



## รายการอ้างอิง

1. นิจศิริ เรืองรังษี. 2534. เครื่องเทศ. พิมพ์ครั้งที่4. กรุงเทพมหานคร : สำนักพิมพ์จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. 17-21.
2. วันดี กฤษณพันธ์ และ เอมอร โสมนะพันธ์. 2541. สมุนไพรในสวนครัว. กรุงเทพมหานคร : สำนักพิมพ์เมดิเคิล มีเดีย. 69-72.
3. ศูนย์ข้อมูลสมุนไพร คณะเภสัชศาสตร์ มหิดล. 2536. ก้าวไปกับสมุนไพร. กรุงเทพมหานคร : ธรรมกมลการพิมพ์. 67-73.
4. สมพร ภูติยานันท์. 2541. สมุนไพรใกล้ตัว เล่ม 13 ว่าด้วยสมุนไพรแต่งสี, กลิ่น, รส. เชียงใหม่: ภาควิชาเภสัชเวท คณะเภสัชศาสตร์ มหาวิทยาลัยเชียงใหม่. 101-112.
5. สุกัญญา ติวตระกูล. การหาปริมาณเคอร์คูมินอยด์และน้ำมันหอยระเหยในรากขมิ้นจากแหล่งต่าง ๆ ในประเทศไทย. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารบัณฑิต ภาควิชาเภสัชเวท คณะเภสัชศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. 2536
6. วันเฉลิม จันทรากุล. 2535. เจาะ-ชุมทรัพย์ ธุรกิจสมุนไพรไทย. กรุงเทพมหานคร : บริษัทดวงกลมสมัย จำกัด. 37-44.
7. อรุณช เกษประเสริฐ. 2533. เอกสารวิชาการสรีรวิทยาพืชสมุนไพรและพืชหอม. กรุงเทพมหานคร : กองพฤกษศาสตร์และพืชพรรณ กรมวิชาการเกษตร (อัดสำเนา).
8. เศรษฐกิจการพาณิชย์, กรม. 2532. รายงานผลการศึกษาโครงการวิจัยตลาดพืชสมุนไพรและเครื่องเทศ. 3 เล่ม. กรุงเทพมหานคร : กรมเศรษฐกิจการพาณิชย์ กระทรวงพาณิชย์.
9. Govindarajan, V.S. (1980). Turmeric-Chemistry, Technology, and Quality. Crit. Rev. Food. Sci. Nutr ,12(3) : 199-301.
10. Verghese, J. (1993). Isolation of curcumin from Curcuma longa L. Rhizome. Flavour and Fragrance ,8:315-319.
11. Budavari, S. (1989). The merck index Encyclopedia of chemicals, drug, and biological. 11<sup>th</sup> ed. New Jersey: Merck.
12. Hendry , G.A.F. (1996). Natural food colorants. New York: Glasgow Blackie Academic & Professional.
13. Charles, E.S. (1979). Process for producing water and oil soluble curcumin coloring agent. US Patent 4,138,212.
14. สมเด็จพระเจ้าลูกเธอเจ้าฟ้าจุฬาภรณวลัยลักษณ์. 2522. การกลั่นน้ำมันหอมระเหย. เคมี 3(3) : 1-9.

15. สาโรจน์ ปัญญามงคล. การสกัดน้ำมันหอมระเหยจากใบและกิ่งต้นทำม้ง LISEA PETIOLATA HOOK. F. เพื่อใช้เป็นสารแต่งกลิ่น รสอาหาร. วิทยานิพนธ์ปริญญา-  
มหาบัณฑิต ภาควิชาเทคโนโลยีทางอาหาร คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์-  
มหาวิทยาลัย, 2537.
16. ชูบ เทศเจริญ. 2517. รายงานผลการวิจัยการศึกษาขบวนการกลั่นน้ำมันชั้นอุตสาหกรรมของ  
น้ำมันหอมระเหย. กรุงเทพมหานคร : จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
17. Vogel, A. (1989). Vogel's textbook of quantitative chemical analysis. 5<sup>th</sup> ed. London;  
ELSB.
18. Griffith laboratories. (1967). Improvements in or relating to the preparation of  
turmeric colorings and flavouring. GB Patent 1,052,342.
19. Krishnamurthy, N. (1976). Oil and oleoresin of turmeric. Tropical Science.  
18(1):37-45.
20. Gopalam, A. (1986) Proceeding of the seventh symposium on plantation crops  
(Placrosym VII 1986) India ,Indian Society for Plantation Crops. pp.103.
21. Chassagnez, A.L. (2000). A mass transfer model applied to the supercritical  
extraction with CO<sub>2</sub> of cucumins from turmeric rhizomes. Brazilian Journal of  
Chemical Engineering. 17(3): 37-47.
22. Rosalinda, C. (1998). Isolation and spectroscopic studies of curcumin from  
Philippine Curcuma longa L. The Philippine journal of science ,127(4) :  
221-228.
23. Muhammed, M. ,Vladimir, B. (1999). Biopropectant composition , method of use and  
extraction process of curcuminoids. US Patent 5,861,415.
24. Milton ,J.R. (1993). Surfactant and interfacial phenomena. New York: John Wiley &  
Sons.
25. Gecol ,H. (1998). Use of surfactants to remove water- based and solvent based inks  
from plastic films. Ph.D. Dissertation, University of Oklahoma, Norman ,  
Oklahoma.
26. Scamehorn, J.F., Harwell, J.H. (1989). Surfactant-based separation processes.  
New York : Marcel Dekker.
27. Yeom ,I.T. (1995). Micellar solubilization of polynuclear aromatic hydrocarbons in  
coal tar-contaminated soils. Environ. Sci. Technol ;29 :3,015-3,021.

28. Qun Fang (2000). Micelle-mediated extraction and preconcentration of ginsenosides from Chinese herbal medicine. Journal of Chromatography A. 904 : 47-55.
29. Price B.C. (1996) Alkaline degradation of curcuminoids . Journal of food science .
30. สุภีรักษ์ สิริสิทธิโชติ. การใช้สารลดแรงตึงผิว ในการนำเอาถ่านกัมมันต์ที่อิมมัลชันด้วยสารอินทรีย์ ในวัฏภาคของเหลวกลับมาใช้ใหม่. จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย. 2540
31. ชุ่ย ชุ่ย มิน. การกำจัดหมึกสีที่ละลายในสารอินทรีย์ออกจากขวดพลาสติกโพลีเอทิลีนชนิดความหนาแน่นสูง ในขบวนการนำพลาสติกกลับมาใช้ใหม่. 2541.
32. เศรษฐกิจการพาณิชย์,กรม. 2542 . สถิติการนำเข้าสารให้สีธรรมชาติจากพืชและสัตว์ยกเว้นครามสี ปี พ.ศ. 2537-2542 . สถิติการนำเข้าและส่งออกแยกตามประเภท. กรุงเทพฯ. กระทรวงพาณิชย์.
33. ดุษฎี จินต์โชติกุล การผลิตเคอร์คูมินจากขมิ้นชันเพื่อใช้เป็นสีปรุงแต่งอาหาร. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต คณะเภสัชศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.2535

ภาคผนวก

## ภาคผนวก ก

### วิธีการวิเคราะห์ปริมาณสารเคอร์คูมินอยต์ในขมิ้นชัน

ตาม ASTA วิธีที่ 18.0

และ

### วิธีการคำนวณค่าร้อยละการสกัดสารเคอร์คูมินอยต์ออกจากขมิ้นชัน

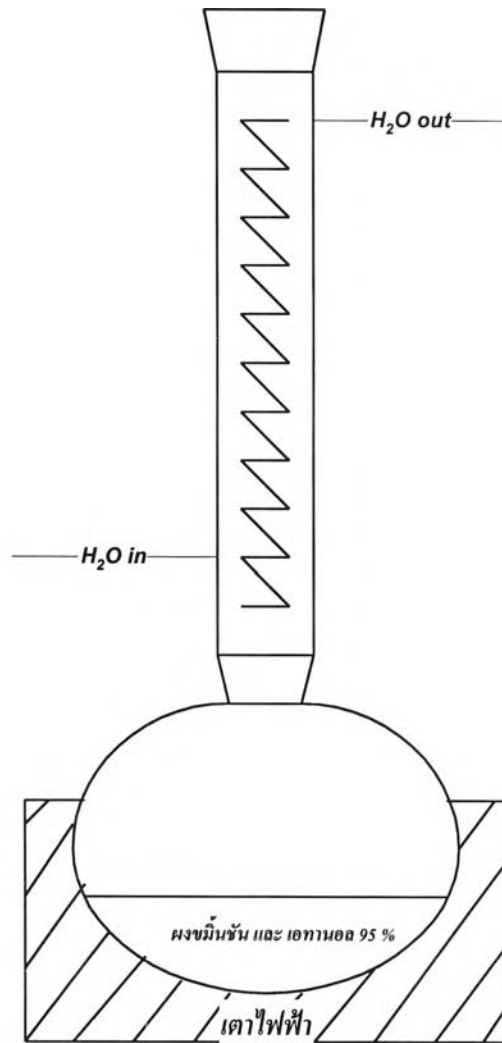
#### ก-1 วิธีการวิเคราะห์ปริมาณสารเคอร์คูมินอยต์ในขมิ้นชัน

##### สารเคมี

1. เอทานอล 95 % โดยปริมาตร
2. สารละลายเคอร์คูมินอยต์มาตรฐาน ความเข้มข้น 0.0025 กรัมต่อลิตร เตรียมได้โดยชั่งผงเคอร์คูมินอยต์มาตรฐาน 25 มิลลิกรัม ละลายด้วยเอทานอล 95 % จนมีปริมาตร 100 มิลลิลิตร หลังจากนั้น ตูตสารละลายที่เตรียมได้มา 1 มิลลิลิตร ใส่ลงในขวดตวง ขนาด (volumetric flask) 100 มิลลิลิตร เจือจางด้วยเอทานอล 95 % นำไปวิเคราะห์หาค่าการดูดกลืนแสง (OD) ที่ค่าความยาวคลื่น 425 นาโนเมตร

##### วิธีการ

1. คัดขนาดผงขมิ้นชันด้วยตะแกรงร่อนเมช 20 หลังจากนั้นชั่งผงขมิ้นชันที่สามารถผ่านตะแกรงร่อนขนาดเมช 20 ได้ หนัก 0.1 กรัมใส่ลงในขวดก้นกลมคอสั้นขนาด 250 มิลลิลิตร เติมเอทานอล 95 % ปริมาตร 30 มิลลิลิตร นำขวดก้นกลมไปต่อเข้ากับเครื่องควบแน่นแบบขวด ดังรูป ก-1 แล้วนำไปรีฟลักซ์เป็นเวลา 2.5 ชั่วโมง
2. เมื่อทำการรีฟลักซ์เสร็จ ให้กรองแยกสารละลายใส่ด้วยกระดาษกรอง (whatman) เบอร์ 4 ลงในขวดตวง ขนาด 100 มิลลิลิตร แล้วล้างสีที่ติดอยู่บนกระดาษกรองด้วยเอทานอล 95 % ในสารละลายใสมีปริมาตร 100 มิลลิลิตร
3. ตูตสารละลายที่เตรียมได้มา 20 มิลลิลิตร ใส่ลงในขวดตวงขนาด 250 มิลลิลิตร แล้วเจือจางด้วยเอทานอล 95 % เขย่าสารละลาย นำไปวิเคราะห์หาค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยต์ ที่ค่าความยาวคลื่น 425 นาโนเมตร



รูปที่ ก-1 อุปกรณ์สำหรับหาปริมาณสารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชัน

#### การคำนวณ

$$a = \frac{\text{ค่าการดูดกลืนแสงของสารละลายเคอร์คูมินอยด์มาตรฐานที่ } \lambda 425}{\text{ความหนาของเซลล์ (ซ.ม.) * ความเข้มข้นของสารละลายเคอร์คูมินอยด์ (กรัมต่อลิตร)}}$$

เมื่อ  $a$  คือ extinction coefficient ของสารละลายเคอร์คูมินอยด์มาตรฐาน มีหน่วยเป็น ลิตรต่อ (กรัม\*ซ.ม.)

$$\text{ค่าร้อยละโดยนของสารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชัน} = \frac{(\text{ค่าการดูดกลืนแสงของสารละลายที่ } \lambda 425) * 125}{\text{ความหนาของเซลล์ (ซ.ม.) * } a * \text{น้ำหนักตัวอย่าง (กรัม)}}$$

ตัวอย่างการคำนวณด้านล่างนี้เป็นผลการทดลองจากชุดการทดลองที่ 4.1.1 โดยทำการหาค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชัน ก่อนสกัดน้ำมันระเหยด้วยวิธีการกลั่นด้วยน้ำร้อน จากการวิเคราะห์ พบว่า ค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ มีค่าเท่ากับ 0.623 ดังแสดงค่าไว้ในตารางที่ ข-2

$$a = \frac{0.39}{1 \text{ ข.ม.} * 0.0025 \text{ กรัมต่อลิตร}} = 156 \text{ ลิตรต่อกรัม} * \text{ข.ม.}$$

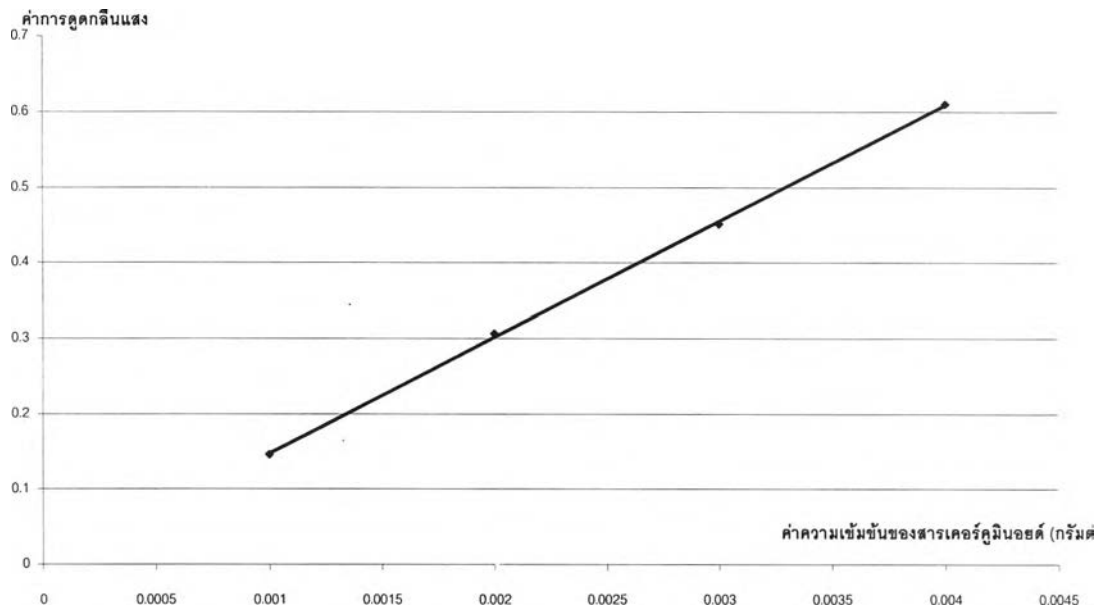
$$\begin{aligned} \text{ค่าร้อยละโดยน้ำหนักสารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชัน} &= \frac{0.623 * 125 \text{ ลิตรต่อกรัม}}{1 \text{ ข.ม.} * 156 \text{ ลิตรต่อกรัม} * \text{ข.ม.} * 0.1 \text{ กรัม}} \\ &= 4.99 \% \end{aligned}$$

#### ก-2 การคำนวณหาร้อยละการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน

ตัวอย่างการคำนวณด้านล่างนี้เป็นผลการทดลองจากชุดการทดลองที่ 4.2.2 โดยทำการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชันน้ำหนัก 1.5 กรัม ด้วยตัวทำละลายปริมาตร 150 ซี.ซี. ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส เป็นระยะเวลา 20 นาที หลังจากนั้นดูดสารสกัดที่ได้มา 1 มิลลิลิตร แล้วเจือจางด้วยตัวทำละลาย ในขวดตวงขนาด 100 มิลลิลิตร และนำไปวิเคราะห์หาค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ ที่ค่าความยาวคลื่น 424 นาโนเมตร จากผลการวิเคราะห์พบว่า ค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ มีค่าเท่ากับ 0.532 และจากผลการคำนวณในส่วน ก-1 พบว่า ค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชันมีค่าเท่ากับ 4.155 %

เมื่อพิจารณารูปที่ ก-2 ซึ่งเป็นเส้นกราฟมาตรฐาน (standard curve) ที่แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ (A) กับ ค่าความเข้มข้นของสารละลายเคอร์คูมินอยด์มาตรฐาน (กรัมต่อลิตร) พบว่า ค่าดังกล่าวมีความสัมพันธ์กัน ดังสมการ ก-1

$$\text{ค่าการดูดกลืนแสง} = 152.0 * (\text{ค่าความเข้มข้นของสารละลายมาตรฐาน}) \text{ -----ก-1}$$



รูปที่ ก-2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าการดูดกลืนแสง กับ ค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์

เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ในสารสกัด} &= \frac{0.525}{152.0} * 100 \\ &= 0.350 \text{ กรัมต่อลิตร} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณสารเคอร์คูมินอยด์ในสารสกัด} &= (0.350 \text{ กรัมต่อลิตร})(0.15 \text{ ลิตร}) \\ &= 0.0525 \text{ กรัม} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ค่าร้อยละการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์} &= \frac{\text{ปริมาณสารเคอร์คูมินอยด์ในสารสกัด}}{\text{ปริมาณสารเคอร์คูมินอยด์ในผงขมิ้นชัน}} * 100 \\ &= \frac{0.0525 \text{ กรัม}}{(0.0415)(1.5 \text{ กรัม})} * 100 \\ &= 84.2 \% \end{aligned}$$



## ภาคผนวก ข

### ข้อมูลผลการทดลอง

ตารางที่ ข-1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณน้ำมันหอมระเหยที่สกัดได้ กับ เวลาการสกัด  
เปรียบเทียบ ระหว่างวิธีการกลั่นด้วยน้ำร้อนและวิธีการกลั่นด้วยไอน้ำโดยตรง  
(ชุดการทดลองที่ 4.2.1)

เวลา (นาที)	วิธีการกลั่นด้วยน้ำร้อน		วิธีการกลั่นด้วยไอน้ำโดยตรง	
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2
0	0	0	0	0
20	0.2	0.2	0.5	0.4
40	0.5	0.5	0.9	0.8
60	0.8	0.8	1.2	1.2
80	1.1	1.2	1.5	1.4
100	1.3	1.4	1.7	1.7
120	1.5	1.6	2.0	1.9
160	1.9	2.0	2.4	2.3
200	2.3	2.4	2.6	2.6
240	2.5	2.6	2.8	2.8
280	2.7	2.8	2.9	2.9
300	2.8	2.8	2.9	2.9

ตาราง ข-2 แสดงค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ที่เหลืออยู่ในขมิ้นชันหลังทำการสกัดน้ำมันระเหย และค่าร้อยละของสารเคอร์คูมินอยด์สูญเสียเนื่องจากความร้อน ในขณะที่ทำการสกัดน้ำมันระเหย เปรียบเทียบระหว่าง วิธีการกลั่นด้วยน้ำร้อนและวิธีการกลั่นด้วยไอน้ำโดยตรง (ชุดการทดลองที่ 4.2.1)

	การกลั่นด้วยน้ำร้อน		การกลั่นด้วยไอน้ำโดยตรง	
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2
<b>ก่อนสกัด</b>				
1. ค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ในเอทานอล 95 % ที่ $\lambda_{425}$	0.623	0.620	0.623	0.620
2. ค่าร้อยละโดยน. ของสารเคอร์คูมินอยด์ ในผงขมิ้นชัน	4.99	4.97	4.99	4.97
<b>หลังสกัด</b>				
3. ค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ในเอทานอล 95 % ที่ $\lambda_{425}$	0.413	0.425	0.463	0.434
4. ค่าร้อยละโดยน. ของสารเคอร์คูมินอยด์ ในผงขมิ้นชัน	3.31	3.40	3.71	3.48
5. ค่าร้อยละโดยน. ของสารเคอร์คูมินอยด์ที่เหลืออยู่ในผงขมิ้นชัน เมื่อเทียบกับก่อนสกัด : $(2)-(4)/(2) * 100$	66.33 %	68.54 %	74.35 %	70.02 %
6. ค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ในน้ำ ที่ $\lambda_{426}$	0.720	0.727	-	-
7. ค่าร้อยละโดยน. ของสารเคอร์คูมินอยด์ที่ละลายในน้ำ เมื่อเทียบกับก่อนสกัด ***	1.40 %	1.42 %	-	-
8. ค่าร้อยละโดยน. ของสารเคอร์คูมินอยด์ที่สูญเสียเนื่องจากความร้อน	32.27 %	30.07 %	25.65 %	29.98 %

หมายเหตุ \*\*\* ตัวอย่างการคำนวณค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ที่ละลายในน้ำ แสดงไว้หน้าถัดไป

### ตัวอย่างการคำนวณค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ที่ละลายในน้ำ

จากเส้นกราฟมาตรฐาน (standard curve) ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ กับ ความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์มาตรฐานที่ละลายในน้ำ พบว่าค่าดังกล่าวมีความสัมพันธ์กันดังสมการด้านล่าง

$$\text{ค่าการดูดกลืนแสง} = 90 \cdot \text{ค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ที่ละลายในน้ำ (กรัมต่อลิตร)}$$

เพราะฉะนั้น

$$\text{ค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ที่ละลายในน้ำ} = \frac{0.720}{90} = 0.008 \text{ กรัมต่อลิตร}$$

ในการทดลองชุดนี้ทำการสกัดน้ำมันระเหยออกจากขมิ้นชันหนัก 80 กรัม ซึ่งมีค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชัน 4.99 % โดยควบคุมปริมาตรน้ำกลั่นในขวดให้มีค่าคงที่ที่ 700 มิลลิลิตร หลังจากนั้นทำการแยกผงขมิ้นชันออก แล้วนำสารละลายที่ได้บางส่วน มาเจือจางด้วยน้ำ 10 เท่า ก่อนนำไปวิเคราะห์ค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์

เพราะฉะนั้น

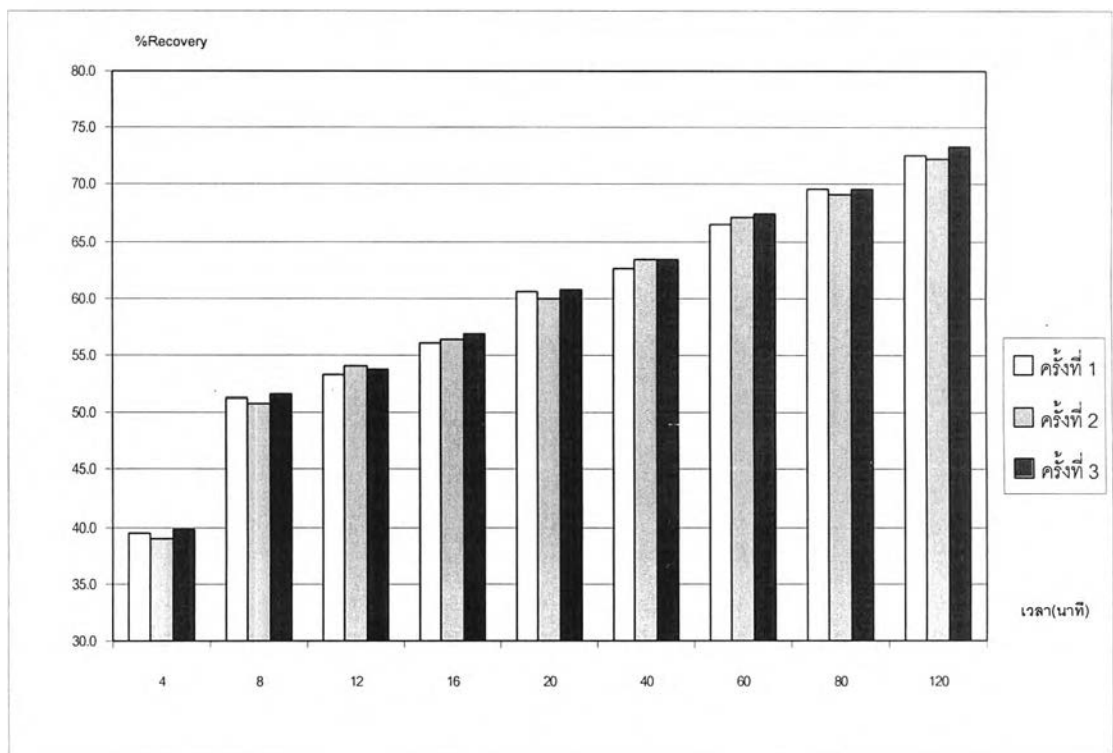
$$\begin{aligned} \text{ค่าร้อยละโดยน.ของสารเคอร์คูมินอยด์ที่ละลายในน้ำ} &= \frac{[(0.008 \text{ กรัมต่อลิตร}) * 10 * (0.7 \text{ ลิตร})]}{\text{ปริมาณสารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชันก่อนสกัด}} * 100 \\ &= \frac{0.056 \text{ กรัม}}{\left(\frac{4.99}{100} * 80 \text{ กรัม}\right)} * 100 \\ &= 1.42 \% \end{aligned}$$

ตารางที่ ข-3 เปรียบเทียบค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ที่เหลืออยู่ในผงขมิ้นชั้นหลังสกัดน้ำมันระเหยด้วยวิธีการกลั่นด้วยไอน้ำโดยตรง

	ครั้งที่ 1		ครั้งที่ 2		ครั้งที่ 3		ครั้งที่ 4		ครั้งที่ 5	
	ก่อนสกัด	หลังสกัด	ก่อนสกัด	หลังสกัด	ก่อนสกัด	หลังสกัด	ก่อนสกัด	หลังสกัด	ก่อนสกัด	หลังสกัด
ค่าการดูดกลืนแสงของสารเคอร์คูมินอยด์ ในเอทานอล 95 % ที่ 425	0.601	0.447	0.601	0.425	0.601	0.428	0.601	0.417	0.601	0.437
ค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ในผงขมิ้นชั้น	4.82	3.58	4.82	3.40	4.82	3.43	4.82	3.34	4.82	3.50
ค่าร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ที่เหลืออยู่ในผงขมิ้นชั้น เมื่อเทียบกับก่อนทำการสกัด		74.38 %		70.02 %		71.20 %		69.32		72.71

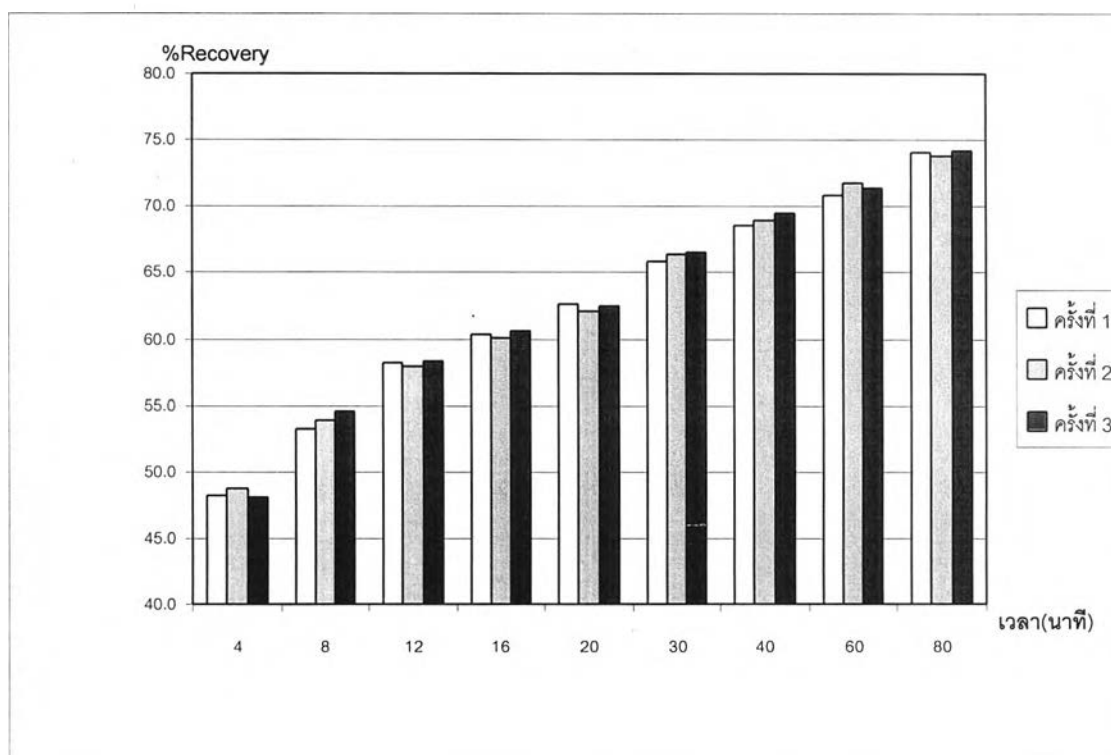
ตารางที่ ข-4 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการสกัดกับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่ความเร็วรอบการปั่นกววน 200 รอบต่อนาที (ชุดการทดลองที่ 4.2.1)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.204	0.202	0.206	39.4	39.0	39.8
8	0.267	0.265	0.269	51.2	50.8	51.6
12	0.278	0.282	0.281	53.3	54.0	53.8
16	0.293	0.295	0.297	56.1	56.4	56.8
20	0.317	0.314	0.318	60.6	60.0	60.8
30	0.328	0.332	0.332	62.6	63.4	63.4
40	0.349	0.352	0.354	66.6	67.1	67.5
60	0.365	0.363	0.365	69.6	69.2	69.6
80	0.381	0.379	0.385	72.6	72.2	73.3



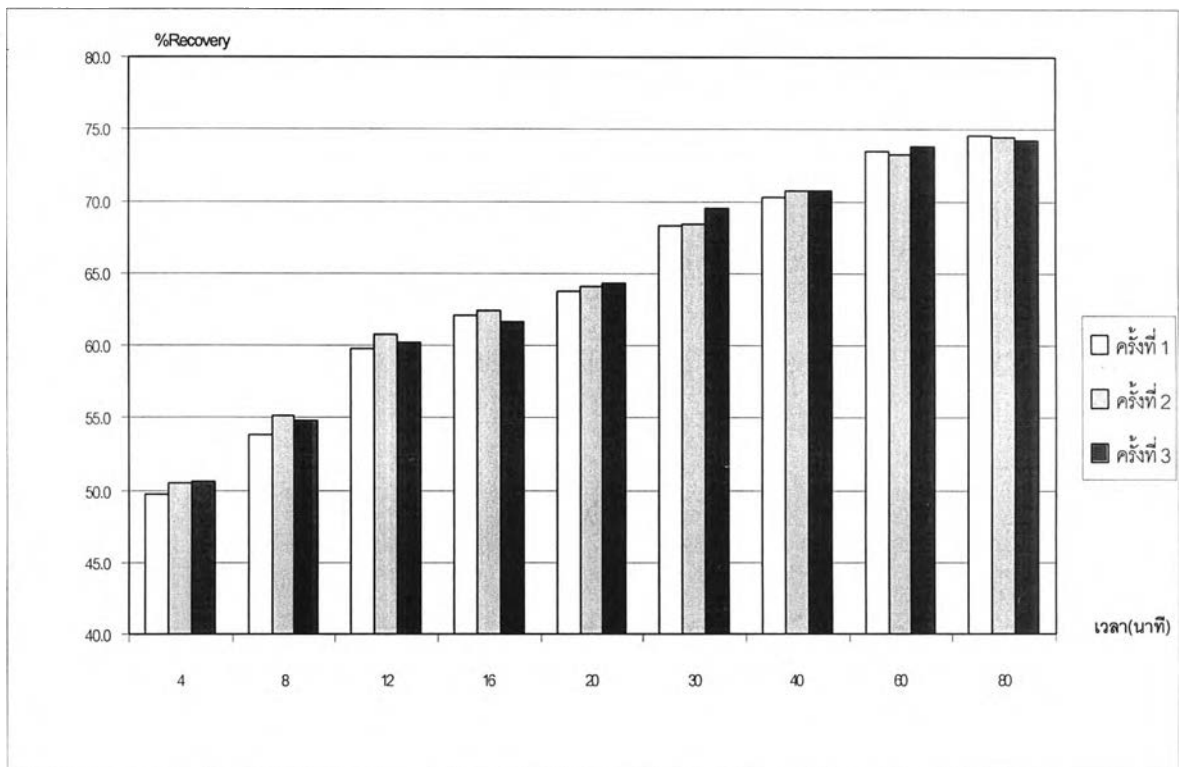
ตารางที่ ข-5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการสกัดกับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่ความเร็วรอบการปั่นกวน 250 รอบต่อนาที (ชุดการทดลองที่ 4.2.1)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.251	0.254	0.25	48.2	48.8	48.0
8	0.278	0.281	0.285	53.3	53.8	54.6
12	0.304	0.303	0.305	58.1	57.9	58.3
16	0.316	0.314	0.317	60.4	60.0	60.6
20	0.328	0.325	0.327	62.6	62.1	62.4
30	0.345	0.348	0.349	65.8	66.4	66.6
40	0.36	0.362	0.365	68.6	69.0	69.6
60	0.372	0.377	0.375	70.9	71.8	71.4
80	0.389	0.388	0.39	74.1	73.9	74.2



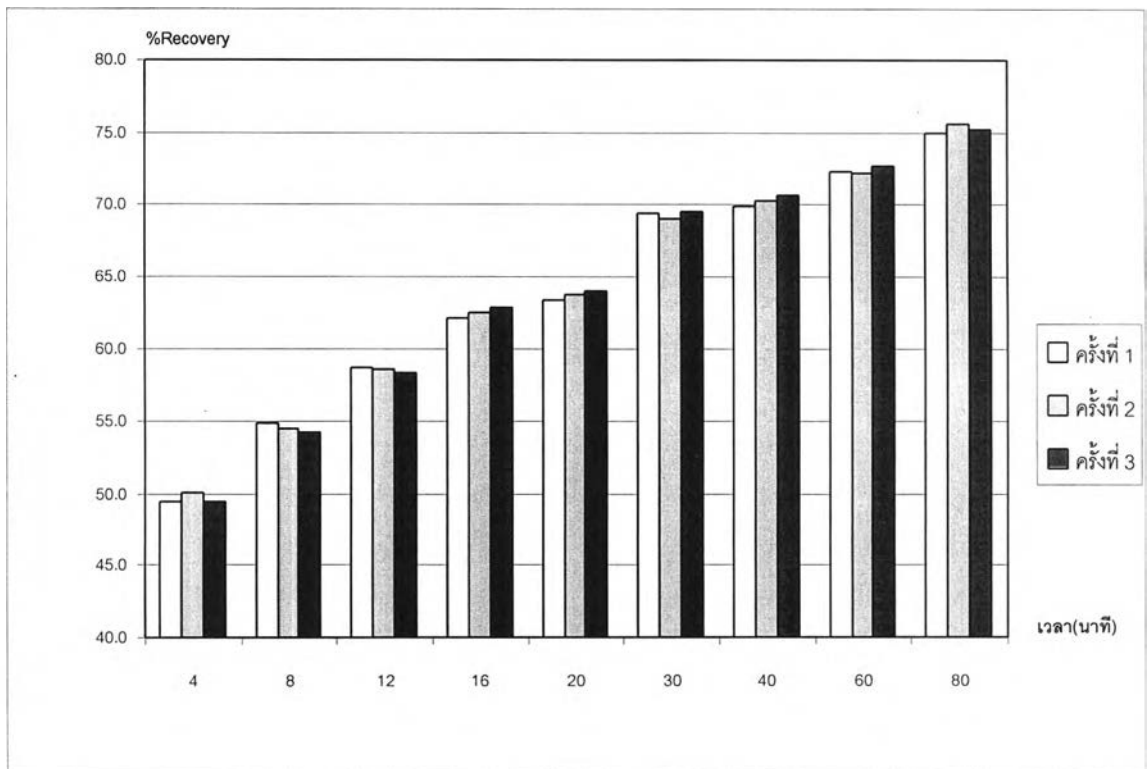
ตารางที่ ข-6 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการสกัดกับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่ความเร็วรอบการปั่นกววน 340 รอบต่อนาที (ชุดการทดลองที่ 4.2.1)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.259	0.263	0.264	49.7	50.5	50.6
8	0.281	0.288	0.286	53.8	55.1	54.8
12	0.313	0.318	0.315	59.8	60.8	60.2
16	0.325	0.327	0.323	62.1	62.4	61.7
20	0.334	0.336	0.337	63.7	64.1	64.3
30	0.358	0.359	0.365	68.2	68.4	69.6
40	0.369	0.371	0.371	70.3	70.7	70.7
60	0.386	0.385	0.388	73.5	73.3	73.9
80	0.392	0.391	0.39	74.6	74.4	74.2



ตารางที่ ข-7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการสกัดกับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละ การสกัด ในการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่ความเร็วรอบการปั่นกวน 440 รอบต่อนาที (ชุดการทดลองที่ 4.2.1)

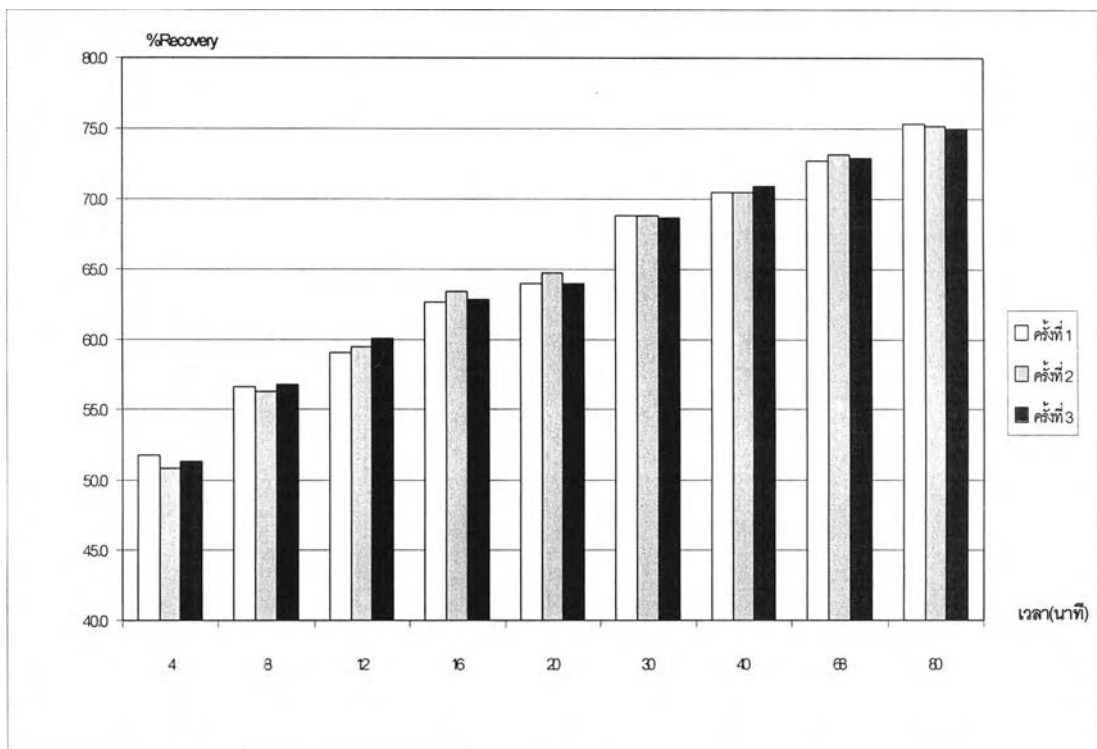
เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.258	0.261	0.258	49.5	50.1	49.5
8	0.287	0.285	0.283	54.9	54.6	54.2
12	0.307	0.306	0.305	58.7	58.5	58.3
16	0.325	0.327	0.329	62.1	62.4	62.8
20	0.332	0.334	0.335	63.4	63.7	63.9
30	0.364	0.362	0.365	69.4	69.0	69.6
40	0.367	0.369	0.371	69.9	70.3	70.7
60	0.38	0.379	0.382	72.4	72.2	72.7
80	0.394	0.397	0.395	75.0	75.5	75.2





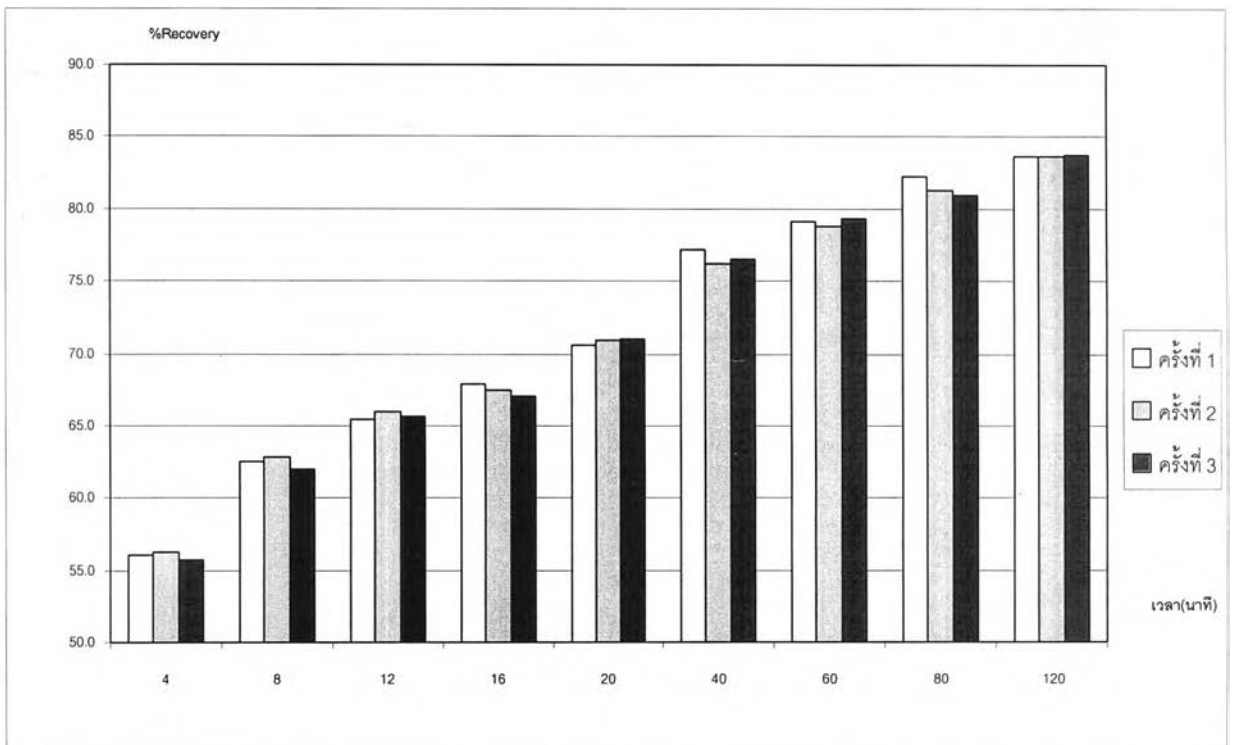
ตารางที่ ข-8 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการสกัดกับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละ การสกัด ในการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่ความเร็วรอบการปั่นกว 540 รอบต่อนาที (ชุดการทดลองที่ 4.2.1)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.27	0.265	0.268	51.8	50.8	51.4
8	0.296	0.294	0.297	56.6	56.3	56.8
12	0.309	0.311	0.314	59.1	59.4	60.0
16	0.328	0.332	0.329	62.6	63.4	62.8
20	0.335	0.339	0.335	63.9	64.7	63.9
30	0.361	0.361	0.36	68.8	68.8	68.6
40	0.37	0.37	0.372	70.5	70.5	70.9
60	0.382	0.384	0.383	72.7	73.1	72.9
80	0.396	0.395	0.394	75.4	75.2	75.0



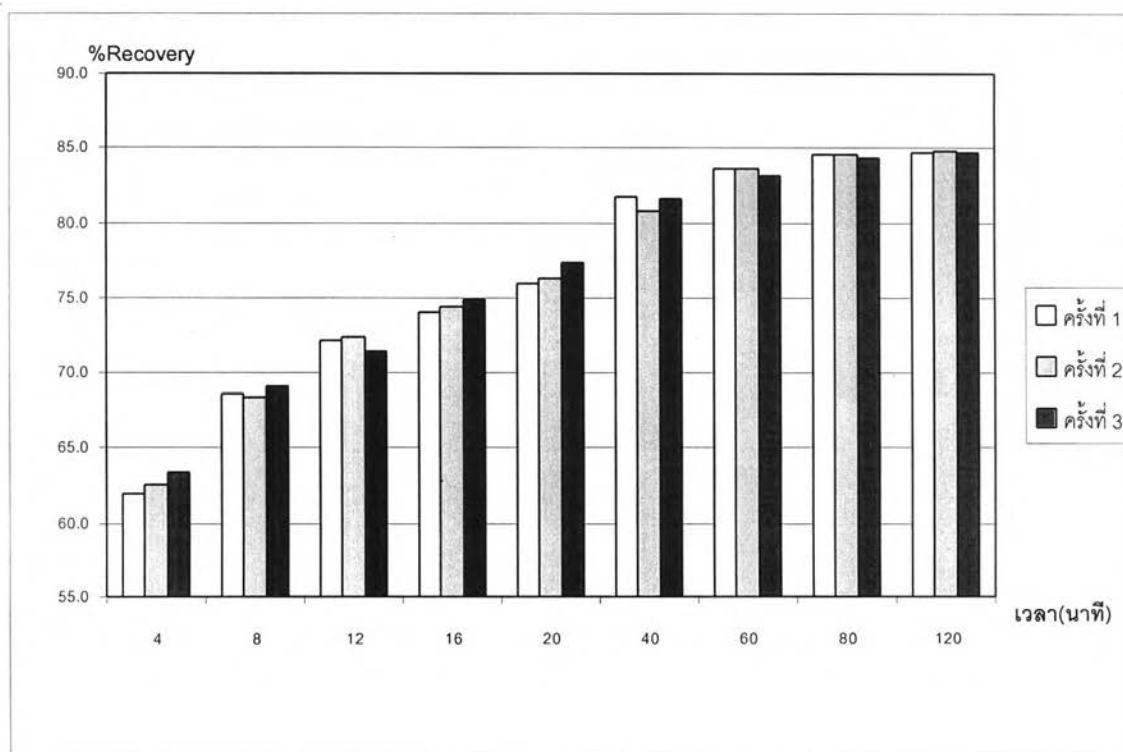
ตารางที่ ข-9 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาการสกัดกับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัดในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชันที่อุณหภูมิการสกัด 35 องศาเซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.352	0.353	0.35	56.0	56.2	55.7
8	0.393	0.395	0.39	62.5	62.8	62.0
12	0.412	0.415	0.413	65.4	65.9	65.6
16	0.428	0.425	0.422	67.9	67.5	67.0
20	0.445	0.447	0.448	70.6	70.9	71.1
40	0.487	0.481	0.483	77.2	76.2	76.6
60	0.499	0.497	0.501	79.1	78.7	79.4
80	0.519	0.513	0.511	82.2	81.2	80.9
120	0.528	0.528	0.529	83.6	83.6	83.8



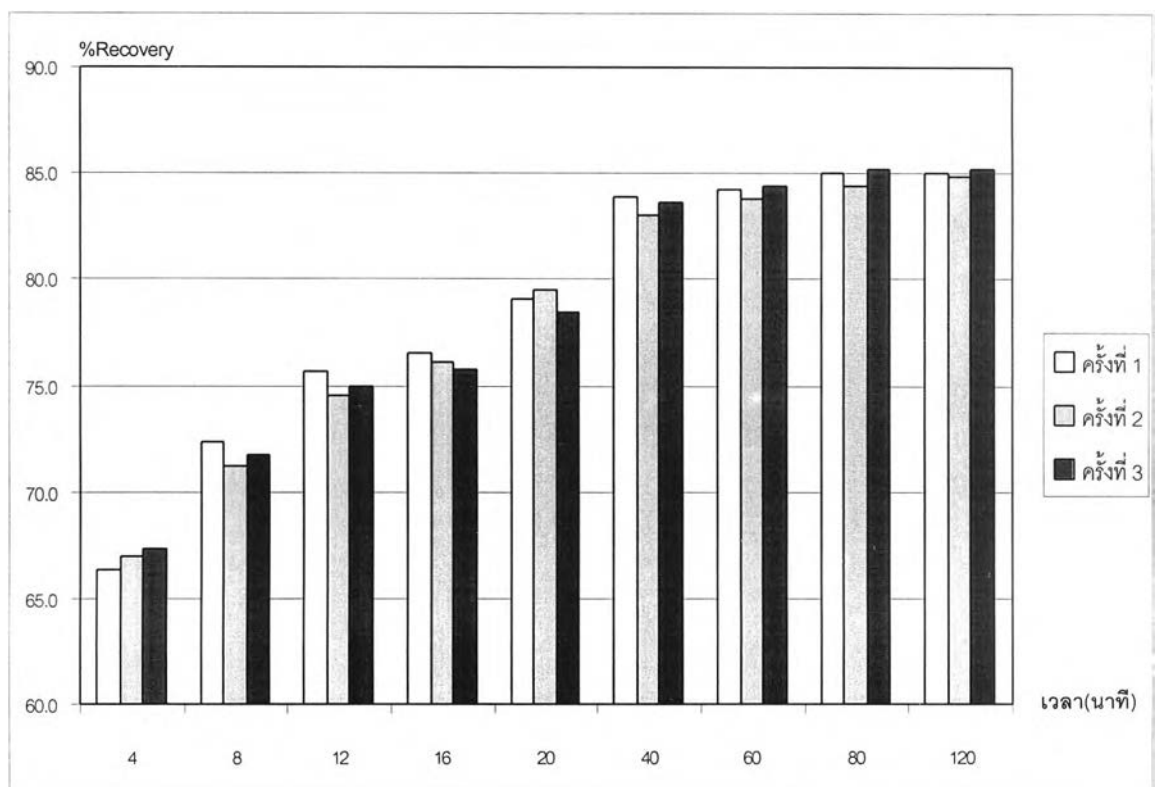
ตารางที่ ข-10 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาการสกัด กับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัดในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชันที่อุณหภูมิการสกัด 40 องศาเซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.39	0.394	0.399	62.0	62.6	63.4
8	0.432	0.431	0.435	68.6	68.4	69.0
12	0.455	0.456	0.45	72.2	72.3	71.4
16	0.467	0.469	0.472	74.0	74.4	74.8
20	0.479	0.481	0.488	75.9	76.2	77.3
40	0.516	0.51	0.515	81.7	80.8	81.6
60	0.528	0.528	0.525	83.6	83.6	83.1
80	0.534	0.534	0.533	84.5	84.5	84.4
120	0.535	0.536	0.535	84.7	84.8	84.7



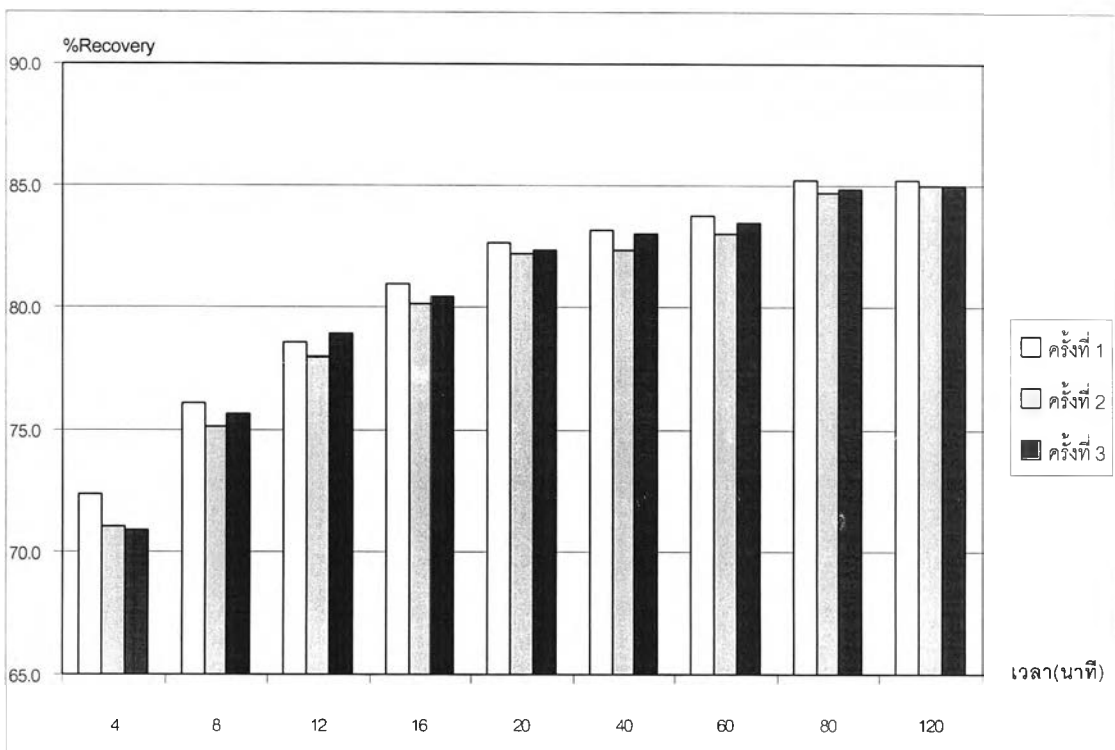
ตารางที่ ข-11 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาการสกัด กับค่าการดูดกลืนแสงและ ค่าร้อยละ การสกัดในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชันที่อุณหภูมิการสกัด 45 องศา เซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.418	0.422	0.424	66.4	67.0	67.3
8	0.456	0.449	0.452	72.3	71.2	71.7
12	0.477	0.47	0.473	75.6	74.5	75.0
16	0.483	0.48	0.478	76.6	76.1	75.8
20	0.499	0.502	0.495	79.1	79.5	78.4
40	0.53	0.524	0.528	83.9	83.0	83.6
60	0.532	0.529	0.533	84.2	83.8	84.4
80	0.537	0.533	0.538	85.0	84.4	85.2
120	0.537	0.536	0.538	85.0	84.8	85.2



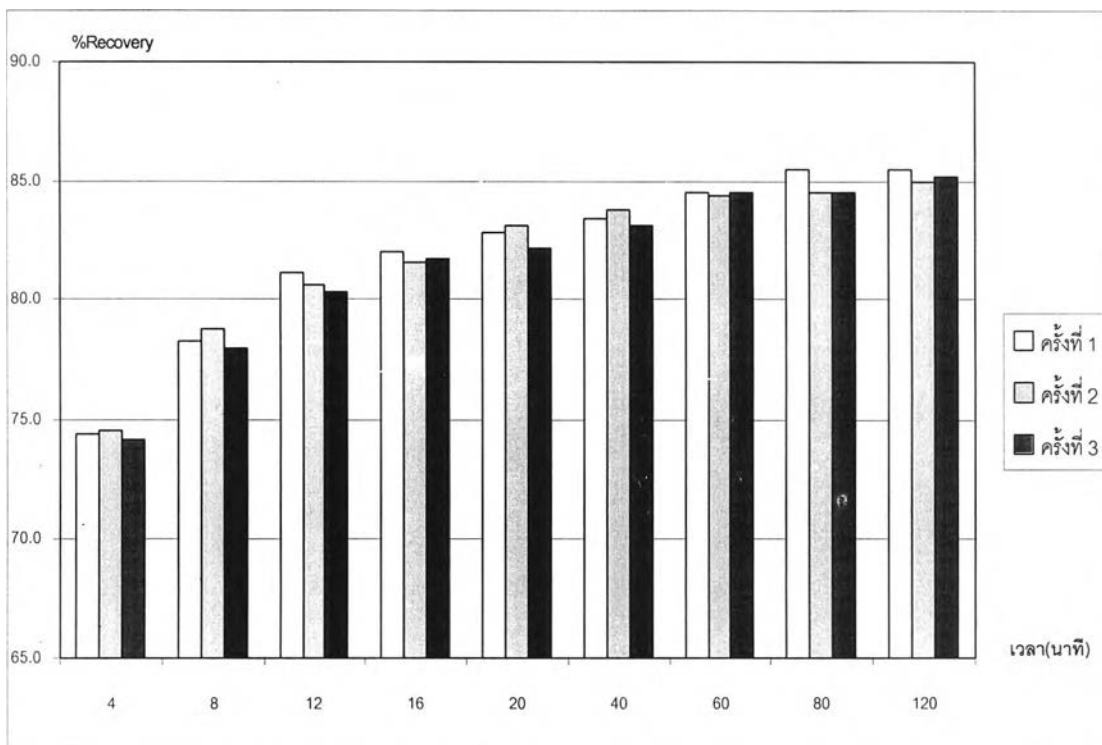
ตารางที่ ข-12 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาการสกัดกับ ค่าการดูดกลืนแสงและ ค่าร้อยละ การสกัดในการสกัดเคอร์คูมินอยต์ออกจากขมิ้นชันที่อุณหภูมิการสกัด 50 องศา เซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.456	0.448	0.447	72.3	71.1	70.9
8	0.48	0.474	0.477	76.1	75.1	75.6
12	0.496	0.492	0.498	78.6	78.0	78.9
16	0.511	0.506	0.508	80.9	80.2	80.5
20	0.522	0.519	0.520	82.7	82.2	82.3
40	0.525	0.52	0.524	83.1	82.3	83.0
60	0.529	0.524	0.527	83.8	83.0	83.4
80	0.538	0.535	0.536	85.2	84.7	84.8
120	0.538	0.537	0.537	85.2	85.0	85.0



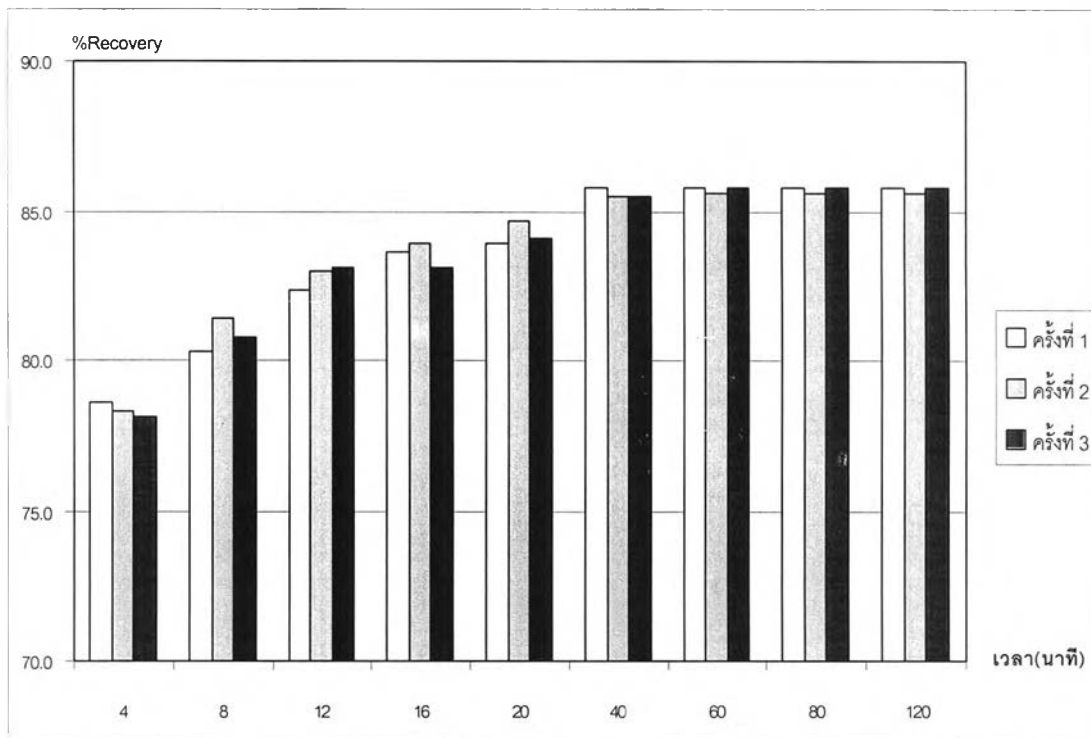
ตารางที่ ข-13 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง เวลาการสกัด กับค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่อุณหภูมิการสกัด 55 องศาเซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.469	0.47	0.468	74.4	74.5	74.2
8	0.494	0.497	0.492	78.3	78.7	78.0
12	0.512	0.509	0.507	81.1	80.6	80.3
16	0.518	0.515	0.516	82.0	81.6	81.7
20	0.523	0.525	0.519	82.8	83.1	82.2
40	0.527	0.529	0.525	83.4	83.8	83.1
60	0.534	0.533	0.534	84.5	84.4	84.5
80	0.54	0.534	0.534	85.5	84.5	84.5
120	0.54	0.537	0.538	85.5	85.0	85.2



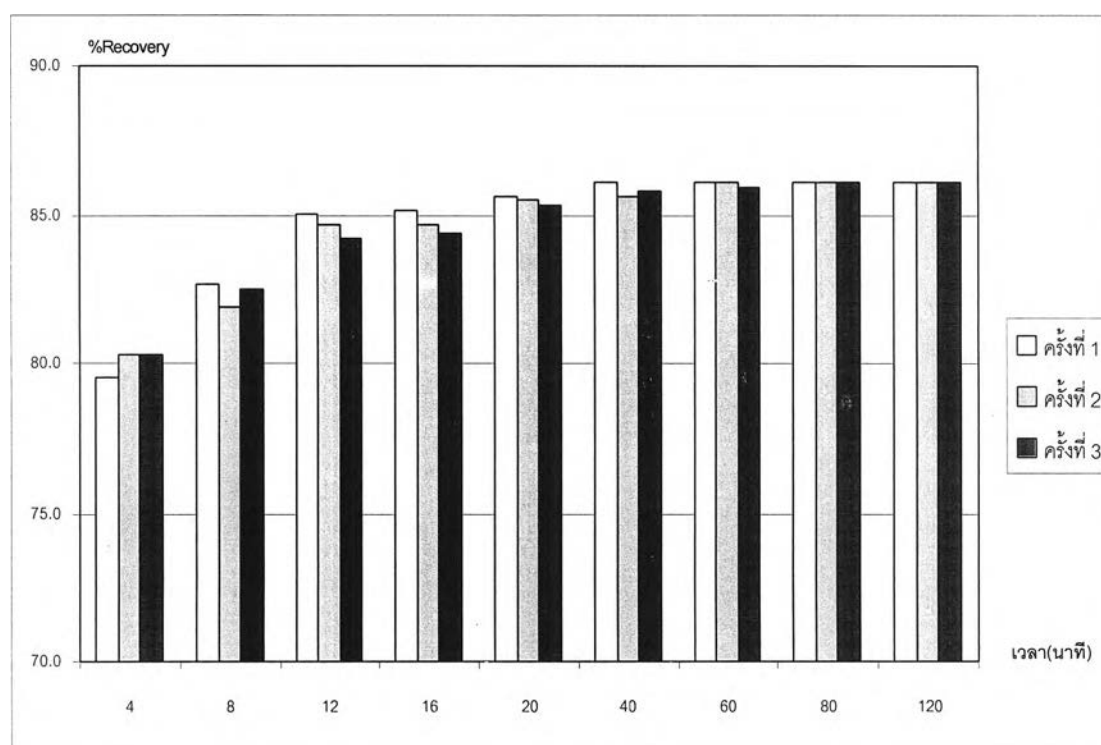
ตารางที่ ข-14 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาการสกัด กับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่อุณหภูมิการสกัด 60 องศาเซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.496	0.494	0.493	78.6	78.3	78.1
8	0.507	0.514	0.510	80.3	81.4	80.8
12	0.520	0.524	0.525	82.3	83.0	83.1
16	0.528	0.530	0.525	83.6	83.9	83.1
20	0.530	0.535	0.531	83.9	84.7	84.1
40	0.542	0.540	0.540	85.8	85.5	85.5
60	0.542	0.541	0.542	85.8	85.6	85.8
80	0.542	0.541	0.542	85.8	85.6	85.8
120	0.542	0.541	0.542	85.8	85.6	85.8



ตารางที่ ข-15 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาการสกัด กับ ค่าการดูดกลืนแสง และ ค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่อุณหภูมิการสกัด 65 องศาเซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

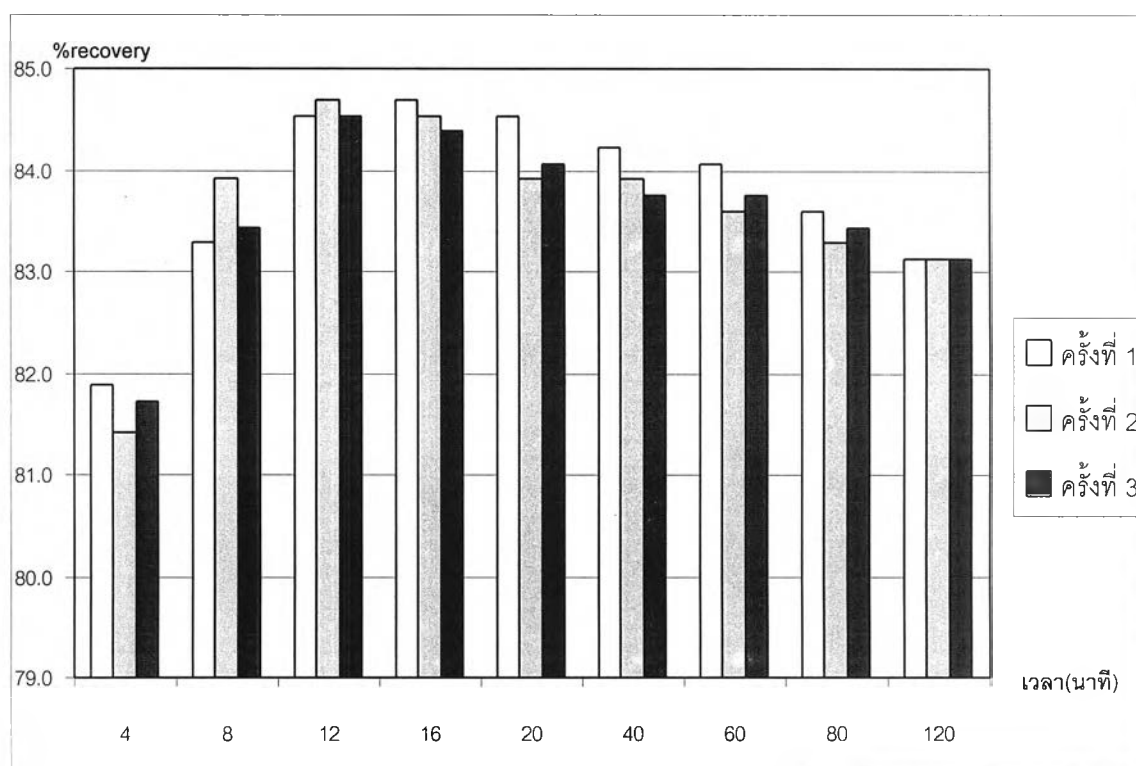
เวลา (นาที)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.502	0.507	0.507	79.5	80.3	80.3
8	0.522	0.517	0.521	82.7	81.9	82.5
12	0.537	0.535	0.532	85.0	84.7	84.2
16	0.538	0.535	0.533	85.2	84.7	84.4
20	0.541	0.540	0.539	85.6	85.5	85.3
40	0.544	0.541	0.542	86.1	85.6	85.8
60	0.544	0.544	0.543	86.1	86.1	85.9
80	0.544	0.544	0.544	86.1	86.1	86.1
120	0.544	0.544	0.544	86.1	86.1	86.1





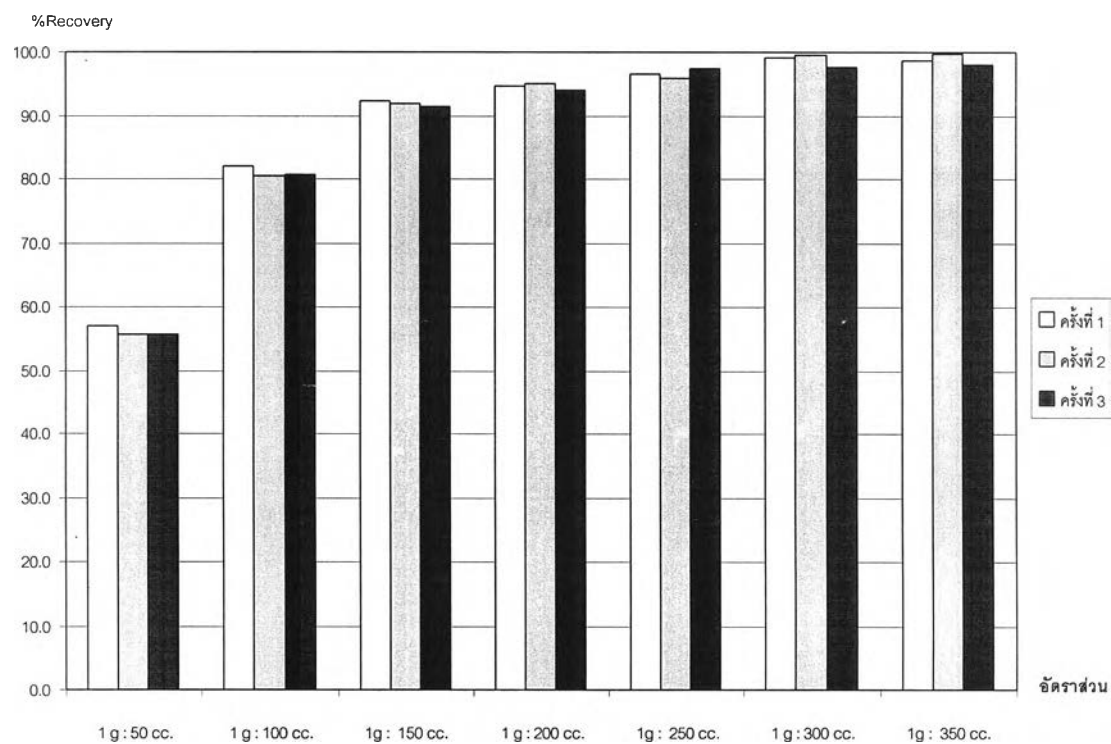
ตารางที่ ข-16 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างเวลาการสกัด กับ ค่าการดูดกลืนแสง และ ค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน ที่อุณหภูมิการสกัด 70 องศาเซลเซียส (ชุดการทดลองที่ 4.2.2)

เวลา (นาท)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่3
0	0	0	0	0	0	0
4	0.517	0.514	0.516	81.9	81.4	81.7
8	0.526	0.53	0.527	83.3	83.9	83.4
12	0.534	0.535	0.534	84.5	84.7	84.5
16	0.535	0.534	0.533	84.7	84.5	84.4
20	0.534	0.53	0.531	84.5	83.9	84.1
40	0.532	0.53	0.529	84.2	83.9	83.8
60	0.531	0.528	0.529	84.1	83.6	83.8
80	0.528	0.526	0.527	83.6	83.3	83.4
120	0.525	0.525	0.525	83.1	83.1	83.1



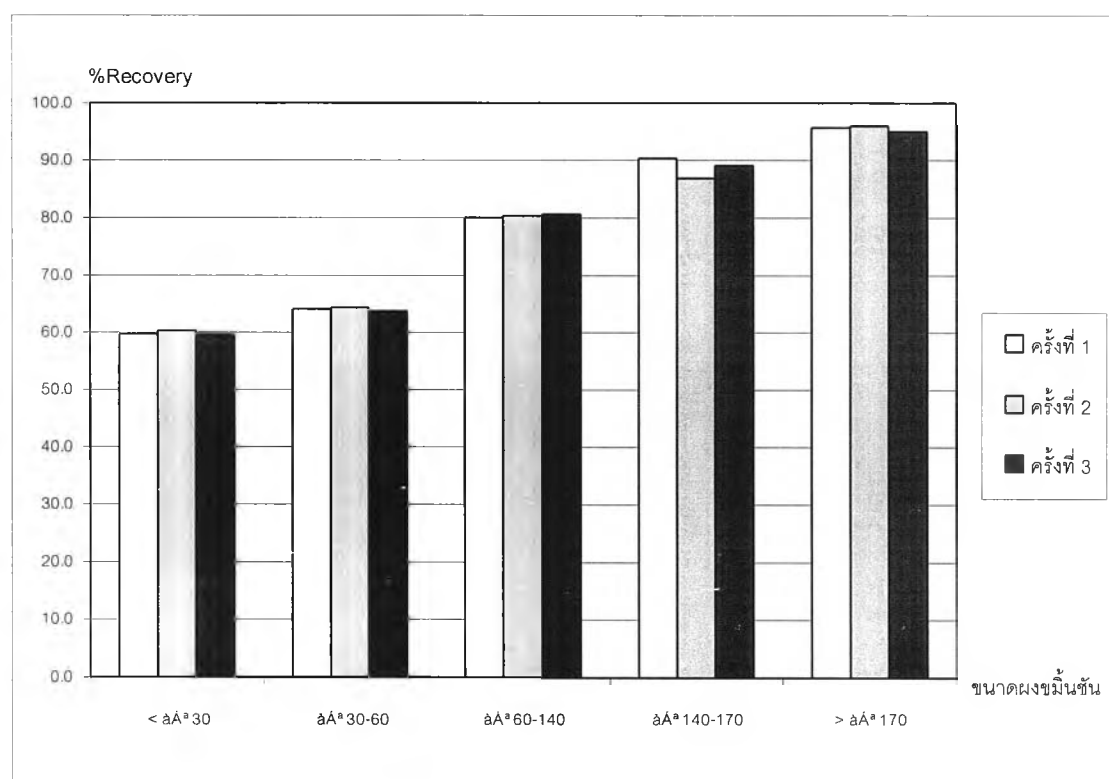
ตารางที่ ข-17 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนน.ขมันชั้น ต่อปริมาตรตัวทำละลาย กับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจาก ขมันชั้น (ชุดการทดลองที่ 4.2.3)

อัตราส่วนน.ขมัน:ปริมาตร	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
1 กรัม ต่อ 50 ซี.ซี.	0.698	0.681	0.682	57.0	55.6	55.7
1 กรัม ต่อ 100 ซี.ซี.	0.499	0.49	0.491	82.0	80.5	80.7
1 กรัม ต่อ 150 ซี.ซี.	0.372	0.37	0.368	92.3	91.8	91.3
1 กรัม ต่อ 200 ซี.ซี.	0.284	0.285	0.282	94.7	95.0	94.0
1 กรัม ต่อ 250 ซี.ซี.	0.23	0.228	0.232	96.6	95.8	97.4
1 กรัม ต่อ 300 ซี.ซี.	0.195	0.196	0.192	99.0	99.5	97.6
1 กรัม ต่อ 350 ซี.ซี.	0.165	0.167	0.164	98.6	99.8	98.1



ตารางที่ ข-18 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างขนาดผงขมิ้นชัน กับ ค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน (ชุดการทดลองที่ 4.2.4)

ขนาดผงขมิ้นชัน	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
< เมช 30	0.216	0.219	0.215	59.5	60.3	59.3
เมช 30-60	0.214	0.215	0.212	64.2	64.5	63.6
เมช 60-140	0.296	0.297	0.298	79.9	80.2	80.5
เมช 140-170	0.304	0.292	0.3	90.3	86.8	89.1
> เมช 170	0.293	0.294	0.291	95.7	96.0	95.1



ตารางที่ ข-19 แสดงร้อยละโดยน้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ก่อนและหลังสกัดน้ำมันหอมระเหย  
ออกจากขมิ้นชัน พร้อมทั้ง%เคอร์คูมินอยด์สูญเสียระหว่างการสกัด  
(ชุดการทดลองที่ 4.2.4)

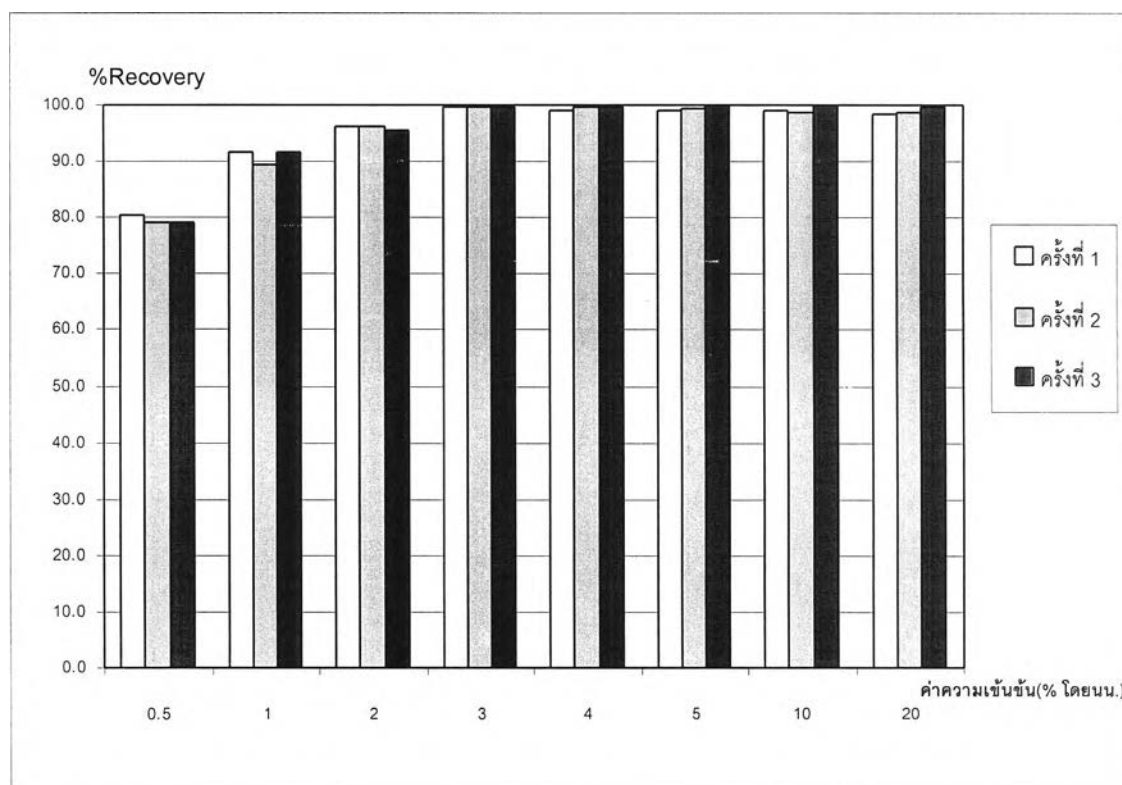
ขนาดผงขมิ้นชัน	ร้อยละโดยน.สารเคอร์คูมินอยด์ในขมิ้นชัน		%เคอร์คูมินอยด์สูญเสีย
	ก่อนสกัด	หลังสกัด	
< เมช 30	4.01	3.74	6.7
ระหว่างเมช 30-60	3.71	3.44	7.3
ระหว่างเมช 60-140	4.00	3.80	5.0
ระหว่างเมช 140-170	3.81	3.45	9.3
> เมช 170	3.47	3.14	9.5

จากตารางข้างบนพบว่า ร้อยละโดยน.สารเคอร์คูมินอยด์ในผงขมิ้นชันแต่ละขนาด ภายหลังจากการสกัดน้ำมันหอมระเหยมีค่าไม่เท่ากัน ทั้งนี้เนื่องจาก ค่าร้อยละโดยน.สารเคอร์คูมินอยด์ในวัตถุดิบเริ่มต้นก่อนสกัดมีค่าไม่เท่ากัน โดยที่ค่าร้อยละโดยน.สารเคอร์คูมินอยด์ในผงขมิ้นชันทั้งก่อนและหลังการสกัดมีแนวโน้มการเปลี่ยนแปลงตามขนาดผงขมิ้นชันเหมือนกัน

นอกจากนี้ยังพบว่า %การสูญเสียสารเคอร์คูมินอยด์ระหว่างการสกัดสำหรับผงขมิ้นชันแต่ละขนาด อยู่ในช่วงระหว่าง 5-9.5 % ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกันทำให้สรุปได้ว่า กระบวนการสกัดน้ำมันหอมระเหยออกจากขมิ้นชันส่งผลเพียงเล็กน้อยที่ทำให้ ร้อยละโดยน.สารเคอร์คูมินอยด์ในผงขมิ้นชันแต่ละขนาดภายหลังจากการสกัดมีค่าไม่เท่ากัน

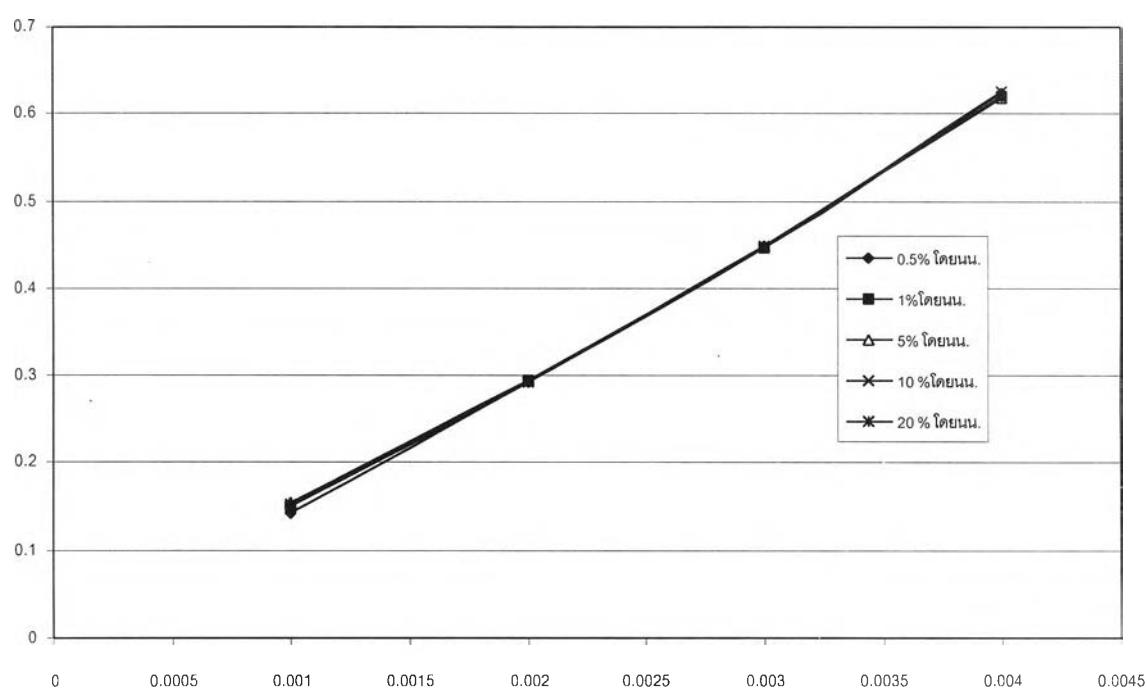
ตารางที่ ข-20 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเข้มข้นของสารทวิน 80 กับค่าการดูดกลืนแสง และค่าร้อยละการสกัด ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน (ชุดการทดลองที่ 4.2.5)

ค่าความเข้มข้นสารทวิน 80 (% โดยน้ำหนัก)	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
0.5	0.322	0.317	0.317	80.3	79.1	79.1
1	0.37	0.361	0.371	91.6	89.4	91.8
2	0.389	0.39	0.387	96.0	96.3	95.5
3	0.404	0.405	0.404	99.5	99.8	99.5
4	0.402	0.404	0.405	99.1	99.5	99.8
5	0.402	0.403	0.406	99.1	99.3	100.0
10	0.399	0.398	0.403	99.1	98.8	100.0
20	0.396	0.397	0.401	98.4	98.6	99.5



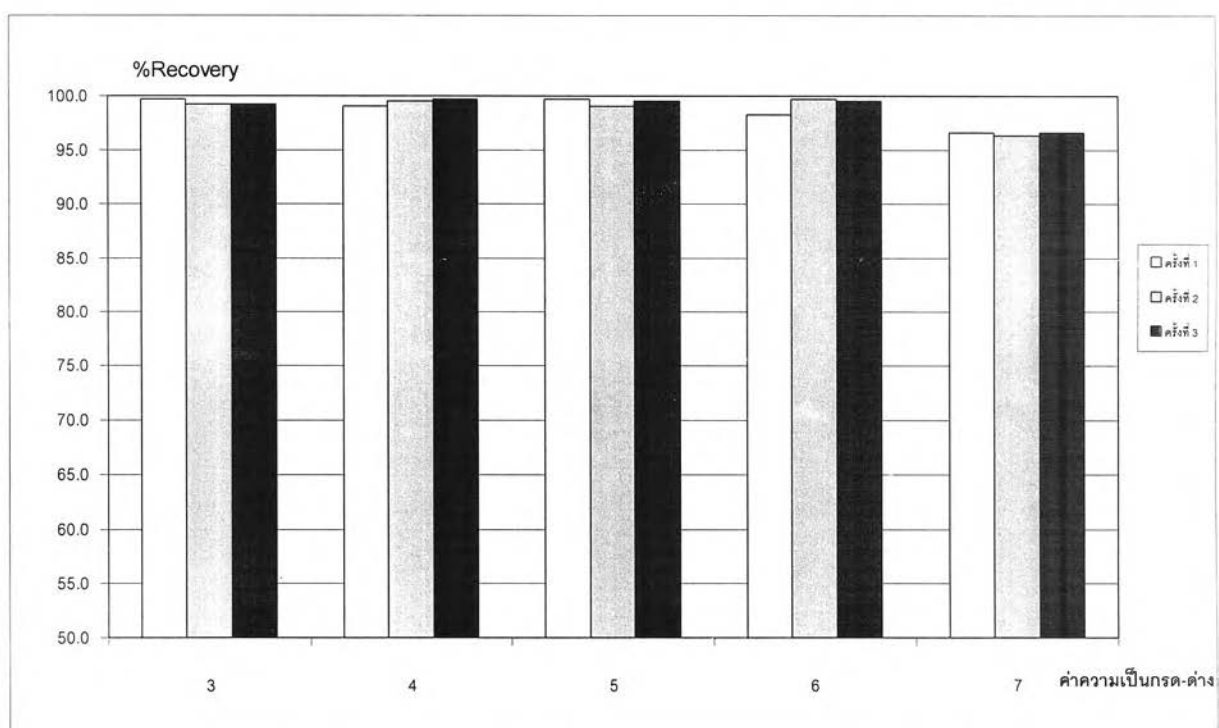
ตารางที่ ข-21 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าการดูดกลืนแสง กับค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยดในตัวอย่างละลาย ที่ค่าความเข้มข้นของสารทึบ 80 ในตัวอย่างละลาย เท่ากับ 0.5,1,5,10,20 %โดยน้ำหนัก

ค่าความเข้มข้น (g/L)	ค่าการดูดกลืนแสง				
	0.5 % by wt.	1 % by wt.	5 % by wt.	10 % by wt.	20 % by wt.
0.001	0.142	0.15	0.155	0.153	0.151
0.002	0.293	0.294	0.295	0.295	0.293
0.003	0.448	0.446	0.448	0.446	0.449
0.004	0.623	0.62	0.619	0.626	0.619



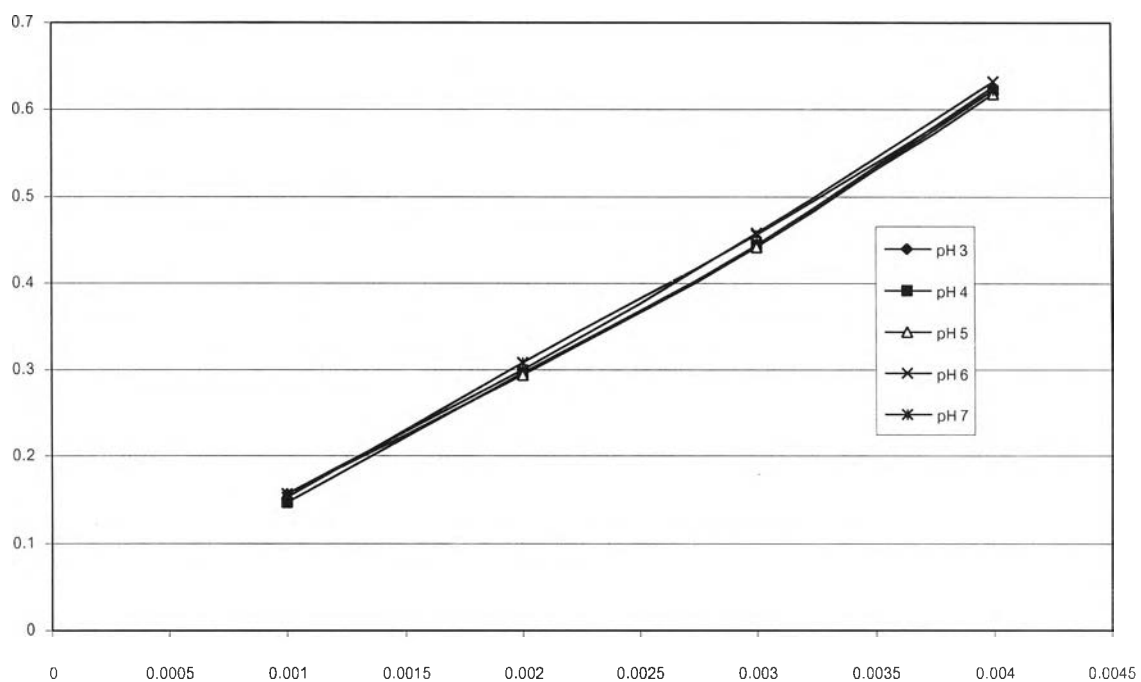
ตารางที่ ข-22 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเป็นกรด-ด่างของตัวทำละลายและค่าร้อยละการสกัด (%recovery) ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน (ชุดการทดลองที่4.2.6)

ค่าความเป็นกรด-ด่าง	ค่าการดูดกลืนแสง			% Recovery		
	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3
3	0.406	0.404	0.404	99.7	99.2	99.2
4	0.403	0.405	0.406	99.0	99.5	99.7
5	0.406	0.403	0.405	99.7	99.0	99.5
6	0.4	0.406	0.405	98.3	99.7	99.5
7	0.393	0.392	0.393	96.6	96.4	96.6



ตารางที่ ข-23 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าการดูดกลืนแสง กับค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ในตัวทำละลาย ที่ค่าความเข้มข้นของสารทึบ 80 ในตัวทำละลาย เท่ากับ 0.5,1,5,10,20 %โดยน้ำหนัก

ค่าความเข้มข้น (g/L)	ค่าการดูดกลืนแสง				
	pH 3	pH 4	pH 5	pH 6	pH 7
0.001	0.148	0.148	0.157	0.157	0.154
0.002	0.296	0.296	0.294	0.3	0.308
0.003	0.443	0.444	0.442	0.458	0.456
0.004	0.627	0.623	0.618	0.633	0.623





## ภาคผนวก ค

### การคำนวณหาต้นทุนอุปกรณ์หลัก (major equipment cost)

และ

### ราคาพลังงานที่ใช้ในแต่ละปีสำหรับอุปกรณ์หลัก

การคำนวณต้นทุนอุปกรณ์หลักและราคาพลังงานที่ใช้ในแต่ละปี ถูกแบ่งออกตามชนิดของอุปกรณ์หลัก โดยมีข้อกำหนดต่าง ๆ สำหรับการคำนวณดังนี้

#### ข้อกำหนด

1. ราคาผลิตภัณฑ์ = 9,800 บาทต่อ กิโลกรัมเคอร์คูมินอยด์
2. ค่าไฟฟ้า = 3 บาทต่อกิโลวัตต์-ชั่วโมง
4. อุณหภูมิห้อง = 30 องศาเซลเซียส
5. ร้อยละโดยน้ำหนักเคอร์คูมินอยด์ในผงขมิ้นชันแห้ง = 4.15 %
6. อัตราส่วนระหว่างน้ำหนักผงขมิ้นชันต่อปริมาตรตัวทำละลาย = 6.67 กิโลกรัมต่อลบ.ม.
7. ค่าความเข้มข้นของสารทวิน 80 ในตัวทำละลาย = 0.5 % โดยน้ำหนัก
8. ค่าร้อยละการสกัดเฉลี่ย (%recovery) = 80 %
9. กำลังการผลิตสารเคอร์คูมินอยด์ ใน 1 ปี = 1,200 กิโลกรัมต่อปี  
(คิดเป็น 20 % ของมูลค่าการนำเข้าของสารเคอร์คูมินอยด์ในประเทศไทยในปี พ.ศ. 2544)
10. ระยะเวลาการดำเนินงานใน 1 ปี = 330 วัน และระยะเวลาการดำเนินงานใน 1 วันเท่ากับ 24 ชั่วโมง

#### 1. ถังสกัด T101 (Extracting Tank)

จากกระบวนการผลิตที่กล่าวถึงในบทที่ 5 ผลิตภัณฑ์ที่ได้จะอยู่ในรูปของเหลวที่มีค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์เท่ากับ 200 ส่วนในล้านส่วน ซึ่งจะนำมาใช้งานกับผลิตภัณฑ์อาหารประเภทที่ไม่ต้องการกลิ่นและรสของขมิ้นชัน เช่น ผลิตภัณฑ์จากโคนม ไอศกรีม อาหารที่ทำจากธัญพืช เนยเหลว เป็นต้น โดยนำมาเจือจางให้มีค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์อยู่ในช่วงระหว่าง 5 ถึง 20 ล้านส่วน แต่เนื่องจากในปัจจุบัน ผลิตภัณฑ์ดังกล่าวจะขายอยู่ในรูปแบบของผง เคอร์คูมินอยด์ ในการใช้งานจะนำผงเคอร์คูมินอยด์มาละลายในน้ำ ให้ค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์อยู่ในช่วงระหว่าง 5 ถึง 20 ส่วนในล้านส่วน และเติมสารทวิน 80 ลงไปเพื่อให้สารเคอร์คูมินอยด์สามารถกระจายตัวได้ในน้ำ ดังนั้นกำลังการผลิตสารเคอร์คูมินอยด์จึงถูกกำหนดอยู่ในหน่วยกิโลกรัมของสารเคอร์คูมินอยด์ต่อปี และใช้กำลังการผลิตดังกล่าวในการคำนวณหาปริมาณวัตถุดิบที่ใช้ในการผลิต เพื่อใช้ในการคำนวณต่อไป

ค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ที่สกัดได้ในแต่ละครั้งอาจมีค่าไม่เท่ากัน ทั้งนี้เนื่องมาจาก ปริมาณสารเคอร์คูมินอยด์ในผงขมิ้นชันที่นำมาสกัดในแต่ละครั้งอาจมีค่าไม่เท่ากัน และการกระจายตัวของขนาดผงขมิ้นชันที่นำมาสกัดไม่เหมือนกัน ดังนั้นสารสกัดที่ได้จะถูกนำมาผสมรวมกันที่ถังผสม T104 เพื่อปรับความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ในสารสกัดให้เท่ากันเท่ากับ 200 ส่วนในล้านส่วน ในที่นี้กำหนดให้ค่าร้อยละการสกัด (%recovery) สารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชันมีค่าเฉลี่ย เท่ากับ 80.0 % ซึ่งถูกกำหนดขึ้นให้มีค่าเท่ากับ ค่าร้อยละการสกัด เมื่อทำการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ ภายใต้สภาวะการทดลองที่ใกล้เคียงกัน สำหรับเหตุผลที่เลือกทำการสกัดโดยใช้ตัวทำละลายที่มี ค่าความเข้มข้นของสารขมิ้น 80 เท่ากับ 0.5 % โดยน้ำหนัก ไม่ใช่ 3 % โดยน้ำหนัก ซึ่งเป็นค่าที่เหมาะสมที่ได้จากการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ (ค่าร้อยละการสกัด เท่ากับ 99.6 %) นั้น จะขอกล่าวถึงในส่วนของการคำนวณขนาดถังเตรียมตัวทำละลาย T102

#### ขั้นตอนที่ 1 หาขนาดถังสกัด

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณผงขมิ้นชันที่ใช้ในการสกัดเคอร์คูมินอยด์} &= \left( \frac{1,200 \text{ kg / yr}}{\% \text{ recovery} / 100} \right) \left( \frac{1}{0.0415} \right) \\ &= 36,145 \text{ kg}_{\text{ขมิ้น}}/\text{yr} \end{aligned}$$

ปริมาตรตัวทำละลายที่ใช้ในการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์

$$\begin{aligned} &= (43,370 \text{ kg / yr}) \left( \frac{0.15 \text{ m}^3_{\text{sol}}}{1 \text{ kg}} \right) \left( \frac{1 \text{ year}}{330 * 24 \text{ hrs} * 60 \text{ min}} \right) \left( \frac{t \text{ min}}{\text{batches}} \right) \\ &= 0.01369 \text{ t m}^3_{\text{sol}}/\text{batch} \end{aligned}$$

ในที่นี้กำหนดให้ปริมาตรของสารสกัด (extract) ที่สูญเสียไปในขณะทำการแยกผงขมิ้นชันออกที่ก้นถัง คิดเป็น 5 % ของปริมาตรสารสกัดในถัง เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ปริมาตรตัวทำละลายที่ใช้ในการสกัด} &= (1.05)(0.0114 \text{ t}) \\ &= (0.01198) \text{ t m}^3/\text{batch} \text{---(ค-1)} \end{aligned}$$

และเนื่องจากกำหนดให้อัตราส่วนระหว่างน้ำหนักของผงขมิ้นชันต่อปริมาตรตัวทำละลายในการสกัดแต่ละครั้งมีค่าคงที่ เท่ากับ  $0.15 \text{ m}^3 : 1 \text{ kg}$  ขมิ้นชัน เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณผงขมิ้นชันที่ใช้ในการสกัด} &= (1.05)(36,145 \text{ kg / yr}) \\ &= 37,951 \text{ kg/yr} \end{aligned}$$

ใน 1 รอบ (cycle) ของกระบวนการผลิตภายในถังสกัด ประกอบด้วย ขั้นตอนทั้งหมด 6 ขั้นตอน คือ (1) ขั้นตอนการเพิ่มอุณหภูมิสารในถังสกัด (2) ขั้นตอนการสกัดสารสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน (3) ขั้นตอนการตกตะกอนผงขมิ้นชัน (4) ขั้นตอนการลดอุณหภูมิสารในถังสกัด (5) ขั้นตอนการระบายสารสกัดออกจากถังสกัด และ (6) ขั้นตอนการป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัด เพราะฉะนั้น

$$\text{ระยะเวลาใน 1 วงรอบการผลิตสำหรับถังสกัด} = t_1 + t_2 + t_3 + t_4 + t_5 + t_6 \text{ ----ค-2}$$

### ระยะเวลาการเพิ่มอุณหภูมิและลดอุณหภูมิสารในถังสกัด ( $t_1, t_4$ )

กำหนดให้มีค่าเท่ากับ 10 นาที ในที่นี่จะใช้ไอน้ำอัดตัวที่ความดัน 3 บาร์และน้ำหล่อเย็นสำหรับเพิ่มและลดอุณหภูมิสารในถังสกัด สำหรับรายละเอียดการคำนวณหาปริมาณไอน้ำและน้ำหล่อเย็นที่ใช้จะขอกล่าวถึงในขั้นตอนที่ 3

### ระยะเวลาการสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ ( $t_2$ )

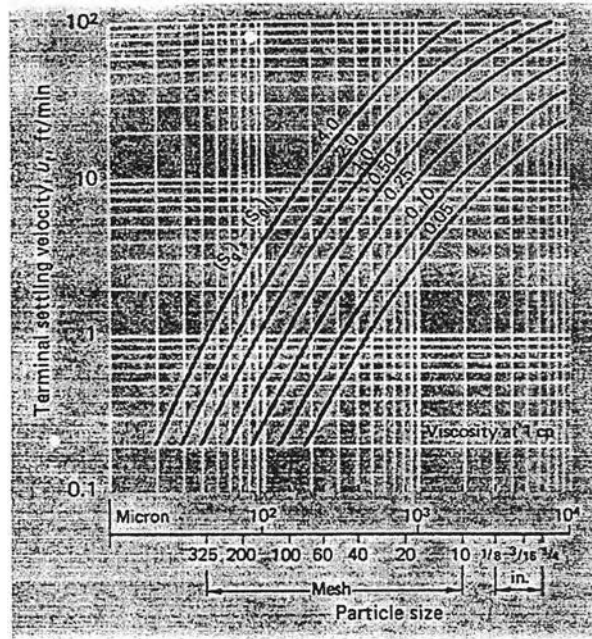
กำหนดให้มีค่าเท่ากับ 20 นาที ซึ่งเท่ากับระยะเวลาที่มีเหมาะสมที่ใช้ในสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ในระดับห้องปฏิบัติการ

### ระยะเวลาการตกตะกอนผงขมิ้นชัน ( $t_3$ )

$$t_3 = \frac{\text{ระดับความสูงของของเหลวในถังสกัด}(h)}{\text{ความเร็วการตกตะกอน}(u_s)} \text{ ----ค-3}$$

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-1 ซึ่งแสดงค่าความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าความเร็วการตกตะกอน ( $u_s$ ) กับขนาดผงขมิ้นชัน พบว่า ในการคำนวณหาความเร็วการตกตะกอนของผงขมิ้นชัน จำเป็นต้องทราบค่าผลต่างของค่าความถ่วงจำเพาะระหว่างผงขมิ้นชันกับตัวทำละลาย  $[(Sg)_s - (Sg)_l]$  ก่อน แต่เนื่องจากต้องการประมาณค่าความเร็วการตกตะกอนอย่างคร่าว ๆ จึงใช้ค่าความหนาแน่น.....(bulk density) ของผงขมิ้นชัน แทนค่าความหนาแน่นจริง (true density) ในการคำนวณ พบว่า ค่า  $[(Sg)_s - (Sg)_l]$  มีค่าประมาณ 2 และจากการนำผงขมิ้นชันที่ใช้ทดลองไปทำการคัดแยกขนาด พบว่า มีปริมาณผงขมิ้นชันที่สามารถผ่านตะแกรงขนาด เมช 325 ได้น้อยมาก ดังนั้นจึงกำหนดให้ค่าความเร็วการตกตะกอนเป็นค่าความเร็วสำหรับผงขมิ้นชันขนาด เมช

325 เมื่อพิจารณารูปที่ ค-1 พบว่า ที่  $[(Sg)_s - (Sg)_f] = 2$  และ Mesh = 325  $U_t$  มีค่าเท่ากับ 0.2 ฟุตต่อวินาที หรือ 0.06 เมตรต่อวินาที



รูปที่ ค-1 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าความเร็วการตกตะกอนกับขนาดผงขี้มันชั้น

$$t_2 = \frac{h}{(0.06 \text{ m/sec})}$$

$$= 16.4h$$

ระยะเวลาการระบายสารสกัดออกจากถังสกัดออกจากถังสกัด ( $t_5$ ) และระยะเวลาการป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัด ( $t_6$ )

กำหนดให้มีค่าเท่ากันเท่ากับ 10 นาที โดยจะทำการตรวจสอบว่าระยะเวลาดังกล่าว ที่กำหนดขึ้นเหมาะสมหรือไม่ ในส่วนของการคำนวณหาขนาดของปั๊ม P101 ซึ่งจะกล่าวถึงในรายละเอียดต่อไป

เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ระยะเวลาใน 1 วนรอบการผลิตในสำหรับถังสกัด} &= 10 + 20 + 16.4h + 10 + 10 + 10 \\ &= 60 + 16.4h \text{ แทนค่าใน (ค-1)} \end{aligned}$$

$$\text{ปริมาตรของตัวทำละลายในถังสกัด} = 0.01198(60 + 16.4h) \text{ m}^3/\text{batch} \text{ -----(ค-4)}$$

ในที่นี้กำหนดให้ อัตราส่วนระหว่างระดับของเหลวในถังสกัดต่อเส้นผ่านศูนย์กลาง ( $h/D$ ) มีค่าเท่ากับ  $2/3$  ซึ่งเป็นอัตราส่วนเดียวกันกับถังสกัดที่ใช้ทำการทดลองในห้องปฏิบัติการ แทนค่าลงในสมการ (ค-4) ได้

$$1.767h^3 = [0.01198 * (60 + 16.4h)]$$

จัดรูปสมการใหม่ได้

$$h = [0.006779(60 + 16.4h)]^{1/3} \text{ -----(ค-5)}$$

ทำการแก้สมการที่ (ค-5) โดยวิธีลองผิดลองถูก (trial & error) โดยสมมติให้ระดับของเหลวในถังสกัดเริ่มต้นมีค่าเท่ากับ 1.5 เมตร ซึ่งผลการคำนวณแสดงไว้ในตารางด้านล่าง

ครั้งที่	$h_{\text{try}}$	$h_{\text{cal}}$
1	1.500	0.831
2	0.831	0.793
3	0.793	0.791
4	0.791	0.791

เพราะฉะนั้น ระดับของเหลวในถังสกัด ( $h$ ) = 0.791 m  
 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางถังสกัด ( $D$ ) =  $3/2 * h$   
 = 1.18 m

ในที่นี้เลือกถังที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง ( $D$ ) เท่ากับ 1 เมตร ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่คำนวณได้ เป็นถังสำหรับสกัดสารเคอร์คูมินอยด์ออกจากขมิ้นชัน แทนค่าลงในสมการที่ ค-4 ได้

$$\frac{\pi}{4} (1)^2 h = 0.01198 * (60 + 16.4h)$$

$$h = 1.22 \text{ m}$$

เนื่องจากระดับของเหลวในถังสกัดสูง 1.16 เมตร ดังนั้นจึงกำหนดตำแหน่งป้อนตัวทำละลายเข้าถังอยู่สูงจากก้นถัง เท่ากับ 2 เมตร และตั้งถังสกัดให้อยู่สูงจากพื้นดิน 0.5 เมตร เพื่อทำการระบายผงขมิ้นชันออกทางด้านก้นถัง

$$\begin{aligned} \text{ปริมาตรของตัวทำละลายในถังสกัด} &= \frac{\pi}{4} (1)^2 * 1.22 \\ &= 0.959 \text{ m}^3/\text{batch} \end{aligned}$$

ระยะเวลา 1 วงรอบการผลิตสำหรับถังสกัด = 80 นาที.

จำนวนกะ (batch) ในการดำเนินงาน 1 ปี = 5,490 batch/year

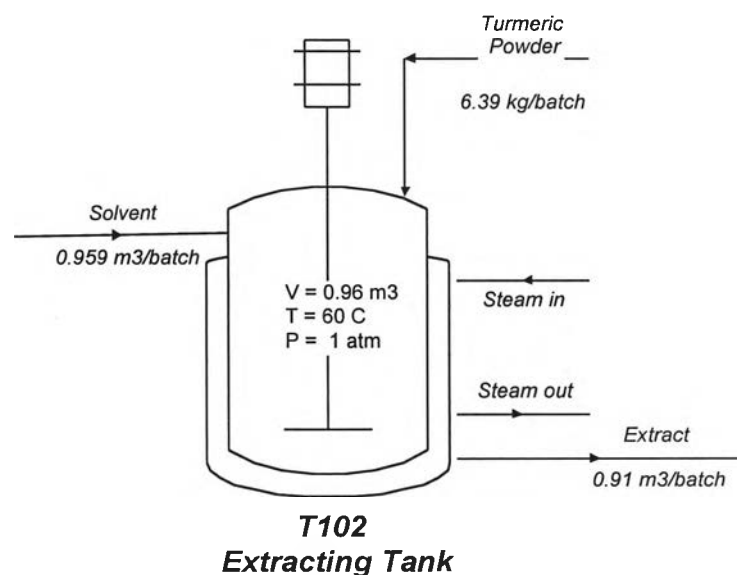
ปริมาตรของสารสกัดที่ได้ใน 1 วงรอบการผลิต =  $(0.95)(0.959)$  m<sup>3</sup>/batch  
= 0.910 m<sup>3</sup>/batch

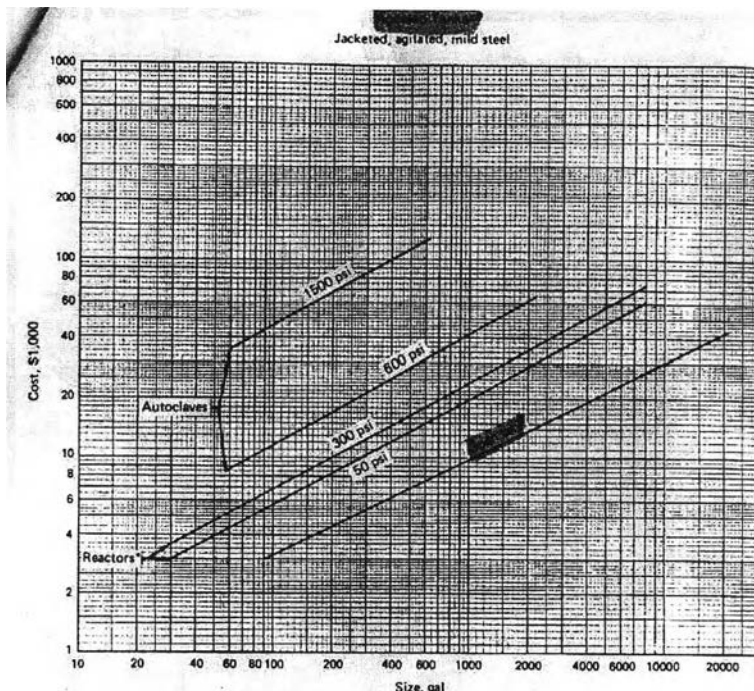
ปริมาณผงขมิ้นชันที่ใช้ใน 1 วงรอบการผลิต =  $\left(\frac{0.959 \text{ m}^3 \text{ sol}}{1 \text{ batch}}\right) \left(\frac{1 \text{ kg}}{0.15 \text{ m}^3 \text{ sol}}\right)$   
= 6.39 kg/batch

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-2 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างขนาดและราคาของถังปั่นกวน (รวมราคาเครื่องปั่นกวน (agitator) และ แจ็กเกต (jacket) ) ในปี ค.ศ. 1987 ซึ่งมีเลขดัชนีราคาอุตสาหกรรมเคมี (CE cost index) เท่ากับ 320 [Ronald ,E ,1987] พบว่า (

ราคาถังสกัดขนาด 250 แกลลอน ในปี ค.ศ.2001 =  $(9,000\$) \left(\frac{45 \text{ baht}}{1\$}\right) \left(\frac{394}{324}\right) * 1.7$   
= 848,000 บาท

หมายเหตุ สำหรับวัสดุที่ทำมาจากสแตนเลส Material factor มีค่าเท่ากับ 1.7  
สรุป





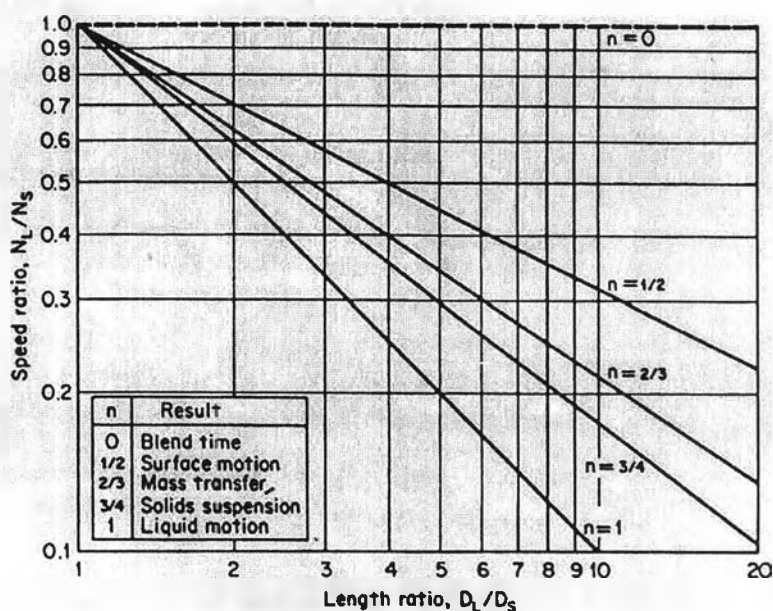
รูปที่ ค-2 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างราคาและขนาดของถังป้อนกวนรวมราคาเครื่องป้อนกวนและแจ็กเกต

ขั้นตอนที่ 2 หาค่ากำลังงานของเครื่องป้อนกวน (P)

ก่อนขยายกำลังการผลิต (Scale-up) ได้ทำการทดลองสเกลดาวน์เคอร์คิวมินอยด์ที่ความเร็วรอบการป้อนกวน ( $N_s$ ) เท่ากับ 340 รอบต่อนาที โดยใช้ใบกวนแบบ 4 ใบพัด (four-blade turbine) มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 2.4 เซนติเมตร ค่าความเร็วรอบการป้อนกวนหลังขยายกำลังการผลิต ( $N_L$ ) สำหรับระบบของแข็ง-ของเหลว (agitated solid suspension) สามารถคำนวณได้จากสมการข้างล่าง [David S.D. ,1992]

$$N_L = N_S \left( \frac{D_s}{D_L} \right)^n \text{-----}(ค-6)$$

- โดยที่  $N_L$  = ค่าความเร็วรอบหลังการขยายกำลังการผลิต
- $N_S$  = ค่าความเร็วรอบก่อนการขยายกำลังการผลิต
- $D_s$  = เส้นผ่านศูนย์กลางใบกวนหลังการขยายกำลังการผลิต
- $D_L$  = เส้นผ่านศูนย์กลางใบกวนหลังการขยายกำลังการผลิต
- $n$  = ค่าคงที่ ขึ้นอยู่กับชนิดของกระบวนการ



รูปที่ ค-3 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราส่วนของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและอัตราส่วนระหว่างค่าความเร็วรอบการปั่นกววน ก่อนและหลังการขยายกำลังผลิต

ในที่นี้กำหนดให้ อัตราส่วนระหว่างขนาดของใบพัดต่อถัง ( $d/D$ ) หลังขยายกำลังการผลิต มีค่าเท่ากับ 0.4 ซึ่งเป็นอัตราส่วนเดียวกันกับที่ใช้ทดลองก่อนทำการขยายกำลังการผลิต

เพราะฉะนั้น

$$D_L = 0.40(1) \\ = 0.4 \quad \text{m}$$

$$N_L = 340 \left( \frac{3.4}{40} \right)^{0.67} \\ = 65 \quad \text{rpm}$$

หาเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re)

เนื่องจากค่าความเข้มข้นของผงขี้มันชันในตัวทำละลายมีค่าเพียง 0.67 % โดยน้ำหนัก ดังนั้นจึงสมมติให้ ค่าความหนาแน่นและค่าความหนืดของสารผสมในถังสกัดมีค่าเท่ากับ ค่าความหนาแน่นและค่าความหนืดของตัวทำละลาย เนื่องจาก ค่าความเข้มข้นของสารขี้มันชัน 80 ในตัวทำละลาย มีค่าเท่ากับ 0.5 % โดยน้ำหนัก ซึ่งคิดเป็นสัดส่วนโดยน้ำหนัก (mass fraction) เท่ากับ 0.005 เพราะฉะนั้น



$$\begin{aligned}\rho_{\text{สารผสม}} &= (0.995)(1,000) + (0.005)(1,070) \\ &= 1,000 \quad \text{kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu_{\text{สารผสม}} &= (0.995)(0.001) + (0.005)(0.425) \\ &= 0.00312 \quad \text{kg/m}^3\text{sec}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Re} &= \frac{\rho N D^2}{\mu} \text{-----(6.2.7)} \\ &= \left( \frac{1,000 * (65 / 60) * 0.40^2}{0.003} \right) \\ &= 55,720\end{aligned}$$

#### หาเพอร์เวอริ่งนัมเบอร์ (Np)

ในที่นี้ใช้ใบกวนแบบ 6 ใบพัด (6 blade flat turbine) : ซึ่งมีลักษณะใกล้เคียงกับลักษณะใบกวนที่ใช้ในการทดลอง (.ใบกวนแบบ 4 ใบพัด) และเมื่อพิจารณารูปที่ ค-4 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าเพอร์เวอริ่งนัมเบอร์กับ ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ สำหรับใบกวนรูปแบบต่าง ๆ พบว่า ค่าเพอร์เวอริ่งนัมเบอร์ สำหรับใบกวนแบบ 6 ใบพัดซึ่งสารในถังสกัต์มีลักษณะการไหลแบบปั่นป่วน (Turbulent flow :  $\text{Re} > 10,000$ ) [Robert, L.B,1964] มีค่าเท่ากับ 4

$$Np = 4.0$$

สมการที่ 6.2.7 ใช้สำหรับคำนวณหาพลังงานที่ใช้ในการปั่นกวนสาร ซึ่งมีความสัมพันธ์กับ ค่าเพอร์เวอริ่งนัมเบอร์ ค่าความหนาแน่นของตัวทำละลาย ค่าความหนืดของตัวทำละลาย ความเร็วรอบการปั่นกวน และ เส้นผ่านศูนย์กลางของใบกวน ดังสมการ

$$P = N_p \rho N^3 D^5 \text{-----(6.2.8)}$$

เมื่อ

P = พลังงานที่ใช้ในการปั่นกวนสาร (W)

$\rho$  = ความหนาแน่นของตัวทำละลาย ( $\text{kg/m}^3$ )

N = ความเร็วรอบการปั่นกวน (rps)

D = เส้นผ่านศูนย์กลางของใบพัด (m)

$$\begin{aligned}P &= 4.0 * (1,000 \text{ kg / m}^3) * (65 / 60 \text{ rps})^3 (0.4)^5 \\ &= 52 \quad \text{Watt}\end{aligned}$$

ในที่นี้ให้เครื่องปั่นกวนมีประสิทธิภาพ = 70 %

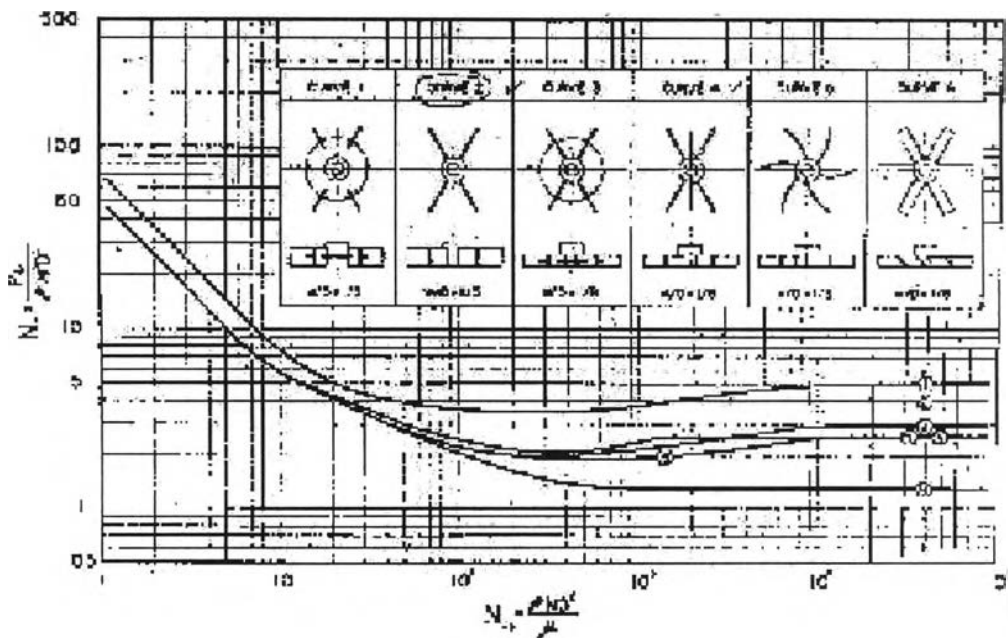
$$\text{กำลังงานของเครื่องปั่นกวนสาร} = \frac{143}{0.70} = 75 \text{ Watt (0.10 hp)}$$

เพราะฉะนั้น จึงเลือกเครื่องปั่นกวนสารขนาด 190 watt (0.25 hp) เป็นเครื่องปั่นกวนสารสำหรับถังสกัด เนื่องจากในช่วงแรกของการดำเนินงาน (start-up) มอเตอร์จะใช้ปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงกว่าการดำเนินงานในสภาวะปกติ จากการทดลองวัดปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ใช้ในช่วงเวลาดังกล่าวสำหรับมอเตอร์ขนาด 0.25 แรงม้า พบว่า มอเตอร์จะใช้ปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงสุด ( $I_{rms}$ ) ประมาณ 14 แอมแปร์ โดยใช้ระยะเวลาประมาณ 1 นาที กว่ากระแสไฟฟ้าจะมีค่าคงที่ เนื่องจากปริมาณกระแสไฟฟ้าในช่วงเวลาดังกล่าวมีค่าไม่คงที่ ในที่นี้จึงทำการประเมินราคาพลังงานที่ใช้ในช่วงเวลาดังกล่าวให้มีค่าสูงกว่าความเป็นจริง (over estimate) จากปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงสุดที่ใช้

ราคาพลังงานที่ใช้ในการปั่นกวน

$$(0.19 \text{ kW}) * \left( \frac{20 \text{ min} * \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}}}{\text{batch}} \right) (5,940 \text{ batch}) \left( \frac{3 \text{ baht}}{\text{kW-hr}} \right) + \left( \frac{14 \text{ A} * 220 \text{ V}}{1,000} \right) \left( \frac{1}{60} \text{ hr} \right) (5,940 \text{ batch}) \left( \frac{3 \text{ baht}}{\text{kW-hr}} \right)$$

$$= 2,050 \text{ บาทต่อปี}$$



รูปที่ ค-4 แสดงระหว่างค่าเพาเวอร์นัมเบอร์กับค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์สำหรับใบกวนรูปแบบต่าง ๆ

### ขั้นตอนที่ 3 หาค่าพลังงานความร้อนที่ใช้ในการสกัดต่อปี

ในที่นี้สมมติให้ ไม่มีพลังงานความร้อนสูญเสียเกิดขึ้นในระหว่างการสกัด ( $Q_{loss} = 0$ ) และใช้ไอน้ำที่ความดัน 3 บาร์ เพื่อเพิ่มความอุณหภูมิของสารในถังสกัด จากอุณหภูมิห้อง (30 องศาเซลเซียส) เป็น 60 องศาเซลเซียส (อุณหภูมิการสกัด) และเนื่องจากค่าความเข้มข้นของผงขมิ้นชันในระบบมีค่าเพียง 1 % โดยน้ำหนัก เพราะฉะนั้น จึงสมมติให้ พลังงานความร้อนที่ให้แก่สารในถังสกัด มีค่าเท่ากับ พลังงานความร้อนที่ใช้ในการเพิ่มอุณหภูมิของตัวทำละลาย จาก 30 องศาเซลเซียส เป็น 60 องศาเซลเซียส

พลังงานความร้อนที่ใช้ในการสกัด

$$= (1,002 \text{ kg} / \text{m}^3) \left( \frac{0.959 \text{ m}^3}{\text{batch}} \right) \left( \frac{4.8 \text{ kJ}}{\text{kgC}} \right) (60 - 30\text{C}) \left( \frac{5,940 \text{ batch}}{\text{year}} \right)$$

$$= 821 \cdot 10^6 \text{ kJ/yr}$$

ค่าความร้อนแฝงของการกลายเป็นไอของไอน้ำอิ่มตัวที่ความดัน 3 บาร์ = 2,163 kJ/kg เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณไอน้ำที่ใช้ต่อปี} &= \left( \frac{821 \cdot 10^6 \text{ kJ} / \text{yr}}{2,163 \text{ kJ} / \text{kg}} \right) \\ &= 379,740 \text{ kg/yr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ราคาพลังงานความร้อนที่ใช้ในการสกัด} &= \left( \frac{379,740 \text{ kg}}{1 \text{ yr}} \right) \left( \frac{500 \text{ baht}}{1000 \text{ kg}} \right) \\ &= 189,900 \text{ บาท} \end{aligned}$$

### ขั้นตอนที่ 4 หาค่าน้ำหล่อเย็นที่ใช้ในการลดอุณหภูมิถังสกัดต่อปี

ในที่นี้กำหนดให้อุณหภูมิขาออกของสารสกัดมีค่าเท่ากับ 30 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิขาออกของน้ำหล่อเย็นหลังจากแลกเปลี่ยนความร้อน มีค่าเท่ากับ 40 องศาเซลเซียส

ปริมาณพลังงานความร้อนที่ถ่ายเทให้แก่ น้ำหล่อเย็น

$$\begin{aligned} &= (1,002 \text{ kg} / \text{m}^3) \left( \frac{0.959 \text{ m}^3}{\text{batch}} \right) (4.8 \text{ kJ} / \text{kgC}) (60 - 30\text{C}) \left( \frac{5,280 \text{ batch}}{\text{year}} \right) \\ &= 821 \cdot 10^6 \text{ kJ/yr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณน้ำหล่อเย็นที่ใช้ต่อปี} &= \frac{821 \cdot 10^6 \text{ kJ / yr}}{(4.8 \text{ kJ / kgC})(40 - 30\text{C})} * \frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ kg}} \\ &= 17,110 \text{ m}^3/\text{yr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ราคาน้ำหล่อเย็นต่อปี} &= (17,110 \text{ m}^3 / \text{yr}) \left( \frac{7 \text{ baht}}{1 \text{ m}^3} \right) \\ &= 119,800 \text{ บาท} \end{aligned}$$

ขั้นตอนที่ 5 หาความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ในสารสกัด

ค่าร้อยละการสกัดมีความสัมพันธ์กับน้ำหนักสารเคอร์คูมินอยด์ที่สกัดได้และ น้ำหนักสารเคอร์คูมินอยด์เริ่มต้นในวัตถุดิบ ดังสมการด้านล่าง

$$\text{ค่าร้อยละการสกัด} = \left( \frac{\text{นน.สารเคอร์คูมินอยด์ที่สกัดได้}}{\text{นน.สารเคอร์คูมินอยด์เริ่มต้นในวัตถุดิบ}} \right) * 100$$

เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ปริมาณสารเคอร์คูมินอยด์ที่สกัดได้} &= \left( \frac{6.39 \text{ kg}}{\text{batch}} \right) (0.0415) \left( \frac{80}{100} \right) \\ &= 0.212 \text{ kg/batch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์} &= \frac{\text{นน.สารเคอร์คูมินอยด์ที่สกัดได้}}{\text{นน.ของสารสกัด}} \\ &= \frac{0.212}{[0.212 + 1000 * 0.959]} * 10^6 \\ &= 221 \text{ ppm} \end{aligned}$$

ตารางที่ ค-1 แสดงราคาของถังสกัดพร้อมทั้งราคาพลังงานที่ใช้ในสกัดต่อปี

	ราคา (บาท)
ราคาถังสกัด T102	847,700
ราคาพลังงานที่ใช้ในการปั่นกววนต่อปี	1,100
ราคาไอน้ำที่ใช้ให้ความร้อนที่ต่อปี	379,740
ราคาน้ำหล่อเย็นที่ใช้ต่อปี	119,800

## 2. ถังเตรียมตัวทำละลาย T101 (Solvent preparation tank)

ขั้นตอนที่ 1 หาขนาดของถังเตรียมตัวทำละลาย ( $V_{\text{ถังเตรียม}}$ )

ในที่นี้กำหนดให้ปริมาตรของตัวทำละลายในถังเตรียมมีค่า เท่ากับ 1.1 เท่าของปริมาตรตัวทำละลายในถังสกัด ทั้งนี้เพื่อให้มีของเหลวเหลืออยู่ในถัง หลังจากทำการป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัด และกำหนดให้ของเหลวในถัง (H) มีค่าเท่ากับ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถัง (D) เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} V_{\text{Solvent Preparation Tank}} &= 1.1 V_{\text{Extracting Tank}} \\ &= 1.1 * (0.959 \text{ m}^3 / \text{batch}) \\ &= 1.05 \text{ m}^3 / \text{batch} \end{aligned}$$

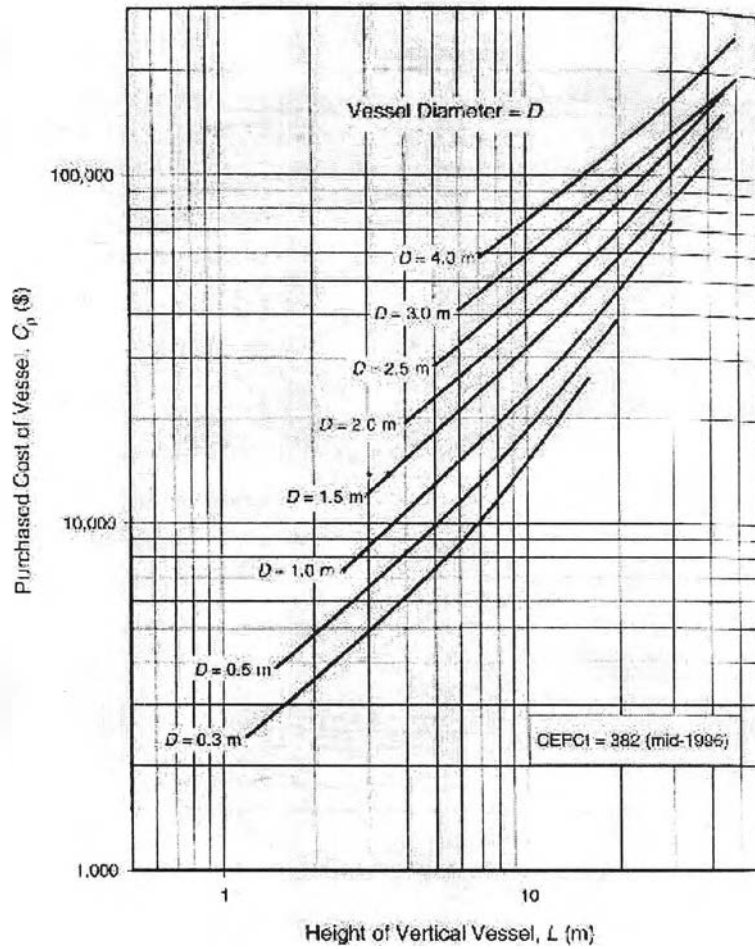
$$\begin{aligned} D_{\text{Solvent Preparation Tank}} &= \sqrt[3]{\frac{4 * V_{\text{Extracting Tank}}}{\pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{4 * 1.05}{\pi}} \\ &= 1.13 \text{ m} \end{aligned}$$

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-3 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างขนาดและราคาของถังแนวตั้ง ในปี ค.ศ. 1996 (เลขดัชนีราคา = 382) จึงเลือกถังที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 1 เมตร ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่คำนวณได้ และมีค่าความสูงของถังเท่ากับ 2.5 เมตร (เป็นค่าความสูงต่ำสุดของถัง) เป็นถังที่ใช้สำหรับเตรียมตัวทำละลาย

$$\begin{aligned} \text{เพราะฉะนั้น} \quad \text{ระดับของเหลวในถัง (H)} &= \frac{1.05 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} * (1^2) \text{ m}^2} \\ &= 1.34 \text{ m} \end{aligned}$$

จากผลการคำนวณข้างต้นพบว่า ระดับของเหลวในถังมีค่าต่ำกว่าค่าความสูงของถัง (2.5 เมตร)

$$\begin{aligned} \text{ราคาของถังเตรียมตัวทำละลาย ในปี ค.ศ. 2001} &= (7,000\$) \left( \frac{45 \text{ baht}}{1\$} \right) \left( \frac{394}{382} \right) * 1.7 \\ &= 552,000 \quad \text{บาท} \end{aligned}$$



รูป ค-5 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างราคาและขนาดของถังแนวตั้ง

ถังเตรียมตัวทำละลายมีการดำเนินงานแบบกะ (batch operation) โดยทำการเตรียมตัวทำละลายให้มีปริมาตรเท่ากับ ปริมาตรของตัวทำละลายในถังสกัด ( $0.908 \text{ m}^3/\text{batch}$ ) และมีค่าความเข้มข้นของสารทวิน 80 ในตัวทำละลายเท่ากับ 0.5 % โดยน้ำหนัก สำหรับเหตุผลที่ไม่เตรียมตัวทำละลายให้มีค่าเข้มข้นของสารทวิน 80 เท่ากับ 3 % โดยน้ำหนัก ซึ่งเป็นค่าที่เหมาะสมที่ได้จากการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการ เนื่องจาก ต้องใช้ปริมาณของสารทวิน 80 ในการเตรียมตัวทำละลายสูงถึง 72,000 กิโลกรัมต่อปี ซึ่งคิดเป็นราคาประมาณ 5,420,000 บาท (63 % ของราคาขายต่อปี) สำหรับวิธีการคำนวณหาปริมาณสารทวิน 80 ที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลายที่ค่าความเข้มข้น 3 % โดยน้ำหนักนั้น เหมือนกันกับวิธีการที่กล่าวมาแล้วข้างต้นโดยให้เริ่มต้นทำการคำนวณใหม่ตั้งแต่ขั้นตอนการหาขนาดถังสกัด T101 และเปลี่ยนค่าร้อยละการสกัด เป็น 99.6 %

เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned}\rho_{\text{ตัวทำละลาย}} &= X_{\text{Tween 80}} * \rho_{\text{Tween 80}} + X_{\text{H}_2\text{O}} * \rho_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= (0.005)(1,070) + (0.995)(1,000) \\ &= 1,002 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

ปริมาณของสารทวิน 80 ที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลาย

$$\begin{aligned}&= \left( \frac{0.959 \text{ m}^3}{\text{batch}} \right) \left( \frac{1,000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} \right) (0.005) \left( \frac{1 \text{ m}^3_{\text{Tween' 80}}}{1,070 \text{ kg}_{\text{Tween' 80}}} \right) \left( \frac{1,000 \text{ lite}}{1 \text{ m}^3} \right) \\ &= 4.48 \text{ lite/batch} \quad (4.79 \text{ kg/batch})\end{aligned}$$

ราคาของสารทวิน 80 ที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลาย

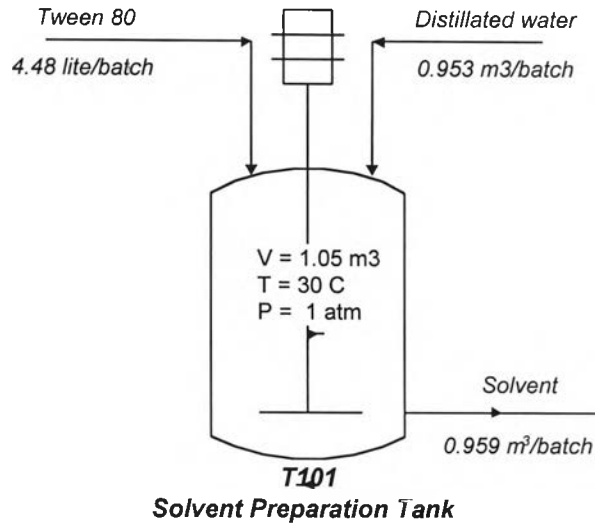
$$\begin{aligned}&= \left( \frac{4.79 \text{ kg}}{\text{batch}} \right) \left( \frac{5,940 \text{ batch}}{1 \text{ year}} \right) \left( \frac{16,000 \text{ baht}}{200 \text{ kg}} \right) \\ &= 2,277,000 \text{ บาท}\end{aligned}$$

เนื่องจากน้ำกลั่นที่ใช้ในกระบวนการผลิตถูกเตรียมขึ้นจากการกลั่นน้ำดิบ (process water) โดยเครื่องผลิตน้ำกลั่น ดังนั้นจึงสมมติให้ปริมาตรของน้ำกลั่นที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลาย มีค่าเท่ากับปริมาตรของน้ำดิบที่ใช้เตรียม เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned}\text{ปริมาตรของน้ำดิบที่ใช้ เตรียมตัวทำละลาย} &= \left( \frac{0.959 \text{ m}^3}{\text{batch}} \right) (0.995) \\ &= 0.953 \text{ m}^3/\text{batch}\end{aligned}$$

ราคาของน้ำดิบที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลาย

$$\begin{aligned}&= \left( \frac{0.959 \text{ m}^3}{\text{batch}} \right) \left( \frac{5,940 \text{ batch}}{1 \text{ year}} \right) \left( \frac{16 \text{ baht}}{1 \text{ m}^3} \right) \\ &= 90,600 \text{ บาท}\end{aligned}$$



ขั้นตอนที่ 2 หา impeller pumping capacity (Q)

ค่า impeller pumping capacity มีความสัมพันธ์กับค่าความเร็วมวลสาร(bulk velocity) และพื้นที่หน้าตัดของถังผสม ดังสมการที่ ค-9

$$\text{Pumping Capacity} = \text{Bulk Velocity} * \text{Cross sectional area of tank} \text{ -----(ค-9)}$$

เมื่อพิจารณาตาราง ค-2 ซึ่งแสดงหลักเกณฑ์เบื้องต้นในการเลือกค่า ความเร็วมวลสาร ที่เหมาะสมสำหรับถังผสม [David ,S.D.,1992] พบว่า ค่าความเร็วมวลสาร 0.09 เมตรต่อวินาที เป็นค่าที่เหมาะสมสำหรับการเตรียมตัวทำละลาย เนื่องจากผลต่างของค่าความถ่วงจำเพาะ (S.G.) ของของเหลวทั้ง 2 ชนิด มีค่าเท่ากับ 0.07 และค่าความหนืดของสาร-ทวิน 80 มีค่ามากกว่าค่าความหนืดของน้ำ 425 เท่า

$$Q = (0.09 \text{ m / sec}) \left( \frac{\pi}{4} (1)^2 \right)$$

$$= 0.0706 \text{ m}^3/\text{sec}$$



ตารางที่ ค-2 แสดงเกณฑ์ในการเลือกค่าความเร็วมวลสารที่เหมาะสมสำหรับถังผสม

Bulk velocity, ft/s (m/s)	Description
0.1 (0.03) ↓ 0.2 (0.06)	<p>Bulk velocities of 0.1 and 0.2 ft/s (0.03 and 0.06 m/s) are characteristic of applications requiring a minimum of liquid motion. Bulk velocity of 0.2 ft/s (0.06 m/s) will</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>● Blend miscible liquids to uniformity if specific gravity differences are less than 0.1</li> <li>● Blend miscible liquids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 100 times that of any other</li> <li>● Establish liquid motion throughout the batch</li> <li>● Produce a flat but moving liquid surface</li> </ul>
0.3 (0.09) ↓ 0.6 (0.18)	<p>Bulk velocities between 0.3 and 0.6 ft/s (0.09 and 0.18 m/s) are characteristic of most agitation used in chemical processes. Bulk velocity of 0.6 ft/s (0.18 m/s) will</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>● Blend miscible liquids to uniformity if the specific gravity differences are less than 0.6</li> <li>● Blend miscible liquids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 10,000 times that of any other</li> <li>● Suspend trace solids (&lt;2%) with settling rates of 2 to 4 ft/min (0.01 to 0.02 m/s)</li> <li>● Produce surface rippling at low viscosities</li> </ul>
0.7 (0.21) ↓ 1.0 (0.30)	<p>Bulk velocities between 0.7 and 1.0 ft/s (0.21 and 0.30 m/s) are characteristic of applications requiring a high degree of agitation, such as critical reactors. Bulk velocity of 1.0 ft/s (0.30 m/s) will</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>● Blend miscible liquids to uniformity if the specific gravity differences are less than 1.0</li> <li>● Blend miscible liquids to uniformity if the viscosity of the most viscous is less than 100,000 times that of any other</li> <li>● Suspend trace solids (&lt;2%) with settling rates of 4 to 6 ft/min (0.02 to 0.03 m/s)</li> <li>● Produce surging surface at low viscosities</li> </ul>

ขั้นตอนที่ 3 หาค่าความเร็วรอบการปั่นกวน (N)

ในที่นี้กำหนดให้อัตราส่วนระหว่างขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางใบพัดต่อถัง (d/D) มีค่าเท่ากับ 1/3

เพราะฉะนั้น

$$d_{\text{ใบพัด}} = \frac{1}{3} * (1.0) = 0.33 \text{ เมตร}$$

ค่าความเข้มข้นของสารทวิน 80 ในตัวทำละลาย มีค่าเท่ากับ 0.5 % โดยน้ำหนัก ซึ่งคิดเป็นสัดส่วนโดยน้ำหนัก (mass fraction) เท่ากับ 0.005 เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \rho_{\text{สารผสม}} &= (0.995)(1,000) + (0.005)(1,070) \\ &= 1,000 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{สารผสม}} &= (0.995)(0.001) + (0.005)(0.425) \\ &= 0.00312 \text{ kg/m}^*\text{sec} \end{aligned}$$

ในที่นี้สมมุติให้ค่าความเร็วรอบเริ่มต้นในการคำนวณ ( $N_{\text{int}}$ ) มีค่าเท่ากับ 100 รอบต่อนาที

$$\text{Re} = \left( \frac{\rho N D^2}{\mu} \right)$$

$$Re = \left( \frac{(1,000 \text{ kg} / \text{m}^3) (100 / 60 \text{ rps}) (0.033 \text{ m}^2)}{0.0312 \text{ kg} / \text{m} * \text{sec}} \right)$$

$$= 59,375$$

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-4 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re) กับ ปัมป์นัมเบอร์ (pumping number : $N_Q$ ) พบว่า ที่  $Re = 59,375$  และ  $D/T = 0.33$   $N_Q = 0.74$  นำค่า  $N_Q$  ที่ได้แทนค่าลงในสมการที่ ค-10 เพื่อคำนวณหาค่าความเร็วรอบการป้อนวนค่าใหม่ ( $N_{cal}$ )

$$N_{cal} = \frac{Q}{N_Q D^3} \text{ ----- (ค-10)}$$

$$= \left( \frac{0.071 \frac{\text{m}^3}{\text{sec}}}{0.74 * (0.33 \text{ m})^3} \right) * 60$$

$$= 154.54 \text{ rpm}$$

เนื่องจาก พบว่า ค่าความเร็วที่คำนวณได้ ( $N_{cal}$ ) มีค่าไม่เท่ากับ ค่าความเร็วรอบที่สมมุติเริ่มต้น จึงทำการคำนวณใหม่เพื่อหาค่าความเร็วรอบที่เหมาะสม โดยสมมุติค่าความเร็วรอบเริ่มต้นให้มีค่าเท่ากับ  $N_{cal}$  แทนค่าดังกล่าวลงในสมการที่ ค-2 เพื่อคำนวณค่า Re ค่าใหม่ ทำการคำนวณจนกระทั่ง ค่าความเร็วรอบที่คำนวณได้มีค่าใกล้เคียงกันกับค่าความเร็วรอบเริ่มต้นที่สมมุติไว้ ผลการคำนวณแสดงไว้ในตารางด้านล่าง

จำนวนรอบการคำนวณ	Re	$N_Q$	Ncal
1	59,400	0.74	154.54
2	91,900	0.74	154.54

ขั้นตอนที่ 3 หากำลังงานของเครื่องปั่นกวน (agitator) ที่ใช้สำหรับถังเตรียมตัวทำละลาย

ในที่นี้เลือกความเร็วรอบมาตรฐาน (standard speed) 155 รอบต่อนาที ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับค่าความเร็วรอบที่คำนวณได้ เป็นค่าความเร็วรอบที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลาย [ค่าความเร็วรอบมาตรฐานสำหรับเครื่องปั่นกวน มีค่าเท่ากับ 230, 190, 155, 125, 100, 84, 68, 56, 45 และ 37 รอบต่อนาที] และเลือกใบกวนแบบ 6 ใบพัด (6-blade disc turbine) ซึ่งทำให้เกิดการผสมในแนวรัศมี (radial flow) เป็นใบกวนสำหรับถังเตรียมตัวทำละลาย

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \left( \frac{\rho N D^2}{\mu} \right) \\ &= \left( \frac{(1,000 \text{ kg / m}^3) \left( \frac{155}{60} \text{ rps} \right) (0.33 \text{ m})^2}{0.00312 \text{ kg / m} \cdot \text{sec}} \right) \\ &= 92,000 \end{aligned}$$

เมื่อพิจารณา รูปที่ ค-4 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re) กับค่าเพาเวอร์ นัมเบอร์ (Np) สำหรับใบกวนรูปแบบต่าง ๆ พบว่า ค่าเพาเวอร์นัมเบอร์ สำหรับใบกวนแบบ- 6 ใบพัด ที่ Re = 92,000 มีค่าเท่ากับ 5.0 เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{กำลังงานของเครื่องปั่นกวนในทางทฤษฎี (P)} &= N_p \rho N^3 D^5 \\ &= (5.0) (1,000 \text{ kg / m}^3) \left( \frac{155}{60} \text{ rps} \right)^3 (0.33 \text{ m})^5 \\ &= 354 \text{ Watt} \end{aligned}$$

กำหนดให้ประสิทธิภาพของเครื่องปั่นกวนมีค่าเท่ากับ 70 %

$$\text{กำลังงานของเครื่องปั่นกวน} = \frac{354 \text{ watt}}{0.70} = 420 \text{ Watt (0.56 hp)}$$

เมื่อพิจารณาดาวงที่ ค-3 ซึ่งแสดงเกณฑ์ในการเลือกจำนวนใบกวน พบว่า จำนวนใบกวนเท่ากับ 1 ใบ เป็นจำนวนที่เหมาะสมสำหรับถังเตรียมตัวทำละลาย เนื่องจากตัวทำละลายมีค่าความหนืดต่ำกว่า 25,000 Pa\*s และมีอัตราส่วนระหว่างระดับของของเหลวต่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง (H/D) ต่ำกว่า 1.4 ดังนั้นจึงเลือกใช้เครื่องปั่นกวนแบบใบกวนเดี่ยว (single impeller) ที่ทำจากเหล็กหล่อ ขนาดกำลัง 0.75 hp เป็นเครื่องกวนสำหรับถังเตรียม

ตัวทำละลาย และเมื่อพิจารณาตารางที่ ค-4 ซึ่งแสดงสมการความสัมพันธ์ระหว่างราคาและกำลังงานของเครื่องปั่นกวน (agitator) ในปี ค.ศ.1985 (เลขดัชนีราคา = 325) พบว่า

ราคาเครื่องปั่นกวน ในปี ค.ศ.2000

$$= \exp(8.343 - 0.088 * \ln(1) + 0.1123 * (\ln(1))^2) * \left(\frac{45\text{baht}}{1\$}\right) \frac{394}{325}$$

$$= 250,000 \text{ บาท}$$

เนื่องจากสมการความสัมพันธ์ข้างต้นใช้สำหรับประเมินราคาเครื่องปั่นกวนที่มีกำลังงานต่ำสุดเท่ากับ 1 hp (มากกว่ากำลังงานที่ใช้จริงของเครื่องปั่นกวน) ดังนั้นจึงใช้ค่ากำลังงานดังกล่าวสำหรับประเมินราคาของเครื่องปั่นกวน

ตารางที่ ค-3 แสดงความเกณฑ์เบื้องต้นในการเลือกจำนวนใบพัดสำหรับถังกวน

Viscosity, cP (Pa·s)	Maximum level, Z/T	Number of impellers	Impeller clearance	
			Lower	Upper
<25,000 (<25)	1.4	1	Z/3	—
<25,000 (<25)	2.1	2	T/3	(2/3)Z
>25,000 (>25)	0.8	1	Z/3	—
>25,000 (>25)	1.6	2	T/3	(2/3)Z

ตารางที่ ค-4 แสดงสมการความสัมพันธ์ระหว่างราคาและกำลังงานของเครื่องปั่นกวน ในปี ค.ศ. 1987

.. Agitators

[Meyers and Kime, *Chem. Eng.*, 109-112 (27 Sep. 1976)]

$$C = \exp[a + b \ln HP + c(\ln HP)^2] \text{ K\$}, \quad 1 < HP < 400$$

		Single Impeller			Dual Impeller		
		Speed 1	2	3	1	2	3
Carbon steel	a	8.57	8.43	8.31	8.80	8.50	8.43
	b	0.1195	-0.0880	-0.1368	0.1603	0.0257	-0.1981
	c	0.0819	0.1123	0.1015	0.0659	0.0878	0.1239
Type 316	a	8.82	8.55	8.52	9.25	8.82	8.72
	b	0.2474	0.0308	-0.1802	0.2801	0.1235	-0.1225
	c	0.0654	0.0943	0.1158	0.0542	0.0818	0.1075

Speeds 1: 30, 37, and 45 rpm

2: 56, 68, 84, and 100 rpm

3: 125, 155, 190, and 230 rpm

ขั้นตอนที่ 4 หาเวลาการผสม (time required for uniform blending:  $t_b$ ) และราคาพลังงานที่ใช้สำหรับการปั่นกวน

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-6 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re) กับ ปัจจัยเวลาการผสม (mixing time factor:  $f_t$ ) [McCabe W.L.,1985] พบว่า ที่  $Re = 92,000$  ปัจจัยเวลาการผสม มีค่าเท่ากับ 6.7

$$f_t = n t_T \left( \frac{Da}{Dt} \right)^2 \left( \frac{Dt}{H} \right)^{1/2} \left( \frac{g}{n^2 Da} \right) = 6.7$$

เมื่อ  $Da$  = ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของใบพัด

$Dt$  = ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถังผสม

$H$  = ระดับของของเหลวในถังผสม

$N$  = ค่าความเร็วรอบการปั่นกวน

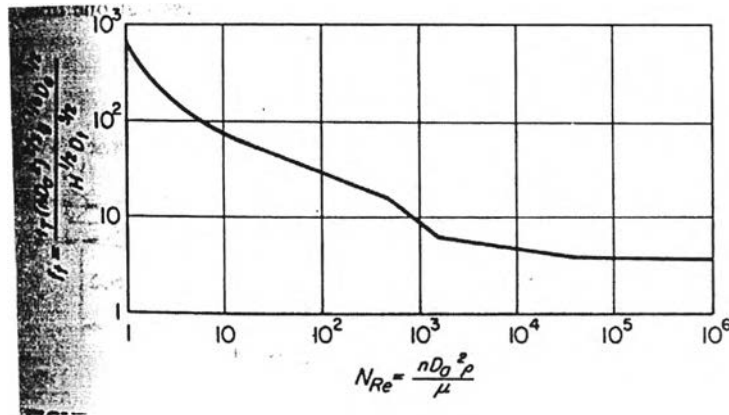
สำหรับถังเตรียมตัวทำลาย

$$\left( \frac{Da}{Dt} \right) = 1/3 \quad , \quad \left( \frac{Dt}{H} \right) = 1/1.34 \quad \text{และ} \quad \left( \frac{g}{n^2 Da} \right) = 1 \quad \text{เนื่องจากสารในถัง มี}$$

ลักษณะการไหลแบบปั่นป่วน

เพราะฉะนั้น

$$t_T = \frac{6.7 * 3^2 * 1.34^{0.5}}{(155/60)} = 27 \quad \text{min}$$



รูปที่ ค-6 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ กับปัจจัยการผสมสำหรับการผสมของเหลวซึ่งเข้ากันได้ ใน turbine-agitated baffled vessel

เนื่องจากในช่วงแรกของการดำเนินงาน (start-up) มอเตอร์จะใช้ปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงกว่าการดำเนินงานในสภาวะปกติ จากการทดลองวัดปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ใช้ในช่วงเวลาดังกล่าวสำหรับมอเตอร์ขนาด 0.25 แรงม้า พบว่า มอเตอร์จะใช้ปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงสุด ( $I_{rms}$ ) ประมาณ 14 แอมแปร์ โดยใช้ระยะเวลาประมาณ 1 นาที กว่ากระแสไฟฟ้าจะมีค่าคงที่ เนื่องจากปริมาณกระแสไฟฟ้าในช่วงเวลาดังกล่าวมีค่าไม่คงที่ ในที่นี้จึงทำการประเมินราคาพลังงานที่ใช้ในช่วงเวลาดังกล่าวให้มีค่าสูงกว่าความเป็นจริง (over estimate) จากปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงสุดที่ใช้

ราคาพลังงานที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลาย

$$(0.378.kW) * \left( \frac{27 \text{ min} * \frac{1hr}{60 \text{ min}}}{batch} \right) (5,940batch) \left( \frac{3baht}{kW-hr} \right) + \left( \frac{14A * 220V}{1,000} \right) \left( \frac{1}{60} hr \right) (5,940batch) \left( \frac{3baht}{kW-hr} \right)$$

$$= 5,400 \text{ บาทต่อปี}$$

ตารางที่ ค-5 สรุปราคาของถังเตรียมตัวทำละลาย ราคาเครื่องปั่นกวน พร้อมทั้งราคา พลังงานที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลายต่อปี

	ราคา (บาท)
ถังเตรียมตัวทำละลาย	552,300
เครื่องปั่นกวน	250,000
พลังงานที่ใช้ในการปั่นกวนต่อปี	5,400

### 3 ถังพัก T103 (Dump tank)

สารสกัดจากถังสกัด T102 จะถูกปั๊มเข้ามายังถังพัก T103 เพื่อพักสารก่อนถูกส่งต่อไปยังถังผสม T104 จากผลการคำนวณในส่วนของถังสกัด พบว่า ระยะเวลา 1 วัรอบการผลิตสำหรับถังสกัด มีค่าเท่ากับ 80 นาที ดังนั้น ใน 1 วัน สามารถดำเนินการผลิตสารเคอร์คูมินอยด์จากผงขมิ้นชัน ได้ 18 กะ ในที่นี้จึงกำหนดให้ขนาดถังพักให้สามารถรองรับปริมาณสารสกัดได้ 4 กะ เมื่อทำการปั๊มสารสกัดจนครบทั้ง 4 ครั้ง สารสกัดทั้งหมดจะถูกปั๊มเข้าไปยังถังผสม และกำหนดให้มีช่องไหลเหลืออยู่ในถังพักหลังทำการปั๊มสารสกัดเข้าถังผสมเท่ากับ 1 ใน 10 ของปริมาตรสารสกัดในถัง ดังนั้นในครั้งแรกของการผลิตหลังจากทำความสะอาดอุปกรณ์ จะทำการปั๊มสารสกัดเข้าถังผสมให้เหลือ ปริมาตรของเหลวในถังพัก เท่ากับ 1 ใน 10 ของปริมาตรของสารสกัดในถัง

เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned}\text{ปริมาตรของสารสกัดในถังพัก (V)} &= 1.1 * [4 * (0.910m^3)] \\ &= 4.01 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถังพัก} &= \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{4 * 4.01}{\pi}} \\ &= 1.72 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ปริมาตรสารสกัดที่เหลืออยู่ในถังพัก} &= (0.1)(4.01m^3) \\ \text{หลังทำการปั๊มสารสกัดเข้าถังผสม} & \\ &= 0.04 \text{ m}^3\end{aligned}$$

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-5 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างขนาดและราคาของถัง ในปี ค.ศ. 1996 (เลขดัชนีราคา = 382) จึงเลือกถังที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 1.5 เมตร ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่คำนวณได้ และมีค่าความสูงของถังเท่ากับ 3.5 เมตร เป็นถังที่ใช้สำหรับพักสาร

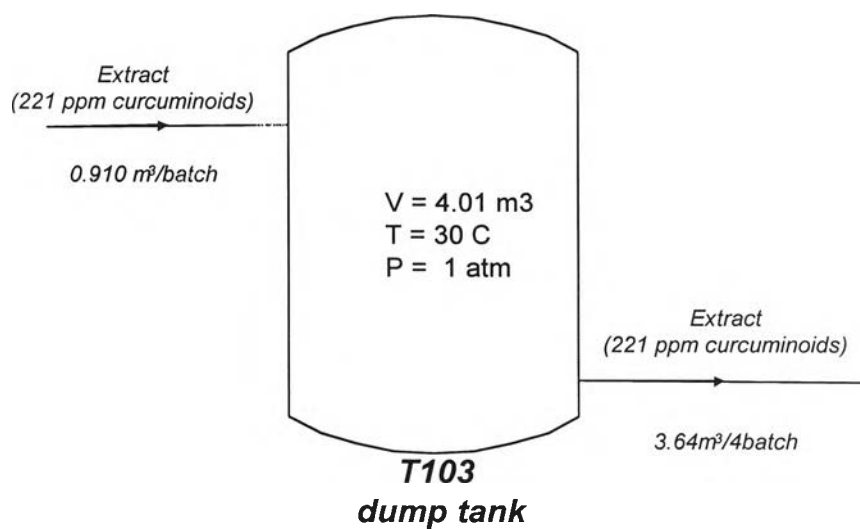
$$\begin{aligned}\text{เพราะฉะนั้น} \quad \text{ระดับของเหลวในถัง (H)} &= \frac{4.01m^3}{\frac{\pi}{4} * (1.5^2)m^2} \\ &= 2.27 \text{ m}\end{aligned}$$

จากผลการคำนวณข้างต้นพบว่า ระดับของเหลวในถังมีค่าต่ำกว่าค่าความสูงของถัง (3.5 เมตร)

เนื่องจากระดับของเหลวในถังพักสูง 2.26 เมตร ดังนั้นจึงกำหนดตำแหน่งบ่อนสารสกัด เข้าถึงอยู่สูงจากก้นถัง 3.0 เมตร และตั้งถังพักให้อยู่สูงจากพื้นดิน 0.5 เมตร

$$\begin{aligned} \text{ราคาของถังพัก} &= (12,000\$) \left( \frac{45 \text{ baht}}{1\$} \right) \left( \frac{394}{382} \right) * 1.7 \\ &= 947,000 \quad \text{บาท} \end{aligned}$$

สรุป





#### 4 ถังผสม T104 (Blend Tank)

ขั้นตอนที่ 1 หาขนาดของถังผสม ( $V_{\text{ถังผสม}}$ )

หลังจากทำการป้อนสารสกัดเข้าถังพักจนครบทั้ง 4 ครั้ง สารสกัดทั้งหมดจะถูกป้อนเข้าถังผสมและเจือจางด้วยน้ำกลั่น เพื่อปรับค่าความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ในสารสกัดจาก 221 ส่วนในล้านส่วน เป็น 200 ส่วนในล้านส่วน ก่อนป้อนเข้าสู่ถังเก็บ T105 เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned}\text{ปริมาตรของสารสกัดที่ป้อนเข้าถังผสม} &= 4 * (0.910 \text{ m}^3) \\ &= 3.64 \text{ m}^3/\text{batch}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{น้ำหนักของสารเคอร์คูมินอยด์ในสารสกัด} &= \frac{221}{10^6} (3.64 \text{ m}^3) (1,000 \text{ kg} / \text{m}^3) \\ &= 0.804 \text{ kg}\end{aligned}$$

ปริมาตรของสารสกัดที่ป้อนเข้าถังผสมหลังปรับความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์

$$\begin{aligned}&= \frac{\left( \frac{0.804}{200} * 10^6 \right) \text{ kg}}{1,000 \text{ kg} / \text{m}^3} \\ &= 4.03 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{ปริมาตรของน้ำที่ใช้} = 4.03 - 3.64 = 0.39 \text{ m}^3$$

ในที่นี้กำหนดให้มีของเหลวเหลืออยู่ในถังผสมหลังทำการป้อนสารสกัดเข้าถังเก็บ T105 เท่ากับ 1 ใน 10 ของปริมาตรสารสกัดในถัง ดังนั้นในครั้งแรกของการผลิตหลังจากทำความสะอาดอุปกรณ์ จะทำการป้อนสารสกัดเข้าถังเก็บให้เหลือปริมาตรของเหลวในถังพัก เท่ากับ 1 ใน 10 ของปริมาตรของสารสกัดในถัง เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned}\text{ปริมาตรของสารสกัดในถังกวนหลังทำการปรับความเข้มข้นของสารเคอร์คูมินอยด์ (V)} &= 4.03 + 0.1 * 4.03 \\ &= 4.43 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถังผสม} &= \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \\
 &= \sqrt[3]{\frac{4 * 4.43}{\pi}} \\
 &= 1.78 \text{ m}
 \end{aligned}$$

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-3 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างขนาดและราคาของถัง ในปี ค.ศ. 1996 (เลขดัชนีราคา = 382) จึงเลือกถังที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง เท่ากับ 1.5 เมตร ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่คำนวณได้ และมีค่าความสูงของถังเท่ากับ 3 เมตร เป็นถังผสม

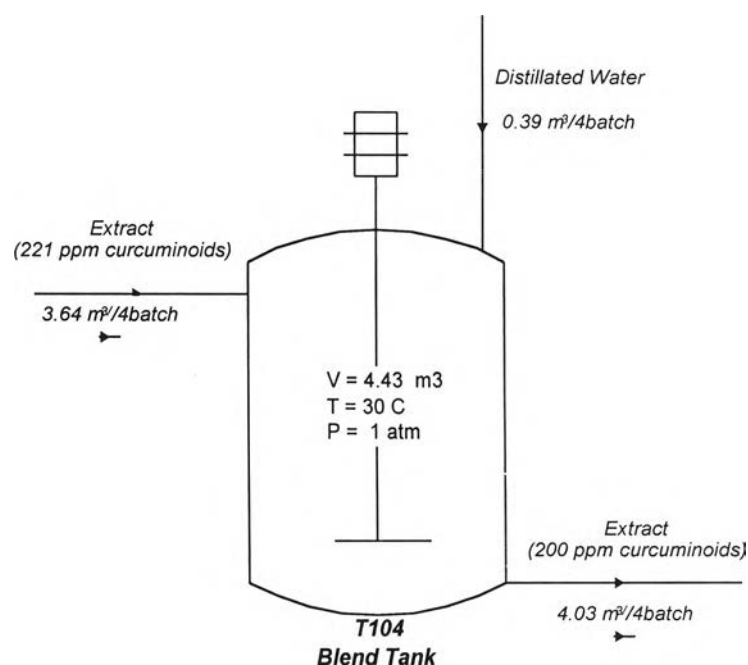
เพราะฉะนั้น ระดับของเหลวในถัง (H) =  $\frac{5.70 \text{ m}^3}{\frac{\pi}{4} * (1.5^2) \text{ m}^2}$

$$= 2.51 \text{ m}$$

ระดับของเหลวในถังผสมต่ำกว่า 3 เมตร

เนื่องจากระดับของเหลวในถังพักสูง 2.51 เมตร ดังนั้นจึงกำหนดตำแหน่งบ่อนสารสกัด เข้าถังอยู่สูงจากก้นถัง 2.8 เมตร และตั้งถังพักให้อยู่สูงจากพื้นดิน 0.5 เมตร

$$\begin{aligned}
 \text{ราคาของถังผสม ในปี ค.ศ. 2001} &= (12,000\$) \left( \frac{45 \text{ baht}}{1\$} \right) \left( \frac{394}{382} \right) * 1.7 \\
 &= 947,000 \text{ บาท}
 \end{aligned}$$



### ขั้นตอนที่ 2 หา impeller pumping capacity (Q)

ค่า impeller pumping capacity มีความสัมพันธ์กับค่าความเร็วมวลสาร(bulk velocity) และพื้นที่หน้าตัดของถังผสม ดังสมการที่ ค-9

$$\text{Pumping Capacity} = \text{Bulk Velocity} * \text{Cross sectional area of tank} \text{ -----(ค-9)}$$

เมื่อพิจารณาตารางที่ ค-2 ซึ่งแสดงหลักเกณฑ์เบื้องต้นในการเลือกค่าความเร็วมวลสาร ที่เหมาะสมสำหรับถังผสม [David ,S.D.,1992] พบว่า ค่าความเร็วมวลสาร 0.06 เมตรต่อวินาที เป็นค่าที่เหมาะสมสำหรับการเตรียมตัวทำละลาย เนื่องจากผลต่างของค่าความถ่วงจำเพาะ (S.G.) ของของเหลวทั้ง 2 ชนิด มีค่าเท่ากับ 0.07 และค่าความหนืดของสารสกัด มีค่ามากกว่า ค่าความหนืดของน้ำ 2 เท่า

$$\begin{aligned} Q &= (0.06 \text{ m/sec}) \left( \frac{\pi}{4} (1.5)^2 \right) \\ &= 0.106 \text{ m}^3/\text{sec} \end{aligned}$$

### ขั้นตอนที่ 3 หาค่าความเร็วรอบการปั่นกวน (N)

ในที่นี้กำหนดให้อัตราส่วนระหว่างขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางใบพัดต่อถัง (d/D) มีค่าเท่ากับ 1/3 เพราะฉะนั้น

$$d_{\text{impeller}} = \frac{1}{3} * (1.5) = 0.50 \text{ เมตร}$$

$$\begin{aligned} \text{ร้อยละโดยน้ำหนักของน้ำที่เติมเข้าถังผสม} &= \frac{0.39/1,000}{0.39/1,000 + 3.64/1,000} * 100 \\ &= 9.6 \% \text{ โดยน้ำหนัก} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{สารผสม}} &= (0.904)(0.001) + (0.0906)(0.00312) \\ &= 0.0029 \text{ kg/m*sec} \end{aligned}$$

ในที่นี้สมมติให้ค่าความเร็วรอบเริ่มต้นในการคำนวณ ( $N_{in}$ ) มีค่าเท่ากับ 100 รอบต่อนาที

$$\text{Re} = \left( \frac{\rho N D^2}{\mu} \right)$$

$$\text{Re} = \left( \frac{(1,000 \text{ kg} / \text{m}^3) \left( \frac{100}{60} \text{ rps} \right) (0.50 \text{ m}^2)}{0.0029 \text{ kg} / \text{m} * \text{sec}} \right)$$

$$= 143,000$$

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-9 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re) กับ บั้มปั๊มนัมเบอร์ (pumping number : $N_Q$ ) พบว่า ที่  $\text{Re} = 143,000$  และ  $D/T = 0.33$   $N_Q = 0.74$  นำค่า  $N_Q$  ซึ่งได้แทนค่าลงในสมการที่ ค-10 เพื่อคำนวณหาค่าความเร็วรอบ-การปั่นกววนค่าใหม่ ( $N_{cal}$ )

$$N_{cal} = \frac{Q}{N_Q D^3} \text{----- (ค-10)}$$

$$= \left( \frac{0.106 \frac{\text{m}^3}{\text{sec}}}{0.74 * (0.50 \text{ m})^3} \right) * 60$$

$$= 68.7 \text{ rpm}$$

เนื่องจาก พบว่า ค่าความเร็วที่คำนวณได้ ( $N_{cal}$ ) มีค่าไม่เท่ากับ ค่าความเร็วรอบที่สมมุติเริ่มต้น จึงทำการคำนวณใหม่เพื่อหาค่าความเร็วรอบที่เหมาะสม โดยสมมุติค่าความเร็วรอบเริ่มต้นให้มีค่าเท่ากับ  $N_{cal}$  แทนค่าดังกล่าวลงในสมการที่ ค-2 เพื่อคำนวณค่า Re ค่าใหม่ ทำการคำนวณจนกระทั่ง ค่าความเร็วรอบที่คำนวณได้มีค่าใกล้เคียงกันกับค่าความเร็วรอบเริ่มต้นที่สมมุติไว้ ผลการคำนวณแสดงไว้ในตารางด้านล่าง

จำนวนรอบการคำนวณ	Re	$N_Q$	Ncal
1	143,000	0.74	68.7
2	98,700	0.74	68.7

ขั้นตอนที่ 3 หากำลังงานของเครื่องปั่นกวน (agitator) ที่ใช้สำหรับถังผสม

ในที่นี้เลือกความเร็วรอบมาตรฐาน (standard speed) 68 รอบต่อนาที ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับค่าความเร็วรอบที่คำนวณได้ เป็นค่าความเร็วรอบที่ใช้ในการเตรียมตัวทำละลาย [ค่าความเร็วรอบมาตรฐานสำหรับเครื่องปั่นกวน มีค่าเท่ากับ 230, 190, 155, 125, 100, 84, 68, 56, 45 และ 37 รอบต่อนาที] และเลือกใบกวนแบบ 6 ใบพัด (6-blade disc turbine) ซึ่งทำให้เกิดการผสมในแนวรัศมี (radial flow) เป็นใบกวนสำหรับถังผสม

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \left( \frac{\rho N D^2}{\mu} \right) \\ &= \left( \frac{(1,000 \text{ kg/m}^3) \left( \frac{68}{60} \text{ rps} \right) (0.50 \text{ m})^2}{0.0029 \text{ kg/m} \cdot \text{sec}} \right) \\ &= 97,200 \end{aligned}$$

เมื่อพิจารณา รูปที่ ค-4 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re) กับ ค่าเพาเวอร์นัมเบอร์ (Np) สำหรับใบกวนรูปแบบต่าง ๆ พบว่า ค่าเพาเวอร์นัมเบอร์ สำหรับใบกวนแบบ-6 ใบพัด ที่  $\text{Re} = 97,200$  มีค่าเท่ากับ 5.0 เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{กำลังงานของเครื่องปั่นกวนในทางทฤษฎี (P)} &= N_p \rho N^3 D^5 \\ &= (5.0) (1,000 \text{ kg/m}^3) \left( \frac{68}{60} \text{ rps} \right)^3 (0.50 \text{ m})^5 \\ &= 227 \text{ Watt} \end{aligned}$$

กำหนดให้ประสิทธิภาพของเครื่องปั่นกวนมีค่าเท่ากับ 70 %

$$\text{กำลังงานของเครื่องปั่นกวน} = \frac{227 \text{ watt}}{0.70} = 368 \text{ Watt (0.5 hp)}$$

เมื่อพิจารณาตารางที่ ค-3 ในส่วนของการคำนวณถึงเตรียมตัวทำละลาย ซึ่งแสดงเกณฑ์ในการเลือกจำนวนใบกวน พบว่า จำนวนใบกวนเท่ากับ 2 ใบ เป็นจำนวนที่เหมาะสมสำหรับถังเตรียมตัวทำละลาย เนื่องจากตัวทำละลายมีค่าความหนืดต่ำกว่า 25,000 Pa\*s และมีอัตราส่วนระหว่างระดับของเหลวต่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง (H/D) มากกว่า 1.4 ดังนั้นจึงเลือกใช้เครื่องปั่นกวนแบบ 2 ใบกวน (dual impeller) ที่ทำจากสแตนเลส ขนาดกำลัง

740 watt (1 hp) เป็นเครื่องกววนสำหรับถังผสม และเมื่อพิจารณาตารางที่ ค-4 ในส่วนของการคำนวณถังเตรียมตัวทำละลาย ซึ่งแสดงสมการความสัมพันธ์ระหว่างราคาและกำลังงานของเครื่องปั่นกววน (agitator) ในปี ค.ศ.1985 (เลขดัชนีราคา = 325) พบว่า

$$\begin{aligned} & \text{ราคาเครื่องปั่นกววน ในปี ค.ศ.2000} \\ & = \exp(8.82 + 0.1235 * \ln(1) + 0.0818 * (\ln(1))^2) * \left(\frac{45\text{baht}}{1\$}\right) \frac{394}{325} \\ & = 369,200 \text{ บาท} \end{aligned}$$

หมายเหตุ เนื่องจากกำลังงานต่ำสุดของมอเตอร์ที่ใช้ในสมการการคำนวณราคาเครื่องปั่นกววนมีค่าเท่ากับ 1 hp ดังนั้นจึงสมมุติให้ค่ากำลังงานมอเตอร์ที่ใช้ในสมการดังกล่าวมีค่าเท่ากับ 1 hp

ขั้นตอนที่ 4 หาเวลาการผสม (time required for uniform blending:  $t_b$ ) และราคาพลังงานที่ใช้สำหรับการปั่นกววน

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-5 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่าเรย์โนลด์นัมเบอร์ (Re) กับ ปัจจัยเวลาการผสม (mixing time factor:  $f_t$ ) [McCabe W.L.,1985] พบว่า ที่  $Re = 92,000$  ปัจจัยเวลาการผสม มีค่าเท่ากับ 6.7

$$f_t = nt_T \left(\frac{Da}{Dt}\right)^2 \left(\frac{Dt}{H}\right)^{1/2} \left(\frac{g}{n^2 Da}\right) = 6.7$$

เมื่อ  $Da$  = ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของใบพัด

$Dt$  = ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถังผสม

$H$  = ระดับของของเหลวในถังผสม

$N$  = ค่าความเร็วรอบการปั่นกววน

สำหรับถังเตรียมตัวทำละลาย

$$\left(\frac{Da}{Dt}\right) = 1/3 \quad , \quad \left(\frac{Dt}{H}\right) = 1.5/2.52 \quad \text{และ} \quad \left(\frac{g}{n^2 Da}\right) = 1 \quad \text{เนื่องจากสารในถัง}$$

มีลักษณะการไหลแบบปั่นป่วน

$$\text{เพราะฉะนั้น} \quad t_T = \frac{6.7 * 3^2 * \left(\frac{2.52}{1.5}\right)^{0.5}}{(68/60)} = 66 \text{ min}$$

เนื่องจากในช่วงแรกของการดำเนินงาน (start-up) มอเตอร์จะใช้ปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงกว่าการดำเนินงานในสภาวะปกติ จากการทดลองวัดปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ใช้ในช่วงเวลาดังกล่าวสำหรับมอเตอร์ขนาด 0.25 แรงม้า พบว่า มอเตอร์จะใช้ปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงสุด ( $I_{rms}$ ) ประมาณ 14 แอมแปร์ โดยให้ระยะเวลาประมาณ 1 นาที กว่ากระแสไฟฟ้าจะมีค่าคงที่ เนื่องจากปริมาณกระแสไฟฟ้าในช่วงเวลาดังกล่าวมีค่าไม่คงที่ ในที่นี้จึงทำการประเมินราคาพลังงานที่ใช้ในช่วงเวลาดังกล่าวให้มีค่าสูงกว่าความเป็นจริง (over estimate) จากปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงสุดที่ใช้

ราคาพลังงานที่ใช้ในการปั่นกวน

$$(0.378.kW) * \left( \frac{66 \text{ min} * \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}}}{\text{batch}} \right) \left( \frac{5,940}{4} \text{ batch} \right) \left( \frac{3 \text{ baht}}{kW - \text{hr}} \right) + \left( \frac{14A * 220V}{1,000} \right) \left( \frac{1}{60} \text{ hr} \right) \left( \frac{5,940}{4} \text{ batch} \right) \left( \frac{3 \text{ baht}}{kW - \text{hr}} \right)$$

$$= 2,100 \text{ บาทต่อปี}$$

ตารางที่ ค-5 สรุปราคาของถังผสม ราคาเครื่องปั่นกวน พร้อมทั้งราคาพลังงานที่ใช้ในการปั่นกวนต่อปี

	ราคา (บาท)
ถังผสม	946,800
เครื่องปั่นกวน	369,200
พลังงานที่ใช้ในการปั่นกวนต่อปี	2,100

## 5. ถังเก็บ T105 (Storage Tank)

ในที่นี้ออกแบบถังเก็บให้สามารถรองรับปริมาณสารสกัดได้ 4 วัน โดยจะทำการป้อนผลิตภัณฑ์เข้าถังเก็บเมื่อทำการผลิตสารเคอร์คิวมินอยด์ครบ 4 กะ(batch)

$$\text{จำนวนกะในการดำเนินการผลิต 4 วัน} \left( \frac{4 * 24hr}{\frac{80}{60} hr / batch} \right) = 72 \text{ batch}$$

$$\begin{aligned} \text{ปริมาตรของถังเก็บ} &= \left( \frac{0.404 m^3}{4 \text{ batch}} \right) * 72 \text{ batch} \\ &= 64.5 \text{ m}^3 \text{ (17,000 แกลลอน)} \end{aligned}$$

ในที่นี้กำหนดให้ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถัง มีค่าเท่ากับ ระดับของเหลวในถัง เมื่อทำการป้อนผลิตภัณฑ์เข้าถังเก็บจนครบทั้ง 4 วัน เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง (D)} &= \sqrt[3]{\frac{4 * V}{\pi}} \\ &= \sqrt[3]{\frac{4 * 64.5}{\pi}} \\ &= 4.34 \text{ เมตร} \end{aligned}$$

ดังนั้นจึงเลือกถังเก็บที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเท่ากับ 4.5 เมตร เป็นถังเก็บผลิตภัณฑ์

ระดับของเหลวในถังเก็บเมื่อทำการป้อนผลิตภัณฑ์เข้าถังจนครบทั้ง 4 วัน

$$\begin{aligned} &= \frac{64.5 m^3}{\frac{\pi (4.5)^2}{4}} \\ &= 4.05 \text{ เมตร} \end{aligned}$$

เนื่องจากระดับของเหลวในถังสูง 4.05 เมตร ดังนั้นจึงกำหนดตำแหน่งป้อนผลิตภัณฑ์ อยู่สูงจากก้นถัง 4.5 เมตร



## เครื่องผลิตน้ำกลั่น

จากการตรวจสอบราคาเบื้องต้น พบว่า ราคาเครื่องผลิตน้ำกลั่น ขนาดกำลังการผลิต 0.8 ลบ.ม. ต่อ ชั่วโมง ราคา 180,000 บาท ซึ่งกำลังการผลิตดังกล่าวเพียงพอกับปริมาณน้ำกลั่นที่ต้องใช้สำหรับการเตรียมตัวทำละลาย [0.96 ลบ.ม. ในระยะเวลา 80 นาที] และต้องใช้เครื่องสูบน้ำ ขนาดกำลัง 250 วัตต์ สำหรับจ่ายน้ำดิบเข้าเครื่อง เพราะฉะนั้น

ราคาพลังงานที่ใช้ในการผลิตน้ำกลั่น

$$\begin{aligned} &= (0.25kW) \left( \frac{24hr}{1day} \right) (330days) \left( \frac{3baht}{1kW-hr} \right) \\ &= 5,940 \text{ บาทต่อปี} \end{aligned}$$

ราคาปั้มน้ำ ขนาด 250 วัตต์ = 20,000 บาท

## ชุดอุปกรณ์การกลั่นน้ำมันระเหย

หาราคาไอน้ำที่ใช้ในการสกัดน้ำมันระเหยต่อปี

จากการทดลองในระดับห้องปฏิบัติการพบว่า ปริมาตรของเหลวที่กลั่นตัวหลังจากผ่านเครื่องควบแน่น เมื่อทำการสกัดน้ำมันระเหยจากขมิ้นชันน้ำหนัก 80 กรัม มีค่าเท่ากับ 1.5 ซี.ซี. ต่อ นาที ในที่นี้กำหนดให้ กำลังการผลิตมีค่าเท่ากับ 480 กิโลกรัมต่อครั้งการกลั่น ซึ่งปริมาณผงขมิ้นชันที่เตรียมได้เพียงพอสำหรับใช้ในกระบวนการผลิตสารเคอร์คิวมินอยด์ได้ 4 วัน และสมมุติให้ปริมาตรของเหลวที่กลั่นตัวหลังจากผ่านเครื่องควบแน่น มีค่าแปรผันโดยตรงกับปริมาณผงขมิ้นชันที่ใช้ในการกลั่น

เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{ปริมาตรของเหลวที่กลั่นตัวหลังจากผ่านเครื่องควบแน่น} &= \frac{\left( \frac{480 \text{ kg}}{\text{batch}} \right) \left( \frac{1.5 * 10^{-6} \text{ m}^3}{\text{min}} \right)}{\left( \frac{0.08 \text{ kg}}{\text{batch}} \right)} * \left( \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \right) \\ &= 0.54 \text{ m}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ปริมาณไอน้ำที่ใช้ในการสกัดน้ำมันระเหย} &= \text{ปริมาณของเหลวที่กลั่นตัวได้} \\
 &= (1,000 \text{ kg} / \text{m}^3) (0.54 \text{ m}^3 / \text{hr}) \\
 &= 540 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}$$

ในที่นี้กำหนดให้ระยะเวลาการกลั่นมีค่าเท่ากับ 5 ชั่วโมง และใช้ไอน้ำยิ่งยวดที่ความดัน 3 บาร์ สำหรับสกัดน้ำมันระเหย เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned}
 \text{ราคาไอน้ำที่ใช้ในการสกัดต่อปี} &= \left( \frac{540 \text{ kg}}{\text{hr}} \right) (5 \text{ hr}) \left( \frac{500 \text{ baht}}{1,000 \text{ kg}} \right) \\
 &= 111,400 \text{ บาทต่อปี}
 \end{aligned}$$

#### หาราคาน้ำหล่อเย็นที่ใช้ต่อปี

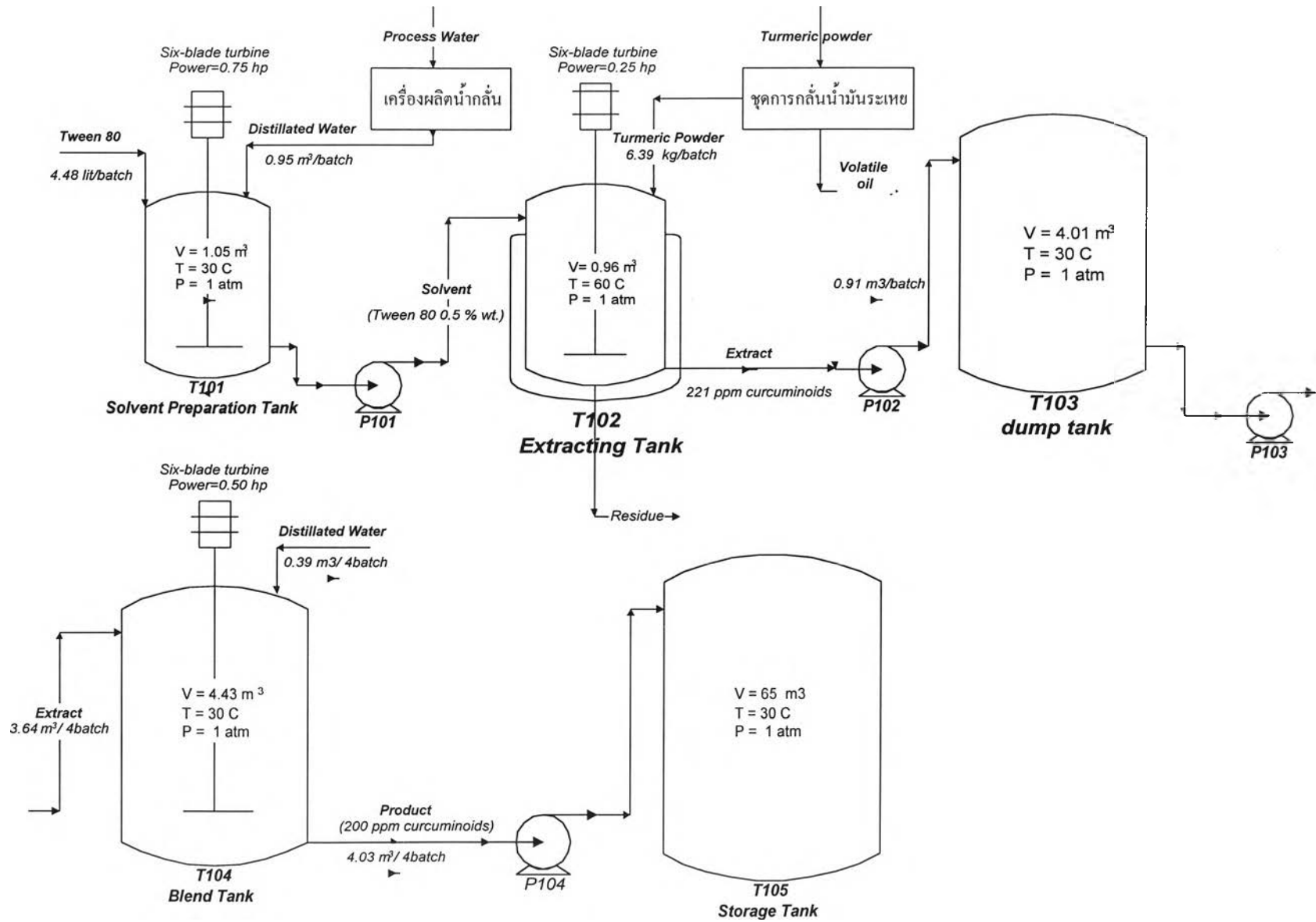
ในที่นี้สมมติให้ไอน้ำที่ผ่านเครื่องควบแน่นเป็นไอน้ำอิ่มตัวที่ความดัน 3 บาร์ ( $H_{\text{vap}}=2,162 \text{ kJ/kg}$ ) และกำหนดให้อุณหภูมิขาออกของของเหลวที่กลั่นตัวได้มีค่าเท่ากับ 30 องศาเซลเซียส และอุณหภูมิขาเข้าและขาออกของน้ำหล่อเย็นมีค่าเท่ากับ 30 และ 40 องศาเซลเซียส ตามลำดับ

สมดุลพลังงานรอบเครื่องควบแน่น

$$\begin{aligned}
 m_{CW} C_P (T_{out} - T_{in})_{CW} &= m_{steam} H_{vap} + m_{steam} C_P (T_{in} - T_{out})_{steam} \\
 m_{CW} \left( \frac{4.8 \text{ kJ}}{\text{kgC}} \right) (40 - 30\text{C}) &= \left( \frac{540 \text{ kg}}{\text{hr}} \right) \left( \frac{2,162 \text{ kJ}}{\text{kg}} \right) + \left( \frac{540 \text{ kg}}{\text{hr}} \right) \left( \frac{4.8 \text{ kJ}}{\text{kgC}} \right) (100 - 30\text{C}) \\
 m_{CW} &= 23.5 * 10^3 \text{ kg} / \text{hr}
 \end{aligned}$$

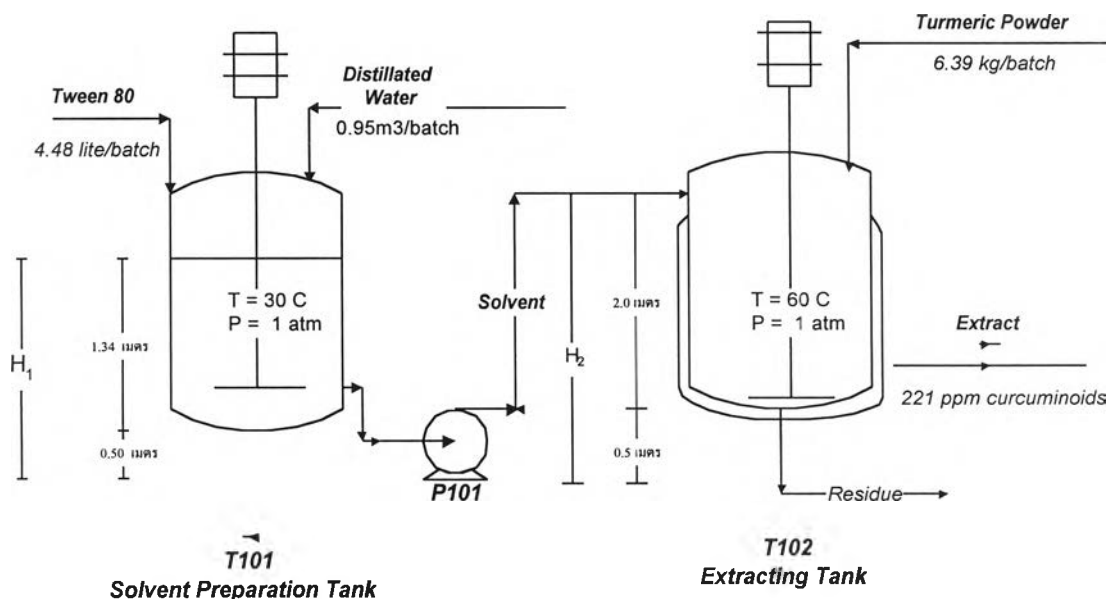
เนื่องจากกำหนดให้ระยะเวลาการสกัดน้ำมันระเหยมีค่าเท่ากับ 5 ชั่วโมง เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned}
 \text{ราคาน้ำหล่อเย็นที่ใช้ต่อปี} &= \left( \frac{23.5 * 10^3 \text{ kg}}{\text{hr}} \right) \left( \frac{5 \text{ hr}}{\text{batch}} \right) \left( \frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ kg}} \right) \left( \frac{7 \text{ baht}}{\text{m}^3} \right) \left( \frac{330 / 4 \text{ batch}}{\text{yr}} \right) \\
 &= 68,000 \text{ บาทต่อปี}
 \end{aligned}$$



รูปที่ 5.1 Process Flow Diagram

## 6. ปุ่ม P101



ขั้นตอนที่ 1 ตรวจสอบระยะเวลาการป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัด ( $t_3$ ) และระบายสารสกัดออกจากถังสกัด ( $t_4$ ) ว่าเหมาะสมหรือไม่

ในส่วนของ การคำนวณขนาดถังสกัด ได้กำหนดให้ ระยะเวลาการป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัด ( $t_3$ ) และระบายสารสกัดออกจากถังสกัด ( $t_4$ ) มีค่าเท่ากัน เท่ากับ 10 นาที เพราะฉะนั้น

$$\begin{aligned} \text{อัตราการป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัด (Q)} &= \frac{\text{ปริมาตรของตัวทำละลายในถังสกัด}}{\text{ระยะเวลาป้อนตัวทำละลาย}} \\ &= \frac{0.958 \text{ m}^3}{10 \text{ min}} \\ &= 0.0958 \text{ m}^3/\text{min} \end{aligned}$$

ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายในท่อที่เหมาะสม (optimum diameter: หน่วย inches) มีความสัมพันธ์กับ อัตราการไหล ( $q_f$ : หน่วย  $\text{ft}^3/\text{s}$ ) ภายในท่อ ดังสมการที่ ค-11 [Timmerhaus, K.D., 1990]

$$D_{i,opt} = 3.9q_f^{0.45} \rho^{0.13} \text{-----} \text{ (ค-11)}$$

เพราะฉะนั้น

ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อที่เหมาะสม

$$\begin{aligned}
 &= 3.9 * \left[ \left( \frac{0.0958 m^3}{\text{min}} \right) \left( \frac{35 \text{ ft}^3}{1 m^3} \right) \right]^{0.45} \left( \frac{62.4 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \right)^{0.14} \\
 &= 1.83 \text{ in}
 \end{aligned}$$

เพราะฉะนั้น จึงเลือกท่อที่มี nominal pipe size 1.5 in ,schedule no. 40 ซึ่งมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน เท่ากับ 1.61 in ใกล้เคียงกับค่าที่คำนวณได้ เป็นท่อสำหรับส่งถ่ายของเหลว

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{\left( \frac{\pi}{4} D_i^2 \right)} \\
 &= \frac{\left( \frac{0.0958 m^3}{\text{min}} \right) \left( \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ sec}} \right)}{\left( \frac{\pi}{4} (1.61/12 * 0.3048)^2 \right) m^2} \\
 &= 1.34 \text{ m/sec}
 \end{aligned}$$

เมื่อพิจารณาตารางที่ ค-6 ซึ่งแสดงค่าความเร็วที่เหมาะสมสำหรับการไหลภายในท่อพบว่า ค่าความเร็วภายในท่อที่คำนวณได้ มีค่าอยู่ในช่วงระหว่าง 3 ถึง 10 ฟุตต่อวินาที (1-3 เมตรต่อวินาที) ซึ่งเป็นค่าความเร็วรอบที่เหมาะสมสำหรับน้ำ ดังนั้น ระยะเวลาการป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัดที่กำหนดขึ้นจึงเป็นระยะเวลาที่เหมาะสม สำหรับการคำนวณเพื่อตรวจสอบว่าระยะเวลาการระบายสารออกจากถังสกัดที่กำหนดขึ้นว่า เหมาะสมหรือไม่ จะให้ผลเช่นเดียวกันกับการคำนวณข้างต้น ซึ่งทำให้สรุปได้ว่า ระยะเวลาที่กำหนดขึ้นเป็นระยะเวลาที่เหมาะสม

ตารางที่ ค-7 แสดงค่าความเร็วที่เหมาะสมสำหรับการไหลภายในท่อสแตนเลส

Turbulent flow			
Type of fluid	Reasonable velocity, ft/s		
Water or fluid similar to water	3-10		
Low-pressure steam (25 psig)	50-100		
High-pressure steam (100 psig and up)	100-200		
Air at ordinary pressures (25-50 psig)	50-100		

The preceding values apply for motor drives. Multiply indicated velocities by 0.6 to give reasonable velocities when steam turbine drives are used.

Viscous flow (liquids)			
Nominal pipe diameter, in.	Reasonable velocity, ft/s		
	$\mu_c \dagger = 50$	$\mu_c = 100$	$\mu_c = 1000$
1	1.5-3	1-2	0.3-0.6
2	2.5-3.5	1.5-2.5	0.5-0.8
4	3.5-5.0	2.5-3.5	0.8-1.2
8		4.0-5.0	1.3-1.8

ขั้นตอนที่ 2 หากำลังงานของปั๊ม (brake horsepower)

สร้างสมการเบอร์นูลลี (Bernoulli's equation) ระหว่างจุด 1 และ จุด 2 ซึ่งเป็นตำแหน่งผิวน้ำของถังเตรียมตัวทำละลาย และ ตำแหน่งป้อนตัวทำละลายเข้าถังสกัด เพื่อคำนวณหา pump head ( $H_p$ )

$$\text{สมการเบอร์นูลลี: } \left[ \frac{P_1}{\rho g} + H_1 + \frac{V_1^2}{2g} \right] + H_p = \left[ \frac{P_2}{\rho g} + H_2 + \frac{V_2^2}{2g} \right] + H_f \text{ ----- (ค-12)}$$

จากรูปข้างต้น

$$- P_1 = P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$- H_f \text{ (Total head losses in pipe line system) } = 0 \text{ : กำหนดให้ไม่คิดพลังงาน}$$

สูญเสียที่เกิดขึ้นเนื่องจากการไหลภายในระบบท่อ

$$- V_1 = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} D^2} = \frac{\left( \frac{0.0958}{60} \text{ m}^3 / \text{sec} \right)}{\left( \frac{\pi}{4} 1^2 \right) \text{ m}^2} = 0.0020 \text{ m} / \text{sec}$$

- ในขณะที่ทำการป้อนตัวทำละลายเข้าสู่ถังสกัด ระดับของเหลวในถังเตรียมตัวทำละลาย จะลดลงเรื่อย ๆ และเมื่อพิจารณาสมการที่ ค-11 พบว่า  $H_p$  จะมีค่าเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ (ต้องใช้กำลังงานสำหรับการปั๊มสารเพิ่มขึ้นเรื่อย ๆ) จนค่า  $H_p$  มีค่าสูงที่สุด เมื่อ ระดับของเหลวในถังอยู่ในระดับต่ำสุด (ป้อนตัวทำละลายเสร็จ) ดังนั้นจะใช้ค่า  $H_1$  ที่ต่ำสุด เพื่อคำนวณหาขนาดของปั๊ม

ปริมาตรตัวทำละลายที่เหลืออยู่ในถังเตรียมตัวทำละลายเมื่อทำการป้อนตัวทำละลายเสร็จ

$$= 1.05 - 0.958 = 0.0958 \text{ m}^3$$

เพราะฉะนั้น

$$H_1 = \frac{0.0958}{\frac{\pi}{4} * 1^2} = 0.122 \text{ m}$$

$$- V_2 = 1.22 \text{ m/sec}$$

$$- H_2 = 2.5 \text{ m} :$$

เนื่องจาก ตำแหน่งที่ป้อนตัวทำละลายเข้าสู่ถังสกัดอยู่สูงจากกันถึง 2 เมตร และกำหนดให้ถังสกัดอยู่สูงจากพื้น 0.5 เมตร เพื่อทำการแยกผงขมิ้นชันออกที่กันถึง

แทนค่าลงในสมการ (ค-11) ได้

$$H_p = (2.5 - 0.122) + \left( \frac{1.22^2 - 0.0020^2}{2 * 9.81} \right)$$

$$= 2.50 \text{ เมตร}$$

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-6 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลของของเหลว (Q) และ pump head ( $H_p$ ) ของเซนตริฟูกัลปั๊ม (centrifugal pump) ชนิดต่าง ๆ พบว่า เซนตริฟูกัลปั๊มแบบขั้นตอนเดียว (single-stage centrifugal pump) เป็นชนิดของปั๊มที่เหมาะสมสำหรับส่งผ่านตัวทำละลายจาก ถังเตรียมตัวทำละลายไปยังถังสกัด

เมื่อพิจารณารูปที่ ค-8 ซึ่งแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ค่า pump head (H) พลังงานที่ใช้สำหรับปั๊ม (SP) กับ อัตราการไหลของสาร (Q) [บริษัท อวากิ(ประเทศไทย) จำกัด] พบว่า เมื่อปั๊มดำเนินการส่งถ่ายของเหลว โดยมีค่า pump head เท่ากับ 2.5 เมตร อัตราการไหลของของเหลวจะมีค่าเท่ากับ 280 ลิตรต่อวินาที แต่เนื่องจากต้องการส่งถ่ายของเหลวที่อัตราการไหลเท่ากับ 95 ลิตรต่อวินาที ดังนั้นจึงต้องทำการติดตั้ง by pass valve เพื่อลดอัตราการไหลของของเหลวเข้าถังสกัด และกำลังงานของปั๊มที่สภาวะการดำเนินงานดังกล่าว มีค่าเท่ากับ 375 วัตต์

ราคาปั๊ม P101 ในปี ค.ศ. 2001 = 30,000 บาท

เนื่องจากช่วงแรกของการดำเนินงาน (start up) มอเตอร์จะใช้ปริมาณกระแสไฟฟ้าสูงกว่าเมื่อดำเนินงานที่สภาวะปกติ จากการทดลองเพื่อหาค่าพลังงานไฟฟ้าที่มอเตอร์ใช้ในช่วงเริ่มดำเนินงาน (มอเตอร์ขนาด 375 วัตต์) พบว่า ปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ใช้ในช่วงดังกล่าวมีค่าเท่ากับ 15 แอมป์ ซึ่งมากกว่าปริมาณกระแสไฟฟ้าที่ใช้เมื่อดำเนินงานที่สภาวะปกติถึงเกือบ 10 เท่า (ประมาณ 1.5 แอมป์) และใช้ระยะเวลาจนปริมาณกระแสไฟฟ้ามีค่าคงที่ประมาณ 1 นาที

ราคาพลังงานที่ใช้ต่อปี

$$= (0.375kW) \left( \frac{10/60hr}{batch} \right) \left( \frac{8,337batch}{year} \right) \left( \frac{3baht}{kW-hr} \right) + \left( \frac{15A * 380V}{1,000} \right) \left( \frac{1}{60} hr \right) (5,490batch)$$

$$= 2,800 \text{ บาทต่อปี}$$



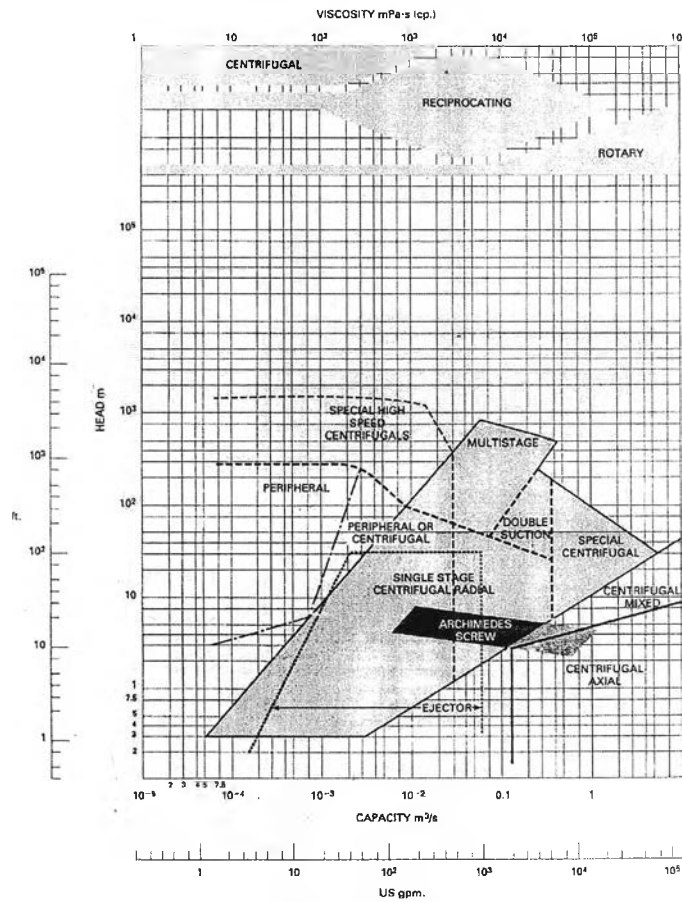
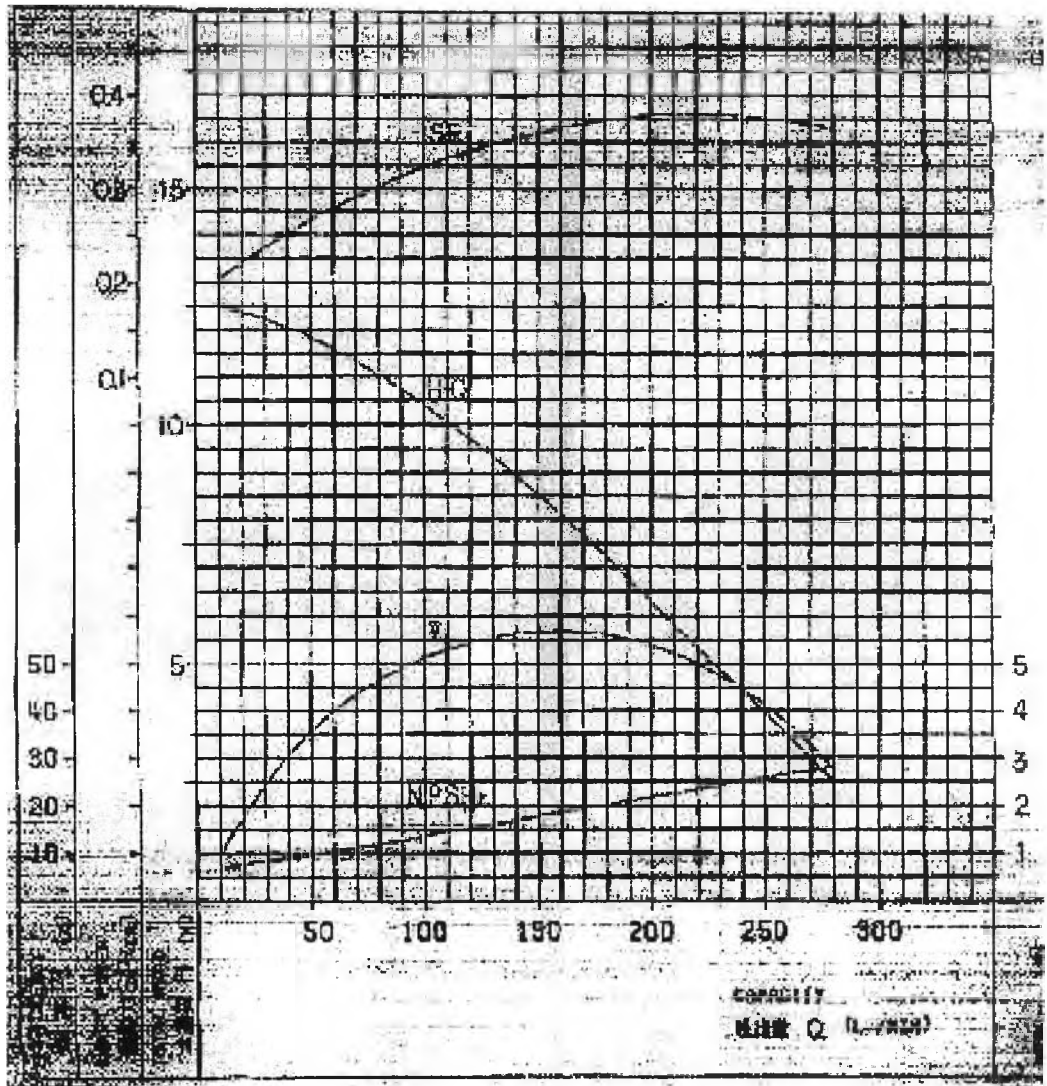


Figure 2-27 General Regions of Applicability for Liquid Pumps. Centrifugal

**รูปที่ ค-7 แสดงขอบเขตทั่วไปของการใช้งานเซนทริฟูกัลปั๊ม**

สำหรับผลการคำนวณหาค่าพลังงาน ชนิดและราคาของปั๊ม P102, P103, P104 พร้อมทั้งราคาพลังงานที่ปั๊มต้องใช้ในระยะเวลา 1 ปี สรุปไว้ในตารางที่ ค-9 ทั้งนี้อาศัยข้อมูลจากตารางที่ ค-8 ประกอบการคำนวณ ซึ่งข้อมูลดังกล่าวได้จากผลการคำนวณในส่วนของการหาขนาดอุปกรณ์หลักที่ใช้ในกระบวนการผลิต ซึ่งได้กล่าวถึงไปแล้วในตอนต้น



รูปที่ ค-8 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า ความสูงและกำลังงานของปั๊ม กับอัตราการไหลของสาร  
สำหรับปั๊มแบบเซนตริฟูกัล

ตารางที่ ค-8 แสดงระดับของของเหลวในอุปกรณ์หลัก และตำแหน่งที่ป้อนสารเข้าสู่อุปกรณ์หลัก เพื่อใช้เป็นข้อมูลสำหรับการคำนวณ กำลังงาน ชนิดและราคาของปั๊ม P102 P103 และ P104

P102	ปริมาตรสารสกัดที่ป้อนเข้าถังพัก T103 ระยะเวลาป้อนสารเข้าถังพัก T103 ตำแหน่งป้อนสารสกัดเข้าถังพัก T103 ระดับของเหลวในถังสกัด T102	0.910 ลบ.ม. 10 นาที 3.0 เมตร จากก้นถัง 1.22 เมตร
P103	ปริมาตรสารสกัดที่ป้อนเข้าถังผสม T104 ระยะเวลาป้อนสารเข้าถังผสม T104 ตำแหน่งป้อนสารสกัดเข้าถังผสม T104 ระดับของเหลวในถังพัก T103	3.64 ลบ.ม. 40 นาที 2.8 เมตร จากก้นถัง 2.26 เมตร
P104	ปริมาตรสารสกัดที่ป้อนเข้าถังเก็บ T105 ระยะเวลาป้อนสารเข้าถังเก็บ T105 ตำแหน่งป้อนสารสกัดเข้าถังเก็บ T105 ระดับของเหลวในถังผสม T104	4.03 ลบ.ม. 30 นาที 4.5 เมตร จากก้นถัง 2.51 เมตร

ตารางที่ ค-9 สรุปผลการคำนวณค่ากำลังงาน ชนิดและราคา ของปั๊ม P101 ,P102 ,P103 P104 พร้อมทั้งราคาพลังงานที่ใช้สำหรับปั๊มแต่ละชนิดต่อปี

	P 101	P 102	P103	P104
เวลาใช้ในการปั๊มสารออกจากถัง	10	10	40	30
Q (m <sup>3</sup> /min)	0.095	0.091	0.090	0.134
V ภายในท่อ (m/sec)	1.21	1.33	1.32	1.10
H <sub>1</sub> (m)	0.122	0.56	0.73	0.73
H <sub>2</sub> (m)	2.5	3.5	3.3	4.5
H <sub>p</sub> (m)	2.50	3.02	2.66	3.83
P (kW)	375	375	375	375
ชนิดของปั๊ม	เซนทริฟูกัล	เซนทริฟูกัล	เซนทริฟูกัล	เซนทริฟูกัล
ราคาปั๊ม (บาท)	30,000	30,000	30,000	30,000
ราคาพลังงานที่ใช้ใน 1 ปี	2,800	2,800	1,500	1,250

## ภาคผนวก ง

### เลขดัชนีราคาสำหรับโรงงานอุตสาหกรรมเคมี

ตารางที่ ง-1 แสดงเลขดัชนีราคาสำหรับโรงงานอุตสาหกรรมเคมี (chemical plant cost index)

ปี ค.ศ.	เลขดัชนีราคา
1978	219
1979	239
1980	261
1981	297
1982	314
1983	317
1984	323
1985	325
1986	318
1987	324
1988	343
1989	355
1990	358
1991	361
1992	358
1993	359
1994	368
1995	381
1996	382
1997	387
1998	390
1999	391
2000	394

## ภาคผนวก จ

### ความคลาดเคลื่อนจากการทดลอง (Experimental Error)

และ

### ความคลาดเคลื่อนจากการวิเคราะห์ผลการทดลอง (Analysis Error)

#### จ-1 ความคลาดเคลื่อนจากการทดลอง

ในแต่ละสภาวะการทดลอง ได้ทำการทดลองซ้ำทั้งหมด 3 ครั้ง เพื่อยืนยันผลการทดลอง โดยดูจากร้อยละการเบี่ยงเบนจากค่าเฉลี่ยของผลการทดลอง (% deviation from average value) และเพื่อยืนยันค่าเฉลี่ยร้อยละการสกัด (%recovery) ในแต่ละสภาวะการทดลอง ในที่นี้ เลือกสภาวะการทดลองในชุดการทดลองที่ 4.2.2 เป็นสภาวะตัวอย่าง เพื่อแสดงค่าคลาดเคลื่อนจากการทดลองดังตารางที่ จ สมการที่ จ-1 และ จ-2 เป็นสมการสำหรับใช้คำนวณค่าเฉลี่ยของร้อยละการสกัด และ ค่าร้อยละการเบี่ยงเบนมาตรฐาน

$$\bar{X} = \frac{\sum X}{n} \text{-----}(จ-1)$$

$$\text{Percent deviation form average value} = \frac{\sqrt{(X - \bar{X})^2}}{\bar{X}} * 100 \text{-----}(จ-2)$$

#### จ-2 ค่าความคลาดเคลื่อนจากการวิเคราะห์ผลการทดลอง

ในการศึกษาความคลาดเคลื่อนจากการวิเคราะห์ผลการทดลอง ได้เลือกสภาวะการทดลองในชุดการทดลองที่ 3.2 ที่อุณหภูมิ 60 องศาเซลเซียส เวลา 20 นาที เป็นสภาวะตัวอย่างที่ใช้ในการศึกษา ดังตารางที่ 3.3 โดยดูดสารสกัด (extract) ที่แยกผงไขมันชั้นออกแล้ว ใส่ขวดตวง (volumetric flask) 5 ใบ ใบละ 1 มิลลิลิตร แล้วเจือจางจนมีปริมาตร 100 มิลลิลิตร นำไปวัดค่าการดูด-กลืนแสงที่ค่าความยาวคลื่น 424 นาโนเมตร เพื่อหาค่าร้อยละการสกัด

ตารางที่ จ-1 แสดงค่าร้อยละการสกัด (%recovery) และค่าร้อยละการเบี่ยงเบนของผลการทดลอง (% deviation) ที่อุณหภูมิการสกัด 60 องศาเซลเซียส เวลาการสกัด 20 นาที ความเร็วรอบการปั่นกววน 340 รอบต่อนาที อัตราส่วนน้ำหนักผงไขมันชั้นต่อปริมาตรตัวทำละลาย 1 กรัม ต่อ 100 ซี.ซี. ขนาดผงไขมันชั้นมากกว่า เมช 50 ค่าความเข้มข้นของสารที่น 80ในตัวทำละลาย 1 % โดยน้ำหนักและ ค่าความเป็นกรดต่างของตัวทำละลาย 6.8

ค่าร้อยละการสกัด						
ครั้งที่ 1	ครั้งที่ 2	ครั้งที่ 3	ครั้งที่ 4	ครั้งที่ 5	เฉลี่ย	%การเบี่ยงเบน
83.9	84.5	84.2	84.4	84.5	84.3	0.62

ตารางที่ จ-2 แสดงค่าร้อยละการสกัด (%recovery) และค่าร้อยละการเบี่ยงเบนของผลการทดลอง (% deviation) ที่อุณหภูมิการสกัดตั้งแต่ 35 ถึง 70 องศาเซลเซียส เวลาการสกัด 0 ถึง 120 นาที ความเร็วรอบการปั่นกววน 340 รอบต่อนาที อัตราส่วนน้ำหนักผงขมิ้นชันต่อปริมาตรตัวทำละลาย 1 กรัม ต่อ 100 ซี.ซี. ขนาดผงขมิ้นชันมากกว่า เมช 50 ค่าความเข้มข้นของสาร ทวิน 80ในตัวทำละลาย 1 % โดยน้ำหนักและ ค่าความเป็นกรดต่างของตัวทำละลาย 6.8

เวลา (นาที)	35 องศาเซลเซียส		40 องศาเซลเซียส		45 องศาเซลเซียส		50 องศาเซลเซียส		55 องศาเซลเซียส		60 องศาเซลเซียส		65 องศาเซลเซียส	
	% Re.	%deviation	% Re.	%deviation	% Re.	%deviation	% Re.	%deviation	% Re.	%deviation	% Re.	%deviation	% Re.	%deviation
4	56.0	0.60	56.0	1.59	62.7	1.01	71.4	1.53	74.4	0.30	78.3	0.43	80.0	0.80
8	62.4	0.89	62.4	0.67	68.7	1.08	75.6	0.88	78.3	0.71	80.8	0.96	82.3	0.71
12	65.6	0.52	65.6	0.99	72.0	1.04	78.5	0.86	80.7	0.69	82.8	0.71	84.6	0.66
16	67.5	0.98	67.5	0.75	74.4	0.73	80.5	0.69	81.8	0.41	83.5	0.67	84.7	0.66
20	70.9	0.48	70.9	1.37	76.5	0.98	82.4	0.41	82.7	0.82	84.2	0.70	85.5	0.26
40	76.7	0.88	76.7	0.87	81.4	0.81	82.8	0.71	83.4	0.53	85.6	0.30	85.8	0.39
60	79.1	0.56	79.1	0.46	83.4	0.55	83.4	0.67	84.5	0.15	85.7	0.15	86.1	0.15
80	81.5	1.13	81.5	0.15	84.5	0.69	84.9	0.40	84.8	0.90	85.7	0.15	86.1	0.00
120	83.6	0.15	83.6	0.15	84.7	0.26	85.1	0.15	85.2	0.40	85.7	0.15	86.1	0.00



## ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายพรเกียรติ สมหวัง เกิดเมื่อวันที่ 1 มีนาคม พ.ศ. 2521 ที่อำเภอเมือง จังหวัดนครสวรรค์ เป็นบุตรคนเดียวของนายชุมพร สมหวัง และ นางกิ่งแก้ว สมหวัง สำเร็จการศึกษา ระดับมัธยมศึกษา จากโรงเรียนอุดรพิทยานุกูล จังหวัดอุดรธานี และสำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรีวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต จากภาควิชาวิศวกรรมเคมี คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2540 หลังจากนั้นได้ศึกษาต่อในระดับปริญญาโท ที่ภาควิชาเดียวกัน