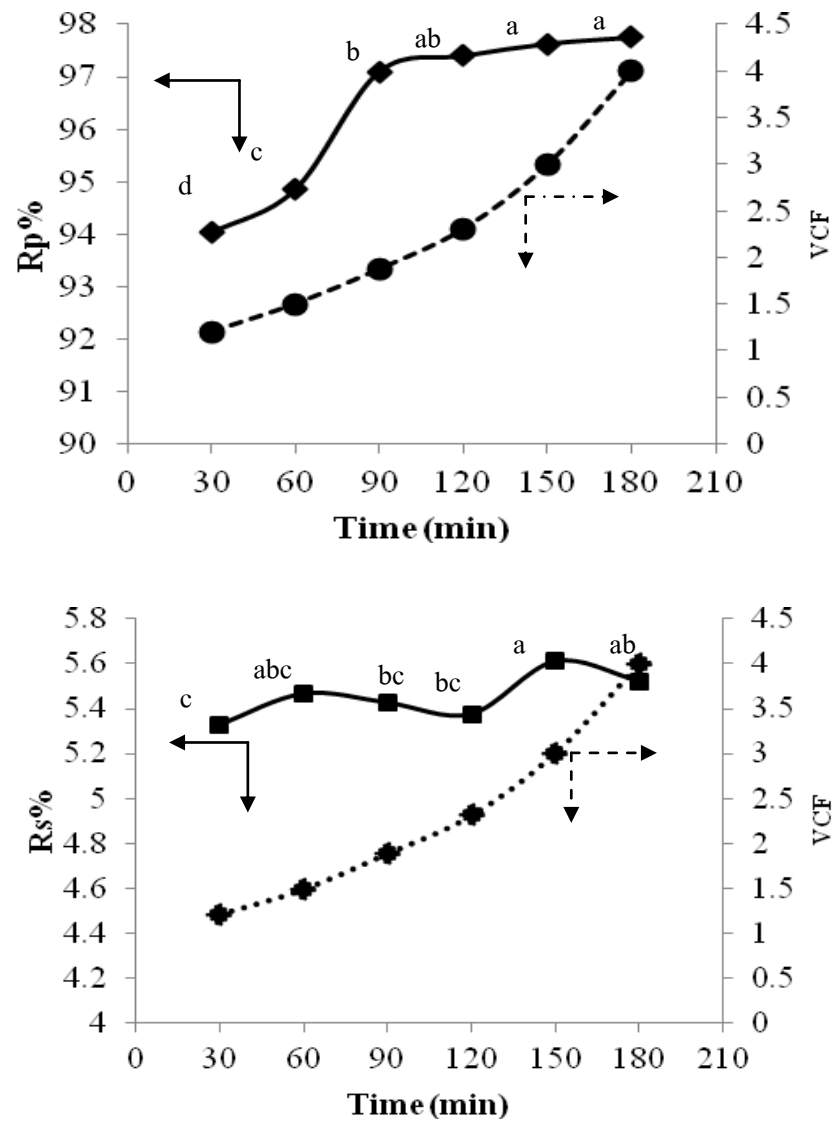


Figure 16. Salt and protein rejection during nanofiltration of tuna cooking juice under batch concentration mode (CFR 800 L/h, TMP 10 bar and temperature of 40 ° C)

ภาพที่ 17 เอมิเอทพลักซ์ และความเข้มข้นของโปรตีน ของการทำเข้มข้นแบบกะ ที่อัตราการไหล 800 ลิตรต่อชั่วโมง ความดันขับ 10 บาร์ และอุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส ผลการทดลองพบว่าพลักซ์เพอร์มิเอทมีอัตราลดลง เนื่องจากความเข้มข้นของตัวถูกละลายที่บริเวณใกล้ผิวเมมเบรนมีค่าสูงถึงขีดจำกัดของการละลายของสารนั้น ตัวถูกละลายที่เป็น โปรตีนอาจเกิดลักษณะคล้ายเจลที่บริเวณผิวเมมเบรน ชั้นเจลจะเกิดครอบคลุมผิวเมมเบรนมีลักษณะคล้ายเมมเบรนอีกแผ่นหนึ่งต่ออนุกรมอยู่กับเมมเบรนเดิม ทำให้ความต้านทานการไหลสูงขึ้น พลักซ์เพอร์มิเอทจึงมีค่าลดลงและชั้นเจลอาจทำให้ค่าการกักกันสารของเมมเบรนเปลี่ยนแปลงไปด้วย ซึ่งขึ้นอยู่กับคุณสมบัติทางกลของชั้นเจลที่เกิดขึ้น ถ้าตัวถูกละลายขนาดเล็กสามารถเคลื่อนที่ในเจลได้เร็วกว่าในเมมเบรนเดิม ค่าการกักกันตัวถูกละลายขนาดเล็กจะลดลงในทางตรงกันข้าม ถ้าตัวถูกละลายขนาดเล็กจะเคลื่อนที่ผ่านชั้นเจลสู่เมมเบรนเดิมย่อมเป็นไปได้ยากทำให้การกักกันเพิ่มขึ้น จากสมการที่ 4 ค่าการกักกันโปรตีนในเพอิมิเอทมีค่าน้อยมาก สามารถแปลงเป็นสมการที่ 11

$$J = \frac{D}{\delta} \ln \left[\frac{C_g}{C_b} \right] \quad (11)$$

ให้ k คือ ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลในชั้นขอบเขตหรือ CP

$$k = \frac{D}{\delta} \quad (12)$$

จากสมการที่ 12 แทนค่าในสมการที่ 11 จะได้สมการที่ 13 คือ

$$J = k \ln \left[\frac{C_g}{C_b} \right] \quad (13)$$

เมื่อค่า k คือ สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวล ค่า C_b คือ ค่าโปรตีนที่เข้มข้นจากกักกันของตัวถูกละลาย ค่า C_g คือค่าตัวถูกละลายเข้มข้นสูงสุดเมื่อค่าพลักซ์เข้าใกล้ 0 หรือ เรียกว่า ความเข้มข้นเจล

ค่า C_g คำนวณจากสมการเส้นตรงจากภาพที่ 17 ซึ่งเกิดจากการตัดแกน x เมื่อ $y = 0$ เป็นจุดที่ค่าตัวถูกละลายเข้มข้นสูงสุดเมื่อค่าพลักซ์เข้าใกล้ 0 สามารถแทนในสมการที่ 13 เป็นสมการที่ 14

$$J = -4.758 \ln \left[\frac{55.7}{C_b} \right] \quad (14)$$

จากสมการที่ 14 สามารถทำนายค่าฟลักซ์ได้โดยการแทนค่า C_b ในสมการจากความเข้มข้นที่ได้จากการทดลองในภาพที่ 17

Pan และ คณะ (2013) ได้ศึกษาการทำเข้มข้นกาแฟสกัดโดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน ได้ผลการทดลองของกราฟทำเข้มข้น ที่ใกล้เคียงกันที่มีค่า C_g อยู่ในช่วง 30 และ มีผลของค่าฟลักซ์จะลดลง เมื่อมีความเข้มข้นในรีเทนเททเพิ่มสูงขึ้น เช่นเดียวกับการทดลองของ (Su และ คณะ, 2005)

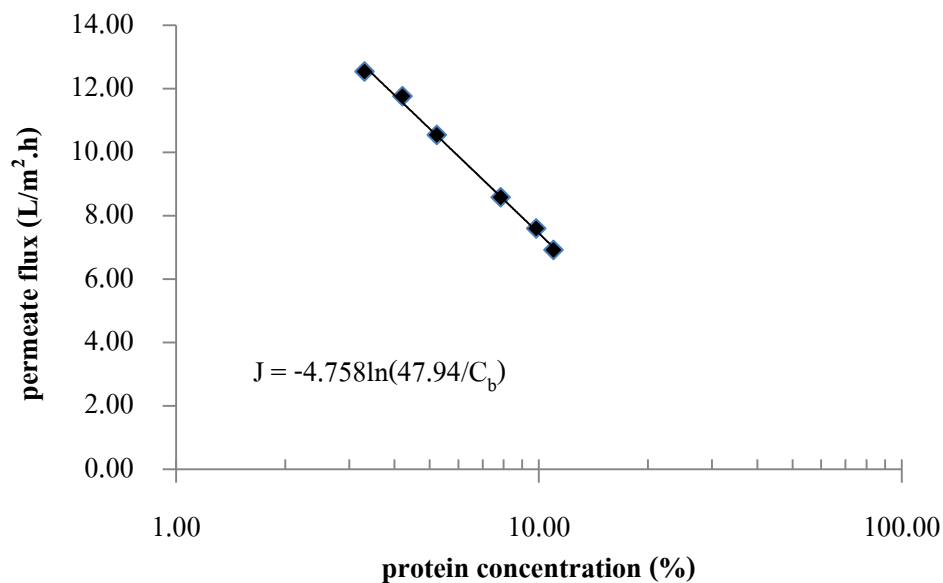


Figure 17. Plot of protein concentration vs permeate flux under batch concentration mode 800 L/h, TMP 10 bar and temperature of 40 ° C)

ค่าการกักกันโปรตีน และค่าการกักกันเกลือ ของการทำเข้มข้นน้ำนิ่งปลาทูน่าโดยกระบวนการนาโนฟิลเตรชันแบบกะ แสดงในตารางที่ 20. สำหรับร้อยละของโปรตีนในรีเทนเททเพอมีอเท และ ค่าการกักกันมีค่า 10.97, 0.26 และ 97.6 ตามลำดับ และร้อยละของเกลือใน รีเทนเททเพอมีอเท และค่าการกักกันเกลือมีค่า 1.79, 1.64 และ 5.7 ตามลำดับ จากตารางพบว่าระบบการกรองแบบนาโนฟิลเตรชันสามารถกำจัดปริมาณเกลือในน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้น อย่างไรก็ตามความเข้มข้นของโปรตีนก็เพิ่มสูงขึ้นจากร้อยละ 2 เป็นร้อยละ 10 และสามารถกำจัดปริมาณของเกลือได้ถึงร้อยละ 70 และสามารถดูรายละเอียดการคำนวณสมมูลมวลได้ในภาพที่ 18

Mello และคณะ 2011 ได้ทดลองทำเข้มข้น สารประกอบฟลาโวนอยด์ และฟีนอลิก ด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน มีผลการทดลองปริมาณของสารประกอบฟลาโวนอยด์ ในสารละลายเอททานอลิก เริ่มต้นที่ 96.35 มิลลิกรัมต่อกรัม ได้ความเข้มข้นเพิ่มขึ้น เป็น 71.93

มิลลิกรัมต่อกรัม และ ในสารละลาย Aqueous เริ่มต้นที่ 23.67 มิลลิกรัมต่อกรัม ได้ความเข้มข้นเพิ่มขึ้นเป็นร้อยละ 96.76 จากการทดลองพบว่า ระบบการทำเข้มข้นแบบนาโนฟิลเตรชันสามารถทำเข้มข้นสารได้เป็นอย่างดี

Yu และ คณะ 2001 ได้ศึกษาการลดปริมาณเกลือและทำเข้มข้นสีข้อม ซึ่งสามารถที่จะลดขั้นตอนการผลิตหลังจากใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน ยังสามารถเพิ่มความเข้มข้นของสีข้อมจากร้อยละ 9.88 เป็น 25.6 และ ลดปริมาณเกลือได้จากร้อยละ 4.16 เป็น 0.64 ตามลำดับ จะเห็นได้ว่าระบบนาโนฟิลเตรชันสามารถตอบ โจทย์เรื่องการลดเกลือในผลิตภัณฑ์และเพิ่มความเข้มข้นในน้ำนิ่งปลาทูน่า โดยการลดอัตราการระเหยน้อยลงเมื่อเทียบกับการแปรรูปในระบบอุตสาหกรรม

ดังนั้นการทำเข้มข้นน้ำนิ่งปลาทูน่า พบว่ามีปริมาณ โปรตีนที่สูงขึ้นจากผลตกกันโปรตีน ส่งผลให้ปริมาณองค์ประกอบทางอินทรีย์มีปริมาณที่สูงขึ้นเช่นกัน จึงจำเป็นที่จะต้องทดสอบค่า COD เพื่อเปรียบเทียบน้ำนิ่งปลาทูน่าก่อนการการทำเข้มข้น (ตัวอย่างเริ่มต้น) และหลังจากการทำเข้มข้น (เพอมีเอทที่ต้องปล่อยสู่อบ้ำบัด) จากการทดลองพบว่า ค่า COD พบว่า มีปริมาณที่ลดลง เมื่อเปรียบเทียบระหว่างปริมาณที่อยู่ในน้ำนิ่งปลาทูน่า และ เพอมีเอท มีค่า 33,427 และ 7,362 ตามลำดับ ส่งผลให้น้ำทิ้งสู่ระบบบำบัด มีค่า COD ที่ลดลงเมื่อเปรียบกับน้ำทิ้งเริ่มต้น จากการทดลองพบว่า อดิษร เขตประทุม (2550) พบว่า ค่าซีโอดีของเพอมีเอทลดลงเป็น 784 มิลลิกรัมต่อลิตร จากตัวอย่างเริ่มต้นเป็น 3,648 มิลลิกรัมต่อลิตร เช่นเดียวกับการทดลองของ Walha และ คณะ (2009) ได้ทำการทดลองการทำเข้มข้นน้ำนิ่งปลาทูน่าและลดปริมาณเกลือ ซึ่งมีผลของค่า COD ของ น้ำนิ่งปลาทูน่าก่อนเข้าเครื่องนาโนฟิลเตรชัน ส่วนของเพอมีเอท และ ส่วนของรีเทนเทท คือ 19,100 , 6,700 และ 65,000 มิลลิกรัมต่อลิตร ส่วนในการรายงานของ Vandanjon และ คณะ (2002) ที่สามารถลดปริมาณของ COD ได้ถึงร้อยละ 48.8 จากการทดลองน้ำนิ่งจากอาหารทะเล โดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน จึงสรุปว่า ระบบนาโนฟิลเตรชันมีความสามารถลดปริมาณ COD ในน้ำทิ้ง หรือในน้ำนิ่งปลาทูน่าในส่วนเพอมีเอทได้เป็นอย่างดี จะยังคงมีปริมาณที่ยังไม่ผ่านมาตรฐานของผลิตภัณฑ์อุตสาหกรรมที่ระบุไว้ คือ 400 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งจะต้องใช้กระบวนการบำบัดในระบบการบำบัดต่อไป เมื่อเปรียบเทียบแล้วใช้เวลาในการบำบัดที่น้อยลง เนื่องจากในน้ำทิ้ง หรือ น้ำเสียดังกล่าวมีปริมาณ COD ที่น้อยลงได้อย่างชัดเจน

Table 20. COD, salt and protein rejection in permeate and retentate of tuna condensate concentration by batch concentration mode at VCF of 4.

Properties	Tuna condensate	Retentate	Permeate	Rejection
Protein (%)	3.2	10.97	0.26	97.62
Salt (%)	1.4	1.79	1.64	5.7
COD (mg/L)	33,427	-	7,362	-

การคำนวณสมดุลมวลของการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้นโดยนาโนฟิลเตรชันพบว่าเมื่อน้ำนิ่งปลาทูน่าเริ่มต้นที่ 60 กิโลกรัม เกลือ และ โปรตีนมีปริมาณ 840 และ 1,920 กรัม ตามลำดับ หลังจากผ่านนาโนฟิลเตรชันเพื่อเพิ่มความเข้มข้น พบว่า ในเพอมีเอทปริมาณน้ำและองค์ประกอบที่ผ่านเมมเบรน มีทั้งสิ้น 45 กิโลกรัม มีปริมาณเกลือและโปรตีนปริมาณ 7.38 และ 1.125 กิโลกรัมตามลำดับ ส่วนรีเทนเททมีน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้น 15 กิโลกรัม มีปริมาณเกลือและโปรตีนปริมาณ 2.685 และ 1.695 กิโลกรัม ตามลำดับ

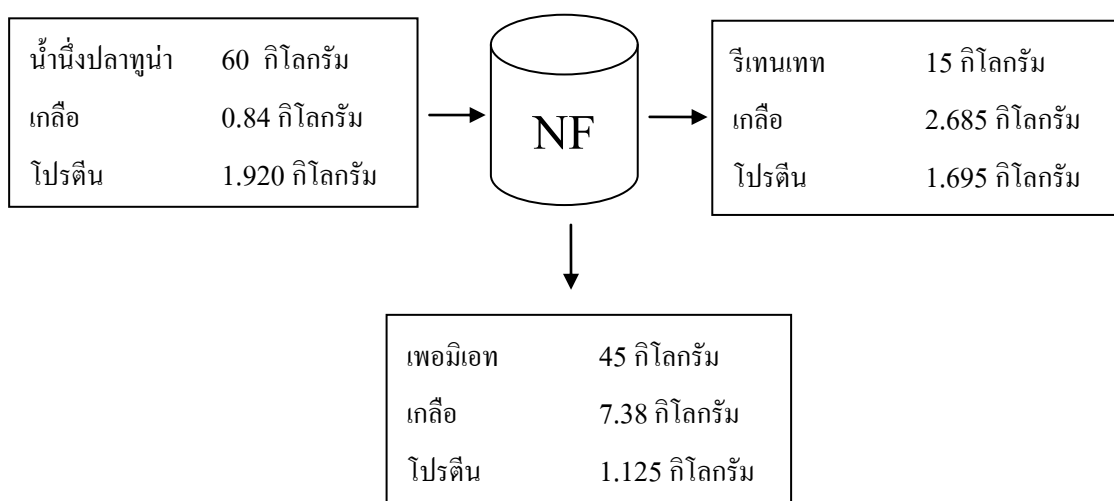


Figure 18. Mass balance of tuna cooking juice concentrated

3. ผลของการศึกษาเศรษฐศาสตร์วิศวกรรม ของการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือก่อนกระบวนการระเหยโดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน

3.1 การออกแบบระบบการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือก่อนกระบวนการระเหย

การออกแบบระบบ กำหนดคุณสมบัติ และลักษณะของเมมเบรน ในการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือโดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชัน

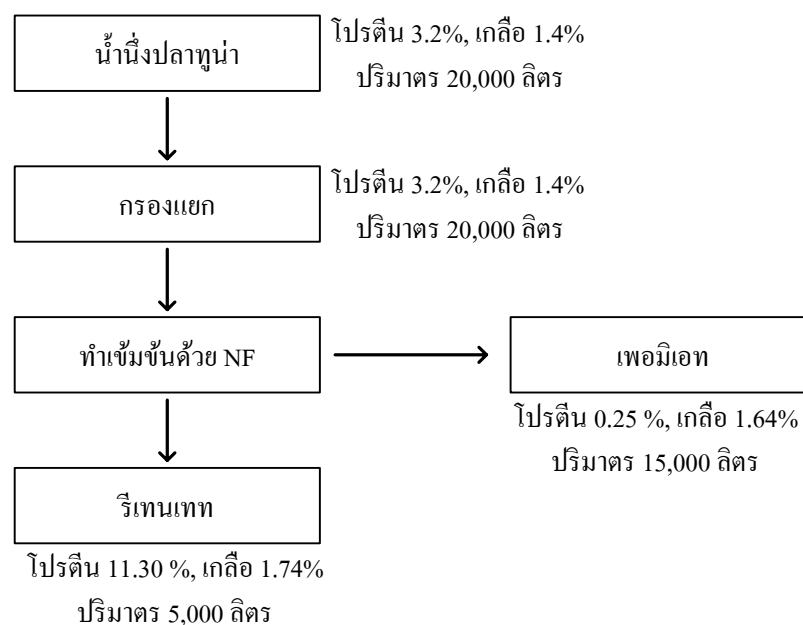


Figure 19. Process block diagram of tuna cooking juice concentration

จากภาพที่ 19 คือ ผังกระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเพื่อกำจัดน้ำและเกลือโดยการนาโนฟิลเตรชัน เริ่มต้นจากน้ำนิ่งปลาทูน่า ที่ใช้ในการคำนวณเศรษฐศาสตร์วิศวกรรมคือ 20,000 ลิตร ต่อวัน ขั้นตอนถัดมาคือ การกรองแยกสิ่งสกปรก หรือ ตะกอนที่อาจจะส่งผลกระทบต่ออุตสาหกรรมของเมมเบรน ขั้นตอนการทำเข้มข้นด้วยนาโนฟิลเตรชันจะพบว่า น้ำนิ่งที่ออกมาจากเมมเบรนอยู่สองส่วน คือ ส่วนที่เรียกว่าเพอมีเอท คือส่วนที่ไม่เข้มข้น ส่วนมากคือน้ำ และ ส่วนที่สองคือ ส่วนของรีเทนเททจะเป็นน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้น ที่ไม่สามารถผ่านแผ่นเมมเบรนได้ จากการศึกษพบว่า ปริมาณโปรตีนเพิ่มขึ้นจากร้อยละ 2 เป็น 10 และสามารถลดปริมาณเกลือได้ร้อยละ 70 จากปริมาณเกลือเริ่มต้น

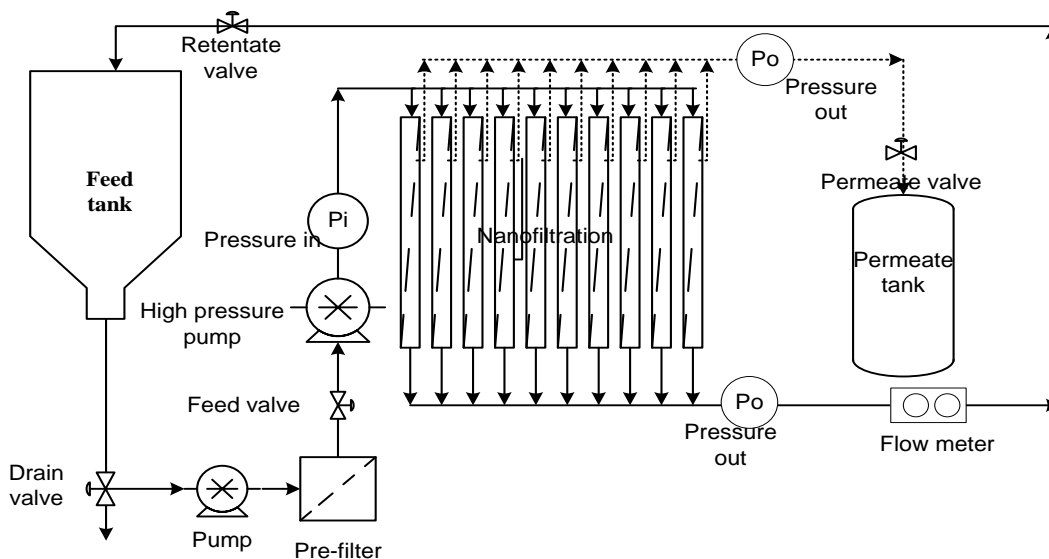


Figure 20. A Schematic of tuna cooking juice concentrated batch system

ภาพที่ 20 แสดงแผนผังการแปรรูปน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือ โดยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน จากภาพมีเครื่องมือ และ อุปกรณ์ที่ใช้ในการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือ เริ่มจากถังสแตนเลสชนิดสองชั้น ผ่านวาล์วเปิดปิดเพื่อปล่อยน้ำนิ่ง ปลาทูน่าออกจากถังป้อนโดยตรง ผ่านเครื่องปั๊ม เข้าสู่เครื่องกรองแยก ผ่านวาล์วเปิดปิดที่ตรงไปยัง ถังป้อนและเข้าสู่ระบบกรอง ผ่านเครื่องปั๊มแรงดันสูงที่มีความดัน 20 บาร์ มีตัววัดความดันขาออก จากปั๊ม เพื่อบันทึกความดันที่เปลี่ยนแปลงระหว่างการทำงาน ตัวอย่างจะถูกแรงดันจากปั๊มเข้าสู่เมมเบรนนาโนฟิลเตรชัน ซึ่งมีความสามารถในการกำจัดแยกน้ำและเกลือได้ผลผลิตสองชนิดคือ น้ำนิ่งปลาทูน่าที่อยู่ในส่วนรีเทนเทท ซึ่งมีตัววัดความดันขาออกเพื่อใช้ในการบันทึกค่าความต่างของความดัน อัตราการไหลของน้ำนิ่งปลาทูน่าในระบบจะวัดด้วยตัววัดอัตราการไหล ซึ่งจะบันทึก เป็นหน่วยลิตรต่อชั่วโมงก่อนน้ำนิ่งปลาทูน่าจะกลับสู่ถังป้อนเพื่อเข้าสู่ระบบต่อไป และ อีกส่วน หนึ่งคือ เพอเมอเทท เป็นน้ำ เกลือ และองค์ประกอบอื่นๆที่ผ่านเมมเบรน โดยทั้งสองจะมีวาล์ววัด ความดันขาออกเพื่อบันทึกความดันที่แตกต่างกัน และจะมีเครื่องวัดอัตราการไหลเพื่อวัดและ คำนวณปริมาตรของอัตราการไหลต่อพื้นที่เมมเบรนต่อเวลา

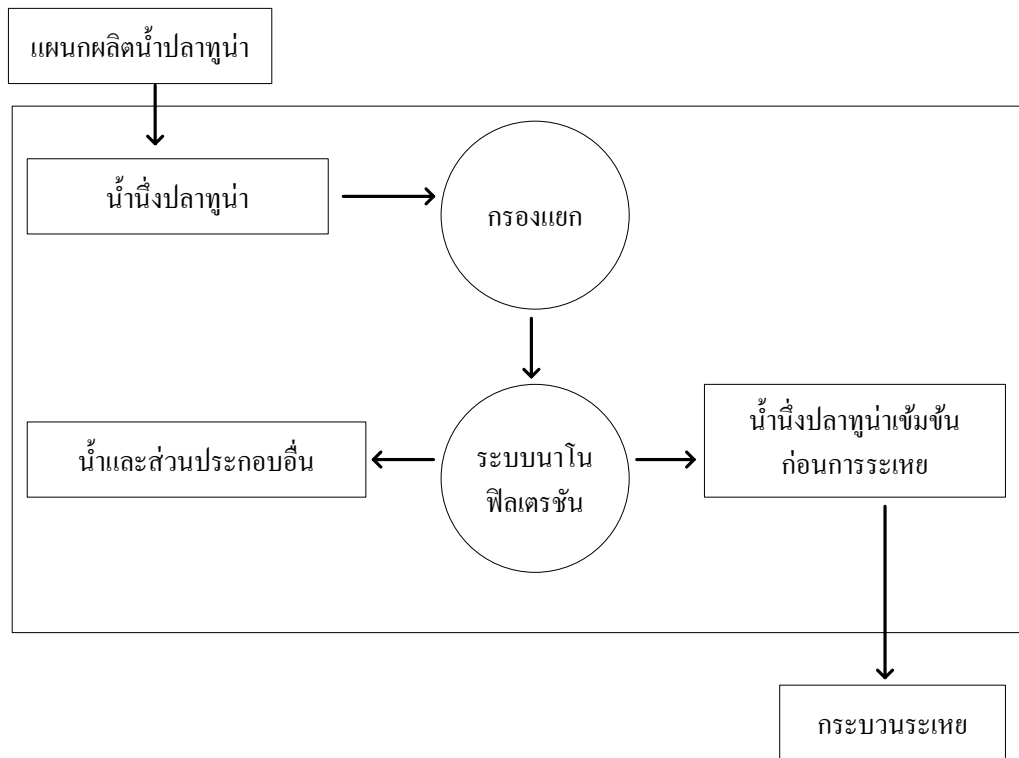


Figure 21. Layer or floor plan of tuna cooking juice concentration.

โรงงานผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือโดยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน เริ่มจากจุดรับวัตถุดิบเข้าคือ แผนกรับน้ำนึ่งปลาทูน่า จากนั้นจะเข้าสู่ระบบการผลิตเพื่อทำเข้มข้น โดยจะผ่านเครื่องกรองแยก เครื่องกรองเมมเบรน ซึ่งแยกออกมาสองส่วนคือ ส่วนที่เป็นน้ำเสียและส่วนที่เข้มข้น จะถูกส่งกระบวนการระเหยต่อไป ดังแสดงในภาพที่ 2

กำลังการผลิตของกระบวนการผลิตน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นก่อนกระบวนการระเหยคิดที่กำลังการผลิต 20,000 ลิตร ต่อวันของน้ำนึ่งปลาทูน่า โดยจะผลิตเป็นระยะเวลา 300 วันต่อปี ซึ่งรายละเอียดกระบวนการผลิตสามารถสรุปได้ในตารางที่ 21

Table 21.NF specification

คุณสมบัติ	รายละเอียด
ขนาดMWCO	200 ดาล์ตัน
โมดูล	8038 SR3D-VYV
การกักกัน MgSO ₄ (%)	99.00
พื้นที่เมมเบรนต่อ โมดูล	27 m ²
แผ่นกั้นเมมเบรน	1.1 mm
เส้นผ่าศูนย์กลาง	8 นิ้ว
ความยาว	39 นิ้ว
ความดันสูงสุด	44.8 บาร์
อุณหภูมิ	5-50 องศาเซลเซียส
อุณหภูมิสูงสุดในการทำมาสะอาด	50 องศาเซลเซียส
ค่า pH	4.0-10.0
ค่า pH ขณะล้างในท่อ	1.8-11.0
ความต่างของความดัน	0.4-0.7 บาร์

ที่มา : บริษัท Liquid Purification Engineering International Co., Ltd.

ตารางที่ 21 แสดงคุณสมบัติ และลักษณะของเมมเบรนในการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่า เบื้องต้น โดยใช้ระบบนาโนฟิลเตรชัน จากตารางใช้สำหรับการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นปริมาณ 20,000 ลิตรต่อวัน ซึ่งต้องใช้คุณสมบัติของเมมเบรนตามตารางที่ 21 เพื่อให้ได้ประสิทธิภาพการผลิตและอัตราการผลิตที่เหมาะสมที่สุดก่อนเข้ากระบวนการระเหยต่อไป และแสดงกำลังการผลิตในตารางที่ 22

Table 22. specification of NF system

คุณสมบัติ	รายละเอียด
สารป้อน	20,000 ลิตรต่อวัน
เพอมีเอท	15,000 ลิตรต่อวัน
ระยะเวลาดำเนินการ	8 ชั่วโมงต่อวัน
อายุเมมเบรน	5 ปี
ความจุของถังป้อน	5,000 ลิตร
วัสดุในการสร้าง	สแตนเลส

3.2 การคำนวณต้นทุนการผลิต

ในส่วนการผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชันเป็นการเพิ่มขึ้นตอนการผลิตในระบบโรงงานที่ผลิตน้ำนิ่งปลาทูน่าเข้มข้นแบบเดิม คือระบบการระเหย การสร้างระบบการผลิตเพิ่มขึ้นครั้งนี้จะใช้งบลงทุนทั้งสิ้น 7,105,967 บาท ระบบที่ผลิตขึ้นง่ายต่อการทำความสะอาด วัสดุที่ใช้ประกอบระบบผลิตจากสแตนเลสซึ่งทำให้ระบบมีความปลอดภัยและทำความสะอาดได้ง่ายขึ้น (วิภาวี ศรีทาสร้อย, 2552)

ในการคำนวณค่าพื้นที่เมมเบรน และ ปริมาณค่าฟลักซ์ของน้ำนิ่งปลาทูน่า จะคำนวณจากตารางที่ 21 ราคาเมมเบรนจากบริษัท Liquid Purification Engineering International Co., Ltd.; 65,000 บาทต่อโมดูล และ ราคาส่วนประกอบอื่น แสดงในตารางที่ 23

ตารางที่ 23 แสดงรายละเอียดค่าใช้จ่ายที่เป็นต้นทุนคงที่ของระบบนาโนฟิลเตรชัน มีรายละเอียดเครื่องมือและอุปกรณ์ ดังนี้ เมมเบรน SRO 8040 จำนวน 10 โมดูล, ตัววัดความดัน 2 ชุด, ปัมป์ไหลเวียนแบบสะอาด 1 ชุด, ปัมป์สำหรับป้อนแบบสะอาด 1 ชิ้น, ปัมป์ความดันสูง 10 m³/ชั่วโมง ที่ความดัน 20 บาร์, ท่อ และ ข้อต่อระหว่างวาล์ว, เครื่องมือวาล์วอัตโนมัติและระบบการไหล, ระบบควบคุม และถัง CIP ความจุ 5,000 ลิตร ราคาและค่าใช้จ่ายทั้งสิ้นรวมเป็น 5,906,000 บาท และค่าใช้จ่ายในการดำเนินงาน จะประกอบไปด้วย ค่าใช้จ่ายค่าเสื่อมราคา คือ จำนวนจากร้อยละ 10 ของเงินลงทุนในการติดตั้งระบบ เป็นเงินทั้งสิ้น 531,000 บาท, ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน คือ บาทต่อกิโลวัตต์ต่อชั่วโมง, รอบละ 8 ชั่วโมงต่อวัน, 300 วัน ต่อปี เป็นเงินทั้งสิ้น 147,267 บาท, ค่าสารเคมีใช้ทำความสะอาด คือ สารเคมีที่ใช้ในการล้างแต่ละครั้ง, รอบละ 4 ชั่วโมง, 300 วันต่อปี เป็นเงินทั้งสิ้น 150,000 บาท, ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษา คือ จำนวนจากร้อยละ 5 ของเงินลงทุนในการติดตั้งระบบ เป็นเงินทั้งสิ้น 265,500 บาท และ ค่าใช้จ่ายในการควบคุมคุณภาพ คือ จำนวนจาก

ร้อยละ 5 ของเงินลงทุนในการติดตั้งระบบเป็นเงินทั้งสิ้น 106,200 บาท รวมงบประมาณที่ใช้ในการดำเนินงานของการทำน้ำนิ่งปลาทונהเบื้องต้นก่อนการระเหย คือ 1,199,967 บาท

จากการออกแบบชุดกรองน้ำนิ่งปลาทונהเพื่อกำจัดน้ำ เกลือ และ ทำเข้มข้นก่อนการระเหย สามารถที่จะนำไปประยุกต์ใช้กับกระบวนการผลิตน้ำนิ่งปลาทונהเข้มข้นในระดับโรงงาน โดยการติดตั้งระหว่างกระบวนการกรองน้ำนิ่งก่อนเข้าเครื่องระเหย และ เครื่องระเหย

Table 23. Treatment plant cost of tuna cooking juice concentration

ต้นทุน	รายการ	เปอร์เซ็นต์(%)
<u>ต้นทุนคงที่</u>		
เมมเบรน SRO 8040 จำนวน 10 โมดูล ราคา 65,000 บาท/โมดูล	650,000	11.01
ตัววัดความดัน 2 ชุด ราคา 60,000 บาท/โมดูล	120,000	2.03
ปั๊มไหลเวียนแบบสะอาด 1ชุด 50 m ³ /ชั่วโมง(5.5 kW)	350,000	5.93
ปั๊มสำหรับป้อนแบบสะอาด 1ชุด 10 m ³ /ชั่วโมง(1.1 kW)	200,000	3.39
ปั๊มความดันสูง 10 m ³ /ชั่วโมง ที่ความดัน 20 บาร์(15 kW)	250,000	4.23
ท่อ และ ข้อต่อระหว่างวาล์ว	700,000	11.85
เครื่องมือวาล์วอัตโนมัติและระบบการไหล	1,500,000	25.40
ระบบควบคุม	1,300,000	22.01
ถัง CIP ความจุ 5,000 ลิตร	836,000	14.16
รวมต้นทุนคงที่	5,906,000	100.00
<u>ต้นทุนดำเนินการ</u>		
ค่าใช้จ่ายค่าเสื่อมราคา ¹	531,000	44.25
ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน ²	147,267	12.27
ค่าสารเคมีใช้ทำความสะอาด ³	150,000	12.50
ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษา ⁴	265,500	22.13
ค่าใช้จ่ายในการควบคุมคุณภาพ ⁵	106,200	8.85
รวมต้นทุนในการดำเนินการ	1,199,967	100.00
รวมต้นทุนทั้งสิ้น	7,105,967	-

¹ ค่าใช้จ่ายค่าเสื่อมราคา คือ จำนวนจากร้อยละ 10 ของเงินลงทุนในการติดตั้งระบบ

² ค่าใช้จ่ายด้านพลังงาน คือ บาทต่อกิโลวัตต์ต่อชั่วโมง, รอบละ 8 ชั่วโมงต่อวัน, 300 วัน ต่อปี

³ ค่าสารเคมีใช้ทำความสะอาด คือ สารเคมีที่ใช้ในการล้างแต่ละครั้ง, รอบละ 4 ชั่วโมง, 300 วันต่อปี

⁴ ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษา คือ จำนวนจากร้อยละ 5 ของเงินลงทุนในการติดตั้งระบบ

⁵ ค่าใช้จ่ายในการควบคุมคุณภาพ คือ จำนวนจากร้อยละ 5 ของเงินลงทุนในการติดตั้งระบบ

ที่มา : บริษัท Liquid Purification Engineering International Co., Ltd.

ตารางที่ 24 แสดงอัตราราคา (บาทต่อลิตร) ของน้ำนึ่งปลาทูน่าเบื้องต้นเพื่อกำจัดน้ำและเกลือก่อนเข้ากระบวนการระเหย ซึ่งคำนวณเทียบกับเวลาอัตราการผลิตต่อวันที่ 20,000 ลิตรต่อวัน เทียบกับเวลา 1 ปี และ ต้นทุนการดำเนินการของแต่ละส่วนประกอบด้วยค่าไฟฟ้า ค่าทำความสะอาด ค่าควบคุมคุณภาพ ค่าบำรุงรักษาแมมเบรน ค่าจ้างแรงงาน และค่าเสื่อมราคา ผลจากการคำนวณอัตราของน้ำนึ่งปลาทูน่าเข้มข้นที่กำจัดน้ำและเกลือก่อนเข้ากระบวนการระเหย คือ 1.456 บาท ซึ่งมีอัตราที่เพิ่มจากวัตถุดิบเริ่มต้นสำหรับน้ำนึ่งปลา คือ 0.4 บาท ได้จากการคำนวณ สมการที่ 15

$$\text{ต้นทุนบาทต่อลิตร(บาท)} = \frac{\text{ค่าใช้จ่ายต่อปี}}{\text{กำลังการผลิตต่อวัน} \times \text{วันผลิตต่อปี}} \quad (15)$$

ตัวอย่างค่าเสื่อมราคา ต้นทุนดำเนินการต่อปี 531,000 บาท กำลังการผลิต 5,000 ลิตรต่อวัน และ เวลาการผลิต 300 วันต่อปี คำนวณได้ดังนี้

$$\begin{aligned} \text{ต้นทุนการผลิตต่อลิตร(บาท)} &= \frac{531,000}{5,000 \times 300} \\ &= 0.354 \text{ บาทต่อลิตร} \end{aligned}$$

ตัวอย่างการคำนวณค่าไฟฟ้าเทียบหน่วยคำนวณจากการไฟฟ้าส่วนภูมิภาคที่ใช้ อัตราการผลิตไฟฟ้าบาทต่อหน่วยในกรณีหน่วยค่าพลังงานไฟฟ้าไม่เกิน 22 กิโลวัตต์ คือ 2.8408 บาทต่อหน่วย ปริมาณ 15 กิโลวัตต์ กำลังการผลิต 8 ชั่วโมงต่อวัน 300 วันต่อปี ซึ่งสามารถคำนวณค่าพลังงานไฟฟ้าได้ตามสมการที่ 16

$$\text{จำนวนหน่วย} = \frac{\text{กำลังไฟฟ้า (วัตต์)} \times \text{จำนวนเครื่อง} \times \text{จำนวนชั่วโมง}}{1,000} \quad (16)$$

$$\text{จำนวนหน่วย} = \frac{15 \text{ kW} \times 1 \times 8 \text{ ชั่วโมง}}{1000} = 120 \text{ หน่วยต่อวัน} = 36,000 \text{ หน่วยต่อปี}$$

คิดเป็นค่าพลังงานไฟฟ้าได้ดังนี้

$$36,000 \text{ หน่วยต่อปี} \times 2.8408 \text{ บาทต่อหน่วย} = 102,268 \text{ บาทต่อปี}$$

Table 24. The product cost of tuna cooking juice concentrated (Baht/liter of product) (Aporn Laorko, 2010)

ต้นทุน	บาทต่อลิตรของผลิตภัณฑ์
วัตถุดิบ	0.40
ค่าไฟฟ้า	0.09
ค่าทำความสะอาด	0.10
ค่าควบคุมคุณภาพ	0.07
ค่าบำรุงรักษาแมมเบรน	0.18
ค่าจ้างแรงงาน	0.26
ค่าเสื่อมราคา	0.35
รวมต้นทุน	1.45

สามารถคำนวณหาจุดคุ้มทุนได้จากการคำนวณ คือ ต้นทุนการขายผลิตภัณฑ์เฉลี่ย 1.5 บาทต่อลิตร ราคาขาย 3 บาทต่อลิตร มีกำลังการผลิต 5,000 ลิตรต่อวัน และ ผลิต 300 วันต่อปี มีกำไรที่ได้จากการผลิตเป็นเงินมูลค่า 2,250,000 บาท ซึ่งการคำนวณจุดคุ้มทุนสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 16

$$N = \frac{F}{p-v} \quad (17)$$

N = จุดคุ้มทุน

F = ค่าใช้จ่ายคงที่ต่อปี

P = ราคาขายต่อปี

V = ค่าใช้จ่ายแปรผันต่อปี

แทนค่าในสมการเป็น

$$N = \frac{5,906,000}{4,500,000 - 2,250,000}$$

จุดคุ้มทุน มีค่าเท่ากับ 2.62 ปี

สามารถประเมินโครงการจากการคำนวณ มูลค่าเทียบเท่าปัจจุบัน(Present Worth, PW) ซึ่งเป็นการเปลี่ยนแปลงค่าของเงินทั้งหมดให้เป็นค่าเทียบเท่าจุดหนึ่ง หรือหลายจุด(รายปี) ของเวลาโดยใช้อัตราผลตอบแทนต่ำสุดที่น่าพอใจ (Minimum Attractive Rate of Return, MARR) ซึ่งจะคำนวณได้ดังนี้

$$PW = (p - V) \left(\frac{P}{A}, i\%, N \right) - F \quad (18)$$

N = จุดคุ้มทุน

F = ค่าใช้จ่ายคงที่ต่อปี

p = ราคาขายต่อปี

V = ค่าใช้จ่ายแปรผันต่อปี

i = อัตราดอกเบี้ย (อัตราผลตอบแทนขั้นต่ำที่น่าพึงพอใจ)

แทนค่าในสมการ

$$\begin{aligned} \text{มูลค่าเทียบเท่าปัจจุบัน} &= 4,500,000 - 2,250,000(2.9906) - 5,906,000 \\ &= 822,850 \end{aligned}$$

ซึ่งสามารถสรุปค่ามูลค่าเทียบเท่าปัจจุบันไม่ติดลบ นั้นหมายความว่า น้่าลงทุนในโครงการนี้

บทที่ 4

สรุป

การผลิตน้ำดื่มปลาทูน่าแช่แข็งด้วยเมมเบรนชนิดนาโนฟิลเตรชัน มีผลชี้ให้เห็นว่าการผลิตน้ำดื่มปลาทูน่าแช่แข็งอย่างมีประสิทธิภาพโดยใช้เมมเบรนชนิด NF-DL2540 ภายใต้การทำแช่แข็งแบบกะ โดยที่ใช้อัตราการไหลที่ 800 ลิตรต่อชั่วโมง, TMP 10 บาร์ และ อุณหภูมิ 40 องศาเซลเซียส ค่าฟลักซ์จะมีการเปลี่ยนแปลงเมื่อค่า TMP เพิ่มขึ้นจาก 9.4 ถึง 15.9 ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง แม้ว่าเมมเบรนจะมีความมั่นคงตามเงื่อนไขของการศึกษา ค่าเพอร์มิเอทฟลักซ์ก็จะค่อยๆ ลดลงจาก 12.5 ถึง 6.9 ลิตรต่อตารางเมตรต่อชั่วโมง การอุดตันของเมมเบรนเห็นชัดเจนจากการลดลงของค่าเพอร์มิเอทฟลักซ์ สำหรับการแช่แข็งโดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชันมีค่ากักกันโปรตีนที่เพิ่มขึ้นตามเวลาที่เพิ่มขึ้นในขณะที่ค่ากักกันเกลือมีค่าคงที่ ความเข้มข้นของโปรตีนมีอัตราที่เพิ่มขึ้นจากร้อยละ 2 จนถึง 10 ในขณะที่ค่าเกลือลดลง และ ถูกกำจัดออกมากกว่าร้อยละ 70 จากวัตถุดิบน้ำดื่มปลาทูน่าเริ่มต้น และค่า COD มีค่าลดลงจาก 33,427 เป็น 7,362 มิลลิกรัมต่อลิตร ส่วนการคำนวณเศรษฐศาสตร์วิศวกรรมของการผลิตน้ำดื่มปลาทูน่าแช่แข็งโดยใช้กระบวนการนาโนฟิลเตรชันที่กำลังการผลิต 5,000 ลิตรต่อวัน ต้องใช้งบประมาณในการลงทุนทั้งสิ้น 7,105,967 บาท และสามารถคืนทุนได้ในระยะเวลาประมาณ 4 ปี จากการเพิ่มกระบวนดังกล่าวสามารถสรุปได้ว่าขั้นตอนการกำจัดน้ำและเกลือโดยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน สามารถที่จะลดปริมาณน้ำและเกลือที่ใช้กำจัดในกระบวนการระเหยได้เป็นอย่างดี ซึ่งสามารถลดและใช้พลังงานน้อยลงได้อย่างมีประสิทธิภาพมากขึ้น ซึ่งสามารถคำนวณได้ต่อไปในกระบวนการระเหย

เอกสารอ้างอิง

- กระทรวงอุตสาหกรรม. 2534. อุตสาหกรรมเกษตรสินค้าจากเศษเหลือ by product จากโรงงานปลา
ทูน่าบรรจุกระป๋อง.เอกสารเผยแพร่จากกองพัฒนาอุตสาหกรรม.กรมส่งเสริม
อุตสาหกรรม.
- จันทอง สุนทรภา. 2548. เทคโนโลยีการแยกด้วยเมมเบรน. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
กรุงเทพมหานคร.
- จันทนา จันทาโร และ ศิริจันทร์ ทองประเสริฐ. 2540. การศึกษาความเป็นไปได้โครงการด้านธุรกิจ
และอุตสาหกรรม. พิมพ์ครั้งที่ 6. โรงพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
กรุงเทพมหานคร.
- ชุตินุช สุจริต. 2540. การเลี้ยงยีสต์ในน้ำนิ่งปลาทูน่าหลังการแยกโปรตีนและไขมัน. วิทยานิพนธ์
วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต (เทคโนโลยีชีวภาพ). มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- ณัฐพันธ์ เขจรนันท์. 2542. การจัดการการผลิตและการดำเนินงาน. 97. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- ฐปณีย์ ฤทธิ์ไพโรจน์. 2548. ปัจจัยที่มีผลต่อค่าฟลักซ์ ค่ากักกัน และฟาวลิงระหว่างกระบวนการ
กรองน้ำตาลโตนดด้วยเมมเบรน. วิทยานิพนธ์ วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต(เทคโนโลยี
อาหาร). มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- บุษิตา ตันจะ โนม, 2546. การเพิ่มความเข้มข้นโปรตีนและการลดปริมาณเกลือในน้ำปลาโดยใช้
กระบวนการอัลตราฟิลเตรชันและไดอะฟิลเตรชัน. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร
มหาบัณฑิตมหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- ประพน คลกิจ, สัญชิต แสงกล้า .2535.การศึกษาเบื้องต้นเกี่ยวกับการแยกไขมันและโปรตีนจากน้ำ
นิ่งปลาทูน่า. รายงานปัญหาพิเศษ. คณะทรัพยากรธรรมชาติ มหาวิทยาลัยสงขลา-
ครินทร์.
- พูนสุข ประเสริฐสรรพ. 2542. การใช้ประโยชน์จากวัสดุเศษเหลือ. ภาควิชาเทคโนโลยีชีว
ภาคอุตสาหกรรม มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์. 328 หน้า.
- ไพศาล วีรกิจ. 2544. การกรองน้ำด้วยเมมเบรน. เทคนิค. 194:107-114.

- ภัทร สักดิ์เพชร. 2549. การแยกเกลือในน้ำปลาด้วยกระบวนการนาโนฟิลเตรชัน. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต (เทคโนโลยีอาหาร). มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- มาริสา จาคูพรพิพัฒน์. 2537. สภาวะที่เหมาะสมต่อการเจริญและการสังเคราะห์รงควัตถุของ *Rhodocyclus Gelatinosus* R7 ที่เลี้ยงในน้ำนิ่งปลาทูน่า. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต (เทคโนโลยีชีวภาพ). มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- มาริสา จาคูพรพิพัฒน์. 2547. เศษวัสดุเหลือใช้จากอุตสาหกรรมอาหารในฐานะวัตถุดิบในการผลิตไลซีนราคาถูก. รายงานวิจัยฉบับสมบูรณ์โครงการ. สำนักงานกองทุนสนับสนุนการวิจัย กรุงเทพฯ.
- รพีพร แสงศรี. 2540. การผลิตแบคทีเรียสังเคราะห์แสง *Rhodocyclus gelatinosus* R7 จากน้ำนิ่ง ปลาทูน่าด้วยกระบวนการแบบขั้นตอนเดียวและสองขั้นตอน. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- รัตนา จิระรัตนานนท์ .2541. กระบวนการแยกด้วยเยื่อแผ่นสังเคราะห์. ภาควิชาวิศวกรรมเคมี มหาวิทยาลัยเทคโนโลยีพระจอมเกล้าธนบุรี.
- วิภาวี ศรีทาสร้อย. 2552. การศึกษาความเป็นไปได้ในการจัดตั้งโรงงานผลิตอาหารแปรรูปจากปลาหมึกในจังหวัดสงขลา. วิทยานิพนธ์วิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- วิมล เหมาะจันทร์. 2528. ปลา. ใน *ชีววิทยาปลา*. หน้า 249-250. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย กรุงเทพฯ.
- สังคีต จิตต์ละออง. 2539. การใช้น้ำนิ่งปลาทูน่าทำซอสปรุงรส. ปัญหาพิเศษ คณะอุตสาหกรรมเกษตร มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- สุทธวัฒน์ เบญจกุล. 2548. เคมีและคุณภาพสัตว์น้ำ. พิมพ์ครั้งที่ 1. สำนักพิมพ์โอเดียนสโตร์. กรุงเทพมหานคร.
- สุวิทย์ สุวรรณโณ. 2535. การเลี้ยงแบคทีเรียสังเคราะห์แสงในน้ำเสียของโรงงานแปรรูปอาหารทะเล. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตร์มหาบัณฑิต (เทคโนโลยีชีวภาพ)., มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.

- สุวิทย์ สุวรรณโณ. 2539. การผลิตโปรตีนเซลล์เดียวจากน้ำนิ่งปลาทูน่าโดย *Candida tropicalis* TISTR 5136. ว.สงขลานครินทร์ วทท. 18(1) : 48.
- สำนักบริหารการนำเข้าส่งออกสินค้าทั่วไป 2552.การส่งออกปลาทูน่ากระป๋องของไทย (ออนไลน์). สืบค้นจาก: www.ryt9.com/s/ryt9m/267936/ (10 มกราคม 2553).
- อดิสร เขตประทุม. 2550.การผลิตและคุณสมบัติทางเคมีกายภาพของโปรตีนจากน้ำเลี้ยงชูริมิด้วยกระบวนการอัลตราฟิลเตรชันและการทำแห้งแบบพ่นฝอย. วิทยานิพนธ์วิทยาศาสตรมหาบัณฑิต. มหาวิทยาลัยสงขลานครินทร์.
- อัญชลี สาระโบก. และ อรัญ หันพงษ์กิตติกุล 2542. การย่อยสลายน้ำนิ่งปลาทูน่าด้วยเอนไซม์เพื่อผลิตขอสปริงรส. วารสารสงขลานครินทร์ วทท. ปีที่ 21 ฉบับที่ 4. 491-500.
- Afonso, M.D. and Borquez, R. 2002. Review of treatment of seafood processing wastewaters and Recovery of proteins by membrane separation processes prospects of the ultrafiltration of waste from the fish meal industry. *Desalination* 142. 29-45.
- Al-Malack, M.H., Bukhari, A.A. and Abuzaid, N.S. 2004. Crossflow microfiltration electrocoagulated kaolin suspension; fouling mechanism. *J. Membrane Sci.* 243:143-153.
- Alves V.D., Koroknai B., Brlafi-Bako K. and Coelho I.M. 2004. Using membrane contactors for fruit juice concentration. *J. Desalination*. 162: 263-270.
- A.O.A.C. 1990. Official Method of Analysis of the Association of Official Analytical Chemists. 15th ed. The Association of Official Analytical Chemists, Inc. Virginia Alrington.
- A.O.A.C. 1999. Official Method of Analysis of the Association of Official Analytical Chemists. 16th ed. The Association of Official Analytical Chemists, Inc. Verginia Alrington.
- A.O.A.C. 1999. Official Method of Analysis of the Association of Official Analytical Chemists. 17th ed. The Association of Official Analytical Chemists, Inc. Verginia Alrington.

- Atra, R., Vatai, G., Molnar, E.B. and Balint, A. 2005. Investigation of ultra-and nanofiltration for utilization of whey protein and lactose. *J.Food Eng.* 67:325-332.
- Bader M. S. H. and Veenstra J. N. 1996. Analysis of concentration polarization phenomenon in ultrafiltration under turbulent flow conditions. *J. Membr Sci.* 114 :139-148.
- Baker, R. 2000. *Membrane technology and applications.* McGraw –Hill. New York.
- Belfort, G., Davis, H.R. and Zydney, A. 1994. The behavior of suspensions and macromolecular solution in crossflow microfiltration. *J. Membr Sci.*96: 1-58.
- Besedits, S. and Netzer, A. 1982. *Protein Recovery From Food Processing Waste Water.* Ontario B&L Information Services.
- Bian, R., Yamamoto, K. and Watanabe, Y. 2000. The effect of shear rate on controlling the concentration polarization and membrane fouling. *Desalination.* 131:225-236.
- Blanpain, P. and Lalande, M. 1997. Investigation of Fouling Mechanisms Governing Permeate Flux in the Crossflow Microfiltration of beer. *Filtr separat.* 1065-1069.
- Belkhouche N.E., Didi M.A., Taha S. and Fares N.B., 2009. Zinc rejection from leachate solutions of industrial solid waste effects of pressure and concentration on nanofiltration membrane performance, *Desalination* 239: 58–65.
- Bourseau, P., Vandanjon, L., Jaouen, P., Chaplain-Derouiniota , M., Masséa, A., Guérardc, F., Chabeaudb, A., Fouchereau-Pérond, M., Le Gald, Y., Ravallec-Plée, R., Bergef, J. P., Picot, L., Piot, J. M., Batista, I., Thorkelsson, G., Delannoy, C., Jakobsen, G. and Johansson, I. 2009. Fractionation of fish protein hydrolysates by ultrafiltration and nanofiltration: impact on peptidic populations. *Desalination* 244: 303-320.
- Bowen,W.R., Calvo, J.I. and Hernandez, A. 1995. Step of membrane Blocking in Flux Decline During Protein Microfiltration. *J.Membr Sci.* 101: 153-163.

- Cassini, A. S., Tessaro, I. C., Marczak, L.D. and Pertile, C. 2010. Ultrafiltration of wastewater from isolated soy protein production: a comparison of three UF membranes. *J. Cleaner Production*.18: 260-265.
- Chakraborty S., Bag B.C., DasGupta S., Basu J.K.and De S. 2004. Prediction of permeate flux and permeate concentration in nanofiltration of dye solution. *J. Sep.purif.technol.* 35: 141–152.
- Chen, V., Fane, A.G., Madaeni, S. and Wenten, I.G. 1997. Particle deposition during membrane filtration of colloids: transition between concentration polarization and cake formation. *J. Membr sci.*125:109-122.
- Cheang B.and Zydney A.L. 2004. A two-stage ultrafiltration process for fractionation of whey protein isolate. *J. Membr Sci.* 231: 159–167.
- Chen J.C., Li Q.and Elimelech M. 2004. In situ monitoring techniques for concentration polarization and fouling phenomena in membrane filtration. *Advances in Colloid and Interface Science.* 107: 83–108.
- Cheryan, M. 1986. Ultrafiltration and microfiltration hand book, 2nd edition. Technomic Publishing Co. Lancaster. USA.
- Chi-L. S., Nelson M. E., Clay E. P., Su-Z.Y. 2000. Analyses of yield and spawning stock biomass perrecruit for the South Atlantic albacore (*Thunnus alalunga*). *J. Fish Res.* 56 : 193–204.
- Dal-Cin, M.M. McLellan, F., Striez, C.N., Tam , C.M., Tweddle, T.A. and Kumar, A. 1996. Membrane performance with a pulp mill effluent: relative contributions of fouling mechanisms *J. Membr Sci.* 120: 273-285.
- Dewitt C. A.M. Morrissey M. T. 2002. Pilot plant recovery of catheptic proteases from surimi wash water. *J. Bioresoure Technol.* 82 : 95–301.

- De Barros, S. T. D., Andrade, C. M. G., Mendes, E.S. and Peres, L. 2003. Study of fouling mechanism in pineapple juice clarification by ultrafiltration. *J. Membr Sci.* 215: 213-224.
- Donnelly, D., Bergin, J., Duane, T. and McNulty, N. 1998. Application of Membrane Bioseparation :Processes in the Beverage and Food Industries. *J. Bioseparation and Bioprocessing.* 11: 229-266.
- Dornier, M., Petermann, R. and Deloux, M. 1995. Influence of Strat-up Procedure on Crossflow Microfiltration of Raw Cane Sugar. *J. Membr Sci.* 206: 253-264.
- Firdaousa L., Dhulster P. , Amiot J. , Gaudreau A, Lecouturier D., Kapel R., Lutind F., Vézina L.P. and Bazinet L. 2009. Concentration and selective separation of bioactive peptides from an alfalfa white protein hydrolysate by electrodialysis with ultrafiltration membranes. *J. Membr Sci.* 329 :60–67.
- Freger, V., Arnot, T.C. and Howell, J.A., 2000. Separation of concentrated organic/inorganic salt mixtures by nanofiltration. *J. Membr. Sci.* : 178: 185-193.
- Fukumoto, L. R., Delaquis, P., and Girard, B. 1998. Microfiltration and Ultrafiltration ceramic membrane for apple juice clarification. *J. Food Sci.* 63: 845-850.
- Gan, Q. 2001. Beer clarification by cross-flow microfiltration-effect of surface hydrodynamics and reversed membrane morphology. *J. Chem. Eng. and Proc.* 40: 413-419.
- Geens J. ,Van der Bruggen B. and Vandecasteele C. 2006. Transport model for solven permeation through nanofiltration membranes. *J. Sep purif technol.* 48: 255–26.
- Gestel, T.V., Vandecasteele, C., Buekenhouat, A., Dotremont C., Luyten, J., Leysen, R., Bruggen, B.V. and Meas, G. 2002. Salt retention in nanofiltration with multilayer ceramic TiO₂ membrane. *J. Membr. Sci.* 209: 379-389.
- Ghosh, R. and Cui ,Z.F. 2000. Protein purification by ultrafiltration with pre-treated membrane. *J. Membr. Sci.* 180: 29-36.

- Ghosh, R., Wan, Y., Cui, Z.F. and Hale, G. 2003. Permeate scanning ultrafiltration rapid optimization of protein separation. *Biotechnol Bioeng.* 81(6): 673-682.
- Goulas, A.K., Kapasakalidis, P.G., Sinclair, H.R. Rastall, R.A. and Grandison, A.S. 2002. Purification of oligosaccharides by nanofiltration. *J. Membr. Sci.* 209: 321-335.
- Gunko S., Verbych S., Bryka M. and Hilal N. 2006. Concentration of apple juice using direct contact membrane distillation. *Desalination* 190: 117-124.
- Jatupornpipat, M. 1994. Optimization for growth and pigment synthesis of *Rhodocyclus gelatinosus* R7 cultivating in tuna cooking juice. M.Sc. Biotechnology. University of Songklanakarin.
- Jiffrin, M.Y., Gupta, B.B. and Chaibi, A. 1993. Effect of physical parameters on microfiltration of wine on a flat polymeric. *Chem. Eng. and Proc.* 32: 379-387.
- Jiratananon, R. and Chanachai, A. 1996. A study of fouling in the ultrafiltration of passion fruit juice. *J. Membr. Sci.* 111: 39.
- Hermans, P.H. and Bredee, H.L. 1935. Zur Kenntnis der Filtrationsgesetze, *Rec. Trav. Chim. Pays Bas.* 54: 680.
- Hsin-C. C., Chien-C.H., Georgiana C.C.W., Shui-Kai C. and Hsi-Y.Y. 2008. Population structure of bigeye tuna (*Thunnus obesus*) in the Indian Ocean inferred from mitochondrial DNA. *J. Fish Res.* 90: 305-312.
- Hsu K.C., Lu G.H. and Jao C.L. 2009. Antioxidative properties of peptides prepared from tuna cooking juice hydrolysates with orientase (*Bacillus subtilis*). *J. Food Res Int.* 42: 647-652.
- Huidobro, A., Montero, P. and Borderias, A. J. 1998. Emulsifying properties of an ultrafiltration protein from minced fish wash water. *J. Food Chem.* 61: 339-343.

- Idris, A., Noordin, M.Y., Ismail, A.F. and Shilton, S. J.2000. Study of shear rate influence on the performance of cellulose acetate reverse osmosis hollow fiber membranes.J. Mambri.Sci. 202: 205-215.
- Ilias, S. 2002. Flux Enhancement in Crossflow Membrane Filtration: Fouling and It's Minimization by Flow Reversal. J. Membr. Sci. 40: 121.
- Kedem, O. and Katchalsky, A. 1963. Permeability of composite membranes. Part 1.Electric current, Trans. Faraday Soc. 59: 1918.
- Kim, S. K. and Mendis, E. 2006. Bioactive compounds from merine processing byproducts-review. Food Res. Int. 39: 383-393.
- Kitrunkrote, K., Maneerut, S. and Bourtoom, T. 2000. Development of high protein tuna soup production from tuna cooking juice. In proceeding of development and engineering. P. 1-53.
- Koyuncu, I. 2002. Reactive dye removal in dye/salt mixtures by nanofiltration membranes containing vinylsulphone dyes : effect of feed concentration and cross flow velocity. Desalination. 143: 243-253.
- Koyuncu, I. and Topacik, D. 2003. Effects of operating condition on the salt rejection of nanofiltration membranes in reactive dye/salt mixtures. Sep.Purif.Technol. 33: 283-294.
- Ku, Y., Chen, S.W. and Wang, W.Y. 2005. Effect of solution composition on the recoval of copper ions by nanofiltration .Sep.Purif.Technol. 43: 135-142.
- Kumar N.S. K., Yea M.K., Cheryan M. 2004. Ultrafiltration of soy protein concentrate: performance and modelling of spiral and tubular polymeric modules. J.Membr. Sci. 244:235-242.

- Labbez, C., Fievet, P., Szymczyk, A., Vidonne, A., Foissy, A., and Pagetti, J. 2003. Retention of mineral salts by a polyamide nanofiltration membrane. *Sep.Purif.Technol.* 30: 47-55.
- Li, S.L., Li, C., Liu, Y.S. Wang, X.L. and Cao, Z.A. 2003. Separation of L-glutamine from fermentation broth by nanofiltration. *J. Membr.Sci.* 22: 191-201.
- Lim Y.P., Mohammad A. W. 2010. Effect of solution chemistry on flux decline during high concentration protein ultrafiltration through a hydrophilic membrane. *J. Chem Eng.* 15991-97.
- Lin, T. M., Park, J. W. and Morrissey, M. T. 1995. Recovery proteins and reconditioned water from surimi processing waste. *J. Food Sci.* 60: 4-9.
- Lin S.H., Hungb C.L.and Juang R.S. 2008. Effect of operating parameters on the separation of proteins in aqueous solutions by dead-end ultrafiltration. *Desalination.* 234: 116-125.
- Lo Y. M., Cao D., Argin-Soysal S., Wang J., Hahm T. 2005. Recovery of protein from poultry processing wastewater using membrane ultrafiltration. *Bioresource Technol.* 96: 687-698.
- Luo J. , Dingc L., Chenb X. and WanbY. 2009. Desalination of soy sauce by nanofiltration. *J. Sep purify technol.*66: 429-437.
- Luo J., Huang W., Song W., Hang X., Ding L. and Wan Y. 2012. A pilot-plat test on desalination of soy sauce by nanofiltration. *J. Sep purif technol.* 89: 217-224.
- Marcosa B., Moresoli C., Skorepova J., Vaughan B. 2009. CFD modeling of a transient hollow fiber ultrafiltration system for protein concentration. *J. Membrane Sci.* 337:136-144. Maroulis and Zacharias. 2008. *Process Engineering Economics. In Food plant economic.* CRC Press. New York.

- Marshall, A.D., Munro, P.A. and Tragardh, G. 1993. The effect of protein fouling in microfiltration and ultrafiltration on permeate flux, protein retention and selectivity : A literature review. *Desalination*. 9: 65-108.
- Meireles, M., Aimar, P. and Sanchez, V. 1991. Albumin denaturation during ultrafiltration : effect of operation condition and consequences on membrane fouling. *Biotechnol Bioeng*. 38: 528-534.
- Mello B.C.B.S. , Petrus J.C.C. , Hubinger M. D. 2010 . Concentration of flavonoids and phenolic compounds in aqueous and ethanolic propolis extracts through nanofiltration. *J. Food Engi*.96: 533–539.
- Mireles Dewitt, C. A. and Morrissey, M. T. 2002. Permeate for the recovery of proteases from surimi wash water. *Bioresour. Thchnol*. 81: 241-247.
- Mordon, M., Girard, B. and Moresoli, C. 2000. Modeling flux behavior for membrane filtration of apple juice. *Food Res Inter*. 33: 539-548.
- Mohammadi, T., Kazemimoghadam, M. and Saadabadi, M. 2003. Modeling of membrane. Fouling and flux decline in reverse osmosis during separation of oil in water emulsions. *Desalination*. 57: 369-375.
- Mueller, J. and Davis, R. 1996. Protein fouling of surface-modified polymeric microfiltration membranes. *J. Membr. Sci*. 116: 47-60.
- Mulder, M. 1993. Introduction. In *Membrane in Bioprocessing : Theory and Applications*. 1st ed. (Howell, J.A., Sanchez, V. and Field, R.W., eds.). p. 13-53. Champ&Hall. London
- Nicoll, H. 2001. Nanofiltration makes surface water drinkable. *Filtr.Sep*. 38: 22-23.
- Nihal, A., Turker, G. and Levent, Y. 1998. Effect of operating parameters on the separation of sugar by nanofiltration. *Sep.Sci.Technol*. 33: 1767-1785.

- Nystrom, M., Kaipai, L. and Luque, S. 1995. Fouling and retention of nanofiltration membranes. *J. Membr. Sci.* 98: 249-262.
- Onsekizoglu P., Bahcecib K.S.and Acara M.J. 2010. Clarification and the concentration of apple juice using membrane processes:A comparative quality assessment. *J. Membrane Sci.* 352: 160 –165.
- Padilla-Zakour, O. and MaLellan, M.R. 1993. Optimization and modeling of apple juice crossflow microfiltration with ceramic membrane. *J. Food Sci.* 58: 369-347.
- Pan B., Yan P., Zhu and Li X. 2013 Concentration of coffee extract using nanofiltration membranes. *J. Desalination.* 317: 127–131.
- Paugam, L., Taha, S., Dorange, G., Jaouen, P. and Quemeneur, F. 2004. Mechanism of nitrate ions transfer in nanofiltration depending on pressure, pH, concentration and medium composition. *J. Membr. Sci.* 231: 37-46.
- Pontalier, P.Y., Ismail, A. and Ghoul, M. 1997. Mechanisms for the selective rejection of solutes in nanofiltration membrane. *Sep.Purif.Technol.* 12: 175-181.
- Peeva L. G., Gibbins E., Luthra S.S. , White L.S. , Stateva R. P. and Livingston A.G. 2004. Effect of concentration polarisation and osmotic pressure on flux in organic solvent nanofiltration. *J. Membrane Science* 236: 121–136.
- Punidades P.and Rizvi S.S.H.. 1998. Separation of milk proteins into fractions rich in casein or whey proteins by cross flow filtration. *Food Res Inter.*31: 265-272.
- Pradanos, P., Hernandez, A., Calvo, J.I. Tejerina, F. 1996. Mechanisms of Protein Fouling in cross-flow UF through an asymmetric inorganic membrane. *J. Membr Sci.* 114:115-126.
- Prasertsan, P., Wuttijumnong, P., Sophadora, P. and Choorit, W. 1998. Seafood processing industries within Songkla-Hat Yai region: The survey of basic data emphasis on wastes. *Songklanakar. J. Sci. Technol.* 10: 447-451.

- Sarabok, A. and H-Kittikun, A. 1999. Enzymatic hydrolysis of tuna cooking juice for flavor sauce production. *Songklanakarin J. Sci. Technol.* 21: 491-500.
- Sayed Razavi, S.K. and Harris, J.L. 1996. Shear controlled model of the ultrafiltration of soy suspensions. *J. Membr Sci.* 118: 279-288.
- Schaep, J., Vandecasteele, C., Mohammad, A.W. and W.R. 1999. Analysis of the salt retention of nanofiltration membrane using the Donnan-Steric Partitioning Pore Model. *Sep. Sci. Technol.* 34: 3009-3030
- Schaep, J., Vandecasteele, C., Peeters, B., Luyten, J., Dotremont, C. and Roels, D. 1999. Characteristics and retention properties of a mesoporous membrane for nanofiltration. *J. Membr. Sci.* 163: 229-230.
- Sheth, J.P., Qin, Y., Sirkar, K.K. and Baltzis, B.C. 2003. Nanofiltration-based diafiltration process for solvent exchange in pharmaceutical manufacturing *J. Membr. Sci.* 211: 251-261
- Singh N. and Cheryan M. 1998. Process Design and Economic Analysis of a Ceramic Membrane System for Microfiltration of Corn Starch Hydrolysate. *J. Food Eng.* 38: 57-67.
- Soderquist, M. R., Williamson, K. J., Blanton, G. I., Philip, D.C., Law, D. K. and Crawford, D. L. 1970. Current practice in seafoods processing waste treatment. *Waste Pollution Research Series 12060.ECF 04/70.* Environmental Protection Agency. Corvallis.
- Sohrabi M.R. , Madaeni S.S. , Khosravi M. , Ghaedi A.M. (2010). Concentration of licorice aqueous solutions using nanofiltration and reverse osmosis membranes. *J. Sep purif technol.* 75 :121–126.
- Song, L. 1998. Flux decline in crossflow microfiltration and ultrafiltration: mechanisms and modeling of membrane fouling. *J. Membr Sci.* 139: 183-200.
- Songa W., Su Y., Chen X., Ding L. and Wan Y. 2010. Rapid concentration of protein solution by a crossflow electro-ultrafiltration process. *Sep and Purif Technol* 73: 310–318.

- Su B., Wang Z., Wang J. and Wang S. 2005. Concentration of clindamycin phosphate aqueous ethanol solution by nanofiltration. *J. Membr Science* 251: 189–200.
- Sujarit, C. 1997. Cultivation of yeast in tuna cooking juice after protein and fat separation M.Sc. Biotechnology. University of Songklanakarin.
- Suzuki, T. 1981. Characteristics. of Fish Meat and Fish Protein. *In Fish and Krill Protein : Processing Technology*.P. 1-61. Applied Science Publishers LTD. England.
- Torres M.R., Mar F.R., Ramos A.J.and Soriano E. 2002. Study of operating conditions in concentration of chicken blood plasma proteins by ultrafiltration. *J. Food Eng.* 54:215–219.
- Tsui E.M. and Cheryan M. 2007. Membrane processing of xanthophylls in ethanol extracts of corn. *J. Food Engi.* 83: 590–595.
- Tsuru, T., Nakao, S. Yoshioka, T. and Aseada, M. 2000. Temperature effect on transport performance by inorganic nanofiltration membranes. *AIChE J.* 46: 565-574.
- Vaillant F., Cisse M., Chaverri M., Perez A., Dornier M., Viquez F.and Mayer C.D. 2005. Clarification and concentration of melon juice using membrane processes. *Innor food sci emerg* : 213–220.
- Valentas, J.Kenneth., Rotstein, E. And Singn, P.R. 1997. *Handbook of Food Engineering Practice*, CRC Pressue., New York.
- Vandanjon L., Johannsson R., Derouiniot M., Bourseau P.and Jaouen P. 2007. Concentration and purification of blue whiting peptide hydrolysates by membrane processes. *J. Food Eng.* 83 :581–589.
- Vernhet, A., Cartalade, D. and Moutounet, M. 2003. Contribution to the understanding of fouling of a model beer. *Sep Purif Technol.* 63: 1-10.

- Vladesavljevic, G.T., Vukosavljevic, P. and B. 2003. Permeate flux and fouling resistance in ultrafiltration of depectinized apple juice using ceramic membranes. *J. Food Eng.* 60: 241-247.
- Walha, K., Ben Amara, R., Bourseau, P. and Jaouenb, P. 2009. Nanofiltration of concentrated and salted tuna cooking juices. *J. Process saf environ.* 87: 331-335.
- Wang, XL., Zhang, C. and Ouyang, P. 2002. The possibility of separating saccharides from a NaCl solution by using nanofiltration in diafiltration mode. *J. Membr. Sci.* 204: 271-281.
- Wei X., Kong X., Sun C., Chen J. 2013. Characterization and application of a thin-film composite nanofiltration hollow fiber membrane for dye desalination and concentration. *J. Chemical Engineering*.223: 172–182.
- Winston Ho, W.S. and Sirkar, K. K. 1992. *Membrane handbook*, 1sted. Chapman and Hall, New York.
- Wu, D., Howell, J.A. and Field, R.W. 1999. Critical flux measurement for model colloids. *J. Membr. Sci.* 152: 89-98.
- Xie M. and Xu Y. 2011. Partial desalination and concentration of glyphosate liquor by nanofiltration. *J. Hazardous Materials.* 186: 960–964.
- Yacubowicz, H. and Yacubowicz, J. 2005. Nanofiltration : properties nano and uses. *Filtr.Sci.* 42 : 16-21.
- Yee K. W.K., Wiley D.E. and Baob J. 2007. Whey protein concentrate production by continuous ultrafiltration:Operability under constant operating conditions. *J. Membr Sci.* 290: 125–137.
- Youravong, W. 2001. Critical flux and fouling during ultrafiltration of milk component: Hydronamic and physicochemical effects. PhD Thesis in Food Engineering, School of Food bioscience. University of Reading.

- Yu, J. and Lencki, R.W. 2004. Effect of enzyme treatments on the fouling behavior of apple juice during microfiltration. *J. Membr Sci.* 63: 413-423.
- Zeman, L.J. and Zydney, A.L. 1996. *Microfiltration and Ultrafiltration principles and application.* Marcel Dekker, Inc. New York.
- Zhao, Y., Xing, W., Xu, N. and Shi, J. 2003. Hydraulic resistance in microfiltration of titanium white waste acid through ceramic membrane. *Sep. Purif. Technol.* 32 : 99-104.
- Zokaei, F., Kagnazchi, T. and Zare, A. 1999. Cell harvesting by microfiltration in deadend system. *Proc. Biochem.* 34: 803-810.

ภาคผนวก

1. การวิเคราะห์ปริมาณโปรตีนด้วยวิธีเจลดาคัลด์ (A.O.A.C.,2000)

1.1 อุปกรณ์

- 1.1.1 ชุดย่อยโปรตีน ประกอบด้วยเตาย่อย และเครื่องค้กจับไอกรด (scrubber)
- 1.1.2 ขวดย่อยโปรตีน (Kjeidahl flask) ขนาด 250-300 มิลลิลิตร
- 1.1.3 ชุดกลั่นโปรตีนขวดปรับปริมาตรขนาด 100 มิลลิลิตร (volumetric flask)
- 1.1.4 ขวดรูปชมพู่ (Erlenmeyer flask) ขนาด 125 และ 250 มิลลิลิตร
- 1.1.5 ปิเปตขนาด 5 และ 10 มิลลิลิตร
- 1.1.6 บิวเตรขนาด 25 มิลลิลิตร
- 1.1.7 เครื่องชั่งไฟฟ้าชนิด 4 ตำแหน่ง
- 1.1.8 กระดาษกรองสำหรับใส่ตัวอย่าง

1.2 สารเคมี

- 1.2.1 กรดซัลฟูริกเข้มข้น (conc. H_2SO_4)
- 1.2.2 สารผสมระหว่างคอปเปอร์ซัลเฟต ($CuSO_4 \cdot 5H_2O$) และโพแทสเซียมซัลเฟต (K_2SO_4) ในอัตราส่วน 1 ต่อ 10
- 1.2.3 สารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้มข้นร้อยละ 40 สำหรับการกลั่นและร้อยละ 20 สำหรับการย่อยโปรตีน
- 1.2.4 สารละลายกรอบอริกเข้มข้นร้อยละ 4 (กรดบอริกให้ละลายในน้ำร้อน 60 องศาเซลเซียส)
- 1.2.5 สารละลายกรดเกลือความเข้มข้น 0.01 นอร์มอล
- 1.2.6 อินดิเคเตอร์ (Indicator) ซึ่งเป็นสารผสมระหว่าง เมทิลเรด เมทิลินบลู และ โบรโมครีซอลกรีน

1.3 การเตรียมอินดิเคเตอร์

ชั่งเมทิลเรด 0.125 กรัมและชั่งเมทิลินบลู 0.082 กรัม นำไปละลายในเอทิลแอลกอฮอล์ร้อยละ 95 และปรับปริมาตรเป็น 100 มิลลิลิตร ผสมสารละลายทั้งสองในอัตราส่วน 1 ต่อ 1.5 ก่อนจะนำไปวิเคราะห์โปรตีน

1.4 วิธีการ

1.4.1 การย่อยโปรตีน

- (1) ชั่งตัวอย่างให้ได้น้ำหนักแน่นอนประมาณ 0.5-1 กรัมบนกระดาษกรอง ก่อนนำไปใส่ลงในหลอดย่อยโปรตีนทำแบลนด์
- (2) ใส่สารผสม $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ และ K_2SO_4 ปริมาตร 5 กรัม
- (3) เติมกรดซัลฟูริกเข้มข้นปริมาตร 20 มิลลิลิตร จากนั้นวางหลอดย่อยในเตาย่อยแล้วประกอบสายยางระหว่างฝาครอบของขวดใส่ต่าง (สารละลายโซเดียม ไฮดรอกไซด์ร้อยละ 20) และเครื่องดักจับไอกรดให้เรียบร้อย
- (4) เปิดสวิทช์เครื่องจับไอกรดและเตาย่อย โดยตั้งอุณหภูมิไว้ที่ 400 องศาเซลเซียสย่อยเป็นเวลา 45-60 นาที หรือจนกว่าจะได้สารละลายใส จากนั้นทิ้งไว้ให้เย็น
- (5) นำสารละลายใสที่ได้ไปกลั่นด้วยชุดกลั่นโปรตีน

1.4.2 การกลั่นโปรตีน

- (1) เปิดสวิทช์ให้ความร้อนและเปิดน้ำหล่อเย็นของเครื่องควบแน่น บรรจุหลอดตัวอย่างที่ผ่านการย่อยเข้าอุปกรณ์กลั่น
 - (2) นำขวดรูปชมพู่ ขนาด 125 มิลลิลิตร ซึ่งบรรจุกรดบอริกเข้มข้นร้อยละ 4 ปริมาตร 5 มิลลิลิตรและเติมอินดิเคเตอร์เรียบร้อยแล้วไปรองรับของเหลวที่กลั่นได้ โดยส่วนปลายของอุปกรณ์ควบแน่นจุ่มลงในสารละลายกรดนี้
 - (3) เติมสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์เข้มข้นร้อยละ 40 ปริมาตร 20 มิลลิลิตรลงในตัวอย่าง จากนั้นกลั่นตัวอย่างเป็นเวลา 5 นาที ล้างปลายอุปกรณ์ควบแน่นด้วยน้ำกลั่นลงในขวดรองรับ
 - (4) ไตเตรตสารละลายที่กลั่นได้ด้วยสารละลายกรดเกลือความเข้มข้น 0.01 นอร์มัล จนได้สารละลายสีม่วง จากนั้นให้คำนวณหาปริมาณโปรตีนในตัวอย่าง
- การคำนวณ

$$\text{ปริมาณโปรตีน (ร้อยละโดยน้ำหนัก)} = \frac{(A-B) \times N \times 1.4007 \times F}{W}$$

เมื่อ A = ปริมาตรกรดที่ใช้ไตเตรตกับตัวอย่าง (มิลลิลิตร)

B = ปริมาตรกรดที่ใช้ไตเตรตกับ blank (มิลลิลิตร)

N = ความเข้มข้นของกรด (นอร์มัล)

F = แฟกเตอร์ (6.25)

W = น้ำหนักตัวอย่างเริ่มต้น

2. Chemical Oxygen Demand (COD) Dichromate Reflux Method (APHA, AWWA and WEF,1985)

2.1 อุปกรณ์

2.1.1 ขวดเออร์เลนเมเยอร์ หรือขวดกลมก้นแบบขนาดความจุ 250 มิลลิลิตร ซึ่งปากขวดแบบ Ground glass joint ขนาด 24/40

2.1.2 เครื่องควบแน่นหรือคอนเดนเซอร์ซึ่งมี jacket ขนาด 300 มิลลิเมตร และต่อได้พอดีกับขวดเออร์เลนเมเยอร์

2.1.3 เตาแผ่น (Hot plate)

2.1.4 บิวเรตขนาด 50 มิลลิลิตร

2.2 สารเคมี

2.2.1 สารละลายมาตรฐานโพแทสเซียมไดโครเมต 0.250 นอร์มัล เตรียมโดยละลาย 12.259 กรัม $K_2Cr_2O_7$ (อบให้แห้งที่ 103 องศาเซลเซียส เป็นเวลา 2 ชั่วโมง) ในน้ำกลั่น แล้วเติมกรดซัลฟามิก 120 มิลลิกรัม เติมน้ำกลั่นได้ปริมาตร 1 ลิตร

2.2.2 กรดกำมะถัน เตรียมโดยเติม 22 กรัม Ag_2SO_4 ลงในขวดกรดซัลฟูริกเข้มข้น ตั้งทิ้งไว้ 1-2 วัน เพื่อให้ละลาย

2.2.3 สารละลายมาตรฐานเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต 0.10 นอร์มัล เตรียมโดยละลาย 39 กรัม $(NH_4)_2H_2O$ ในน้ำกลั่น เติมกรดซัลฟูริกเข้มข้น 20 มิลลิลิตร ลงไป ทำให้เย็นแล้วเติมน้ำกลั่นจนครบ 1 ลิตร

การหานอร์มัลมาตรฐานของเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต

ดูดสารละลายมาตรฐานโพแทสเซียมไดโครเมต 1 มิลลิลิตร เติมน้ำกลั่นจนได้ปริมาตร 100 มิลลิลิตร และเติมกรดซัลฟูริกเข้มข้นลงไป 30 มิลลิลิตร ทิ้งให้เย็นแล้วไตเตรทด้วยสารละลายเฟอร์รัสแอมโมเนียมซัลเฟต และใช้เฟอร์โรอินเป็นอินดิเคเตอร์ 2-3 หยด

$$\text{Normality} = [(mL K_2Cr_2O_7)(0.25)] / [mL Fe(NH_4)_2(SO_4)_2]$$

2.2.4 สารละลายเฟอร์โรอินดิเคเตอร์ ละลาย 1.485 กรัม 1,10- $C_{12}H_8N_2H_2O$ และ 695 มิลลิกรัม $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ ในน้ำกลั่นจนได้ปริมาตร 100 มิลลิเมตร

2.2.5 เงินซัลเฟต

2.2.6 เมอร์คิวรีซัลเฟต

2.2.7 ซัลฟามิกแอซิด ใช้ในกรณีที่จำกัดไนโตรเจน

2.3 วิธีการ

2.3.1 ควบน้ำตัวอย่างปริมาตร 10 มิลลิลิตร หรือใช้ตัวอย่างน้ำน้อยกว่าแต่เติมน้ำกลั่นให้เป็น 10 มิลลิลิตร ลงในขวดรีฟลักซ์

2.3.2 เติม HgSO_4 0.2 กรัม พร้อมด้วยลูกแก้วขนาดจิ๋ว (Glass beads) และ H_2SO_4 ที่ผสม AgSO_4 เรียบร้อยแล้ว 15 มิลลิลิตร ควรเติมกรดซ้ำๆ เขย่าให้เข้ากันเพื่อละลาย HgSO_4

2.3.3 เติม 0.250 นอร์มัลของสารละลาย $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ 5 มิลลิลิตร สวมขวดรีฟลักซ์ให้เข้ากับ เครื่องคอนเดนเซอร์ เปิดน้ำเย็นให้ไหลผ่านในขวดรีฟลักซ์ให้เข้ากันดีก่อนที่จะให้ความร้อน

2.3.4 กลับในเครื่องรีฟลักซ์ประมาณ 2 ชั่วโมง ปล่อยให้เย็น ใช้น้ำกลั่นฉีดล้างคอนเดนเซอร์

2.3.5 เติมน้ำกลั่นลงไปจะได้ปริมาตร 50 มิลลิลิตร ปล่อยให้เย็นเท่าอุณหภูมิห้อง

2.4.6 ไตเตรทสารละลายไดโครเมตส่วนเกินด้วยสารละลายมาตรฐานเฟอร์รัสแอมมเนียม ซัลเฟต ใช้เฟอร์โรอินดิเคเตอร์ 2-3 หยด (0.10-0.15 มิลลิลิตร) ไตเตรทจนสารละลายเปลี่ยนจากสีเขียวน้ำเงินไปเป็นสีน้ำตาลแดง (ถึงแม้ว่าเมื่อตั้งทิ้งไว้จะเปลี่ยนกลับมาเป็นสีเขียวน้ำเงินก็ตาม)

2.3.7 ทำแบลนค์ (Blank) โดยใช้ น้ำกลั่น ในปริมาตรที่เท่ากับตัวอย่างและทำเช่นเดียวกันกับ ตัวอย่างทุกประการ

2.4 การคำนวณ

$$COD(mg/L) = \frac{(a - b)}{\text{Sample}(ml)} \times 8000$$

เมื่อ	COD	= ค่า chemical oxygen demand จากไดโครเมต
	A	= มิลลิลิตรของ $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2$ ที่ใช้ในการไตเตรทแบลนค์
	B	= มิลลิลิตรของ $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2$ ที่ใช้ในการไตเตรทตัวอย่าง
	N	= นอร์มัลลิตีของ $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2$ ที่ใช้

3. เกลือ (AOAC, 1990)

3.1 อุปกรณ์

3.1.1 เต้าไฟฟ้า

3.1.2 เครื่อง Magnetic stirrer , Magnetic bar

3.1.3 เครื่องชั่งไฟฟ้าละเอียด

3.2 สารเคมี

3.2.1. สารละลายเงินไนเตรดความเข้มข้น 0.1 โมลาร์

3.2.2 กรดไนตริกเข้มข้น

3.2.3 สารละลายอิมิตัวของแอมโมเนียมเพอริคซัลเฟต

3.2.4 ไนเตรเบนซิน

3.2.5 สารละลายโพแตสเซโอไฮดรอกไซด์เข้มข้น 0.1 โมลาร์

3.3 วิธีการ

3.2.1 ชั่งตัวอย่าง 5 กรัม ใส่พลาสติกขนาด 250 มิลลิลิตร เติมน้ำกลั่นลงไป 10 มิลลิลิตร และเปิดสารละลายเงินไนเตรดความเข้มข้น 0.1 โมลาร์ ใส่ลงไป 25 มิลลิลิตร เติมกรดไนตริกเข้มข้นลงไป 10 มิลลิลิตร

3.2.2 นำสารละลายที่ได้ไปต้มจนประมาณ 10 นาที จนกระทั่งสารละลายในพลาสติกมีสีเหลืองอ่อนปล่อยให้เย็น

3.2.3 เตรียมน้ำกลั่นปริมาตร 50 มิลลิลิตร เติมสารละลายอิมิตัวของแอมโมเนียมเพอริคซัลเฟตลงไป 5 มิลลิลิตร และหยดไนโตรเบนซินลงไป 2-3 หยด เขย่าให้เข้ากัน

3.2.4 นำสารละลายทั้งหมดไปไตเตรดด้วยสารละลายโพแตสเซโอไฮดรอกไซด์เข้มข้น 0.1 โมลาร์ จนกระทั่งได้สีแดงที่คงตัวอยู่นาน 15 นาที

3.2.5 ทำแบลนค์โดยไตเตรดเฉพาะสารเคมีที่ใช้ทั้งหมดคำนวณหาผลต่างของการไตเตรดระหว่างแบลนค์และตัวอย่าง

3.4 การคำนวณ

$$\text{ปริมาณเกลือ(\%)} = \frac{0.0058(A - B)}{W} \times 100$$

เมื่อ A = ปริมาตรของสารละลายเงินไนเตรดความเข้มข้น 0.1 โมลาร์ (มิลลิลิตร)

B = ปริมาตรของสารละลายโพแตสเซโอไฮดรอกไซด์เข้มข้น 0.1 โมลาร์ (มิลลิลิตร)

W = น้ำหนักตัวอย่าง (กรัม)

4. การวิเคราะห์ปริมาณโปรตีนโดยวิธีไบยูเรท (Roby, 1987)

4.1 อุปกรณ์

4.1.1 หลอดทดลอง

4.1.2 นาฬิกาจับเวลา

4.1.3 Vortex mixer

4.1.4 เครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์

4.2 สารเคมี

4.2.1. สารละลายโปรตีนมาตรฐานโบวีนซีรัมอัลบูมิน (Bovine Serum Albumin ; BSA) 10 มิลลิกรัมต่อมิลลิลิตร

4.2.2. สารละลายไบยูเรท โดยซัง $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ 1.5 กรัม โซเดียมโพแตสเซียมทาทเรต 6.0 กรัม เติมน้ำจมีปริมาตร 500 มิลลิลิตร กวนจนเป็นเนื้อเดียวกัน เติมสารละลายโซเดียมไฮดรอกไซด์ ความเข้มข้น 10 % จำนวน 300 มิลลิลิตร ในขณะที่กวน ปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้ได้ 1000 มิลลิลิตร

4.3 วิธีการ

4.3.1. คูคสารละลายโปรตีน 500 ไมโครลิตร ใส่หลอดทดลอง

4.3.2. เติมสารละลายไบยูเรท 2 มิลลิลิตร ผสมให้เข้ากันด้วย Vertex mixer วางทิ้งไว้ที่อุณหภูมิห้องเป็นเวลา 30 นาที

4.3.3. วัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 540 นาโนเมตร เปรียบเทียบกับกราฟมาตรฐานของโบวีนซีรัมอัลบูมิน

การเตรียมโปรตีนมาตรฐานโบวีนซีรัมอัลบูมิน

คูคสารละลายโบวีนซีรัมอัลบูมิน เข้มข้น 10 มิลลิกรัมต่อมิลลิลิตร จำนวน 100,200,300,400 และ 500 ไมโครลิตร ปรับปริมาตรด้วยน้ำกลั่นให้ได้ 500 ไมโครลิตร เติมสารละลายไบยูเรท 2 มิลลิลิตร ผสมให้เข้ากันด้วย Vertex mixer วางไว้ที่อุณหภูมิห้องเป็นเวลา 30 นาที วัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 540 นาโนเมตร เขียนกราฟมาตรฐานแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของโบวีนซีรัมอัลบูมินกับค่าการดูดกลืนแสงที่ 540 นาโนเมตร (ภาพภาคผนวกที่ 1)

