

บทที่ 3

ผลการทดลอง

ผลการทดลองและวิจารณ์

3.1 การวิเคราะห์สมบัติของตัวอย่างน้ำที่จากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม

น้ำจากบ่อน้ำบาดาลที่ 9 และ 14 ของโรงงานสยามปาล์มน้ำมันและสวนปาล์ม จำกัด เป็นตัวอย่างน้ำที่จากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์มที่ผ่านกระบวนการบำบัดทางชีวภาพมาแล้วที่นำมาใช้เป็นสารป้อนในงานวิจัยนี้ ผลจากการวิเคราะห์สมบัติของน้ำตัวอย่างทั้งในช่วงฤดูฝนและฤดูร้อนปรากฏผลดังตารางที่ 3.1

ตาราง 3.1 ผลการวิเคราะห์คุณภาพน้ำที่จากโรงงานสยามปาล์มน้ำมันและสวนปาล์ม จำกัด

วันที่เก็บตัวอย่าง	บ่อ	pH	ความเป็นด่าง(มก.แคลเซียม-คาร์บอเนต/ล.)*	ของแข็งแขวนลอย (มก./ล.)*	ของแข็งละลาย (มก./ล.)*	บีโอดี (มก./ล.)*	COD (มก./ล.)*
8 ต.ค. 2539	9	8.32	2,178	166	3,247	64.92	1,201.90
	14	9.11	1,211	55	2,770	18.40	452.80
11 เม.ย. 2540	9	9.11	1,848	142	5,475	81.00	888.16
	14	9.45	977	15	2,142	7.81	308.88

* ค่าเฉลี่ยจากการทดลอง 2 ซ้ำ

จากผลการวิเคราะห์ดังแสดงในตาราง 3.1 พบว่าน้ำที่จากบ่อน้ำบาดาลที่ 9 ยังคงมีค่า pH BOD COD TSS TDS ที่สูงเกินเกณฑ์ที่กำหนดไว้ในมาตรฐานน้ำที่จากโรงงานอุตสาหกรรม ส่วนน้ำจากบ่อน้ำบาดาลที่ 14 แม้ว่า บีโอดีและของแข็งแขวนลอยทั้งหมดจะมีค่าต่ำ แต่ COD ตลอดจนของแข็งละลายได้ทั้งหมดยังมีค่าอยู่ในเกณฑ์สูง และมี pH สูงกว่าค่าที่กำหนดไว้ในมาตรฐานน้ำที่จากโรงงานอุตสาหกรรม กรณีของค่าความเป็นด่างแม้จะไม่มีเกณฑ์กำหนดสำหรับน้ำที่ที่จะระบายออกจากโรงงานอุตสาหกรรม แต่น้ำในบ่อน้ำบาดาลที่ 9 และ 14 นับว่ามีค่าความเป็นด่างสูงซึ่งจะทำให้การปรับลด pH กระทำได้ยาก ต้องใช้กรดมาก และทำให้เพิ่มค่าใช้จ่าย สำหรับสีในน้ำที่จากบ่อน้ำบาดาลที่ 9 มีสีน้ำตาลเข้ม และน้ำในบ่อน้ำบาดาลที่ 14 ก็ยังคงมีสีที่สามารถสังเกตเห็นได้ชัดเจนตั้งแต่สีเหลืองเข้มจนถึงสีน้ำตาลขึ้นอยู่กับฤดูกาล และการที่น้ำดังกล่าวเป็นน้ำที่มีสีเป็นประเด็นสำคัญที่ทำให้ไม่สามารถระบายน้ำออกสู่แหล่งรองรับน้ำสาธารณะได้

นอกจากนี้พบว่าทั้งน้ำจากบ่อน้ำบาดาลที่ 9 และบ่อน้ำบาดาลที่ 14 มีค่าของแข็งแขวนลอยมีค่าค่อนข้างสูง ซึ่งส่งผลกระทบต่อกรองเพราะจะเกิด fouling ได้เร็ว และทำให้ต้องมีรอบการล้างเมมเบรน บ่อยครั้งขึ้นและยังทำให้เมมเบรนมีอายุการใช้งานสั้นอีกด้วย นอกจากนี้หากใช้น้ำจากบ่อน้ำบาดาลที่ 9 ซึ่งยังคงมีค่าบีโอดีสูงในระบบที่ต้องมีการ

บำบัดขั้นต้นด้วยการดูดซับ โดยการไหลผ่านชั้นถ่านกัมมันต์อาจส่งเสริมให้มีการเจริญของจุลินทรีย์จนอุดตันรูพรุนของถ่านได้ ดังนั้นการทดลองจึงใช้น้ำทิ้งจากบ่อบำบัดที่ 14 เพียงบ่อเดียว

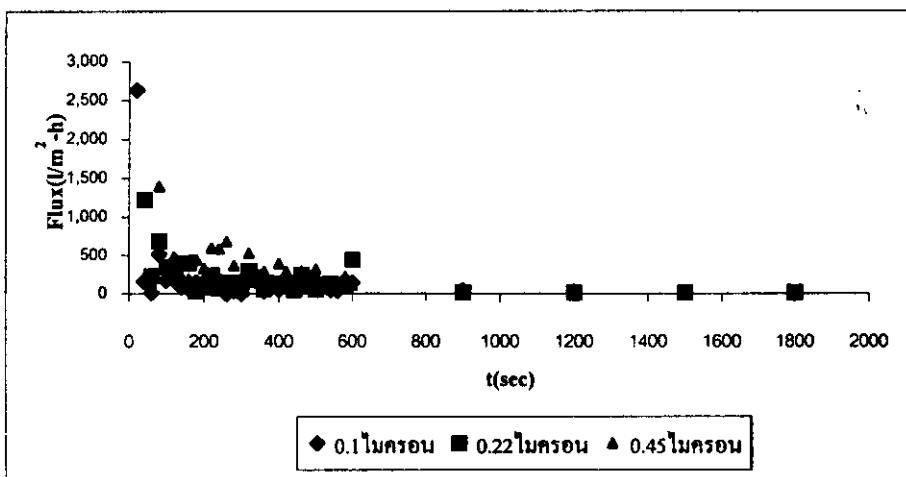
3.2 การกรองด้วย MF (ไมโครฟิลเตรชันแบบหมุน)

การวิเคราะห์คุณสมบัติของน้ำทิ้งบ่อ 14 พบว่าน้ำมีความสกปรกค่อนข้างน้อย คือมีค่า COD 480 mg/l SS (ของแข็งแขวนลอย) 40 mg/l และค่าสี 175 และ จากการทดลองตอนที่ 1 ที่ได้ทำการทดลองเพื่อหาชนิดและขนาดของ pore membrane ที่เหมาะสมในการกำจัดสีของน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำมันปาล์ม โดยนำน้ำทิ้งมาผ่านการกรองโดยใช้เมมเบรนชนิด microfiltration ขนาด 0.1 0.2 และ 0.45 ไมครอน ที่ความดันในการกรอง 100 kPa โดยไม่มีการกวน ได้ผลดังตารางที่ 3.2 พบว่า มีการกำจัดสีได้น้อยมาก โดยลดค่า COD ได้ 50-90% และลดค่าสีลดได้ประมาณ 37%

จากการพล็อตค่าฟลักซ์ที่เวลาต่างๆ ในกราฟรูปที่ 3.1 พบว่าเมมเบรนทั้งสามขนาดมีค่าฟลักซ์ที่ไม่แตกต่างกัน ทั้งนี้เพราะขนาดรูพรุนของเมมเบรนทั้ง สามชนิดมีค่ามากกว่าขนาดโมเลกุลของสี ในช่วงเวลาเริ่มต้นของการกรอง อัตราการกรองสูงและค่อยๆ ลดลงที่เวลาผ่านไป อธิบายได้ว่าเกิดจากการเกาะติดของอนุภาคภายในรูพรุนของเมมเบรน และสะสมมากขึ้นตามเวลาทำให้ลดปริมาตรของรูพรุน ที่ส่งผลต่อค่าฟลักซ์ ซึ่งจะลดลงของในช่วงเวลาหลังๆ สามารถสรุปผลการศึกษาในส่วนนี้ได้ว่า การกรองโดยไมโครฟิลเตรชันไม่เหมาะสำหรับการกำจัดสีน้ำทิ้งจากโรงงานสกัดน้ำมันปาล์ม เนื่องจากมีประสิทธิภาพการลดสี และ ซีไอดีต่ำ

ตารางที่ 3.2 แสดงผลการวิเคราะห์น้ำทิ้งก่อนและหลังการผ่านการกรองด้วยเมมเบรน

คุณสมบัติ	ก่อน	หลัง		
		0.1 ไมครอน	0.22 ไมครอน	0.45 ไมครอน
COD (mg/l)	480	190	232	236
SS (mg/l)	40	10	20	30
ค่าสี	175	108	110	108
pH	9.3	9.4	9.4	9.6



รูปที่ 3.1 กราฟแสดงค่า Flux ที่เวลาต่างๆของการกรองด้วย MF ขนาดต่างๆ

การปรับปรุงระบบให้มีประสิทธิภาพการกำจัดสี และ COD จึงต้องเพิ่มขั้นตอนการบำบัดขั้นต้นก่อนนำไปทำการกรองด้วยไมโครฟิลเตรชัน โดยการบำบัดขั้นต้นดังกล่าวใช้การบำบัดทางเคมีที่ใช้สารเคมีเป็นสารก่อก้อนที่จะทำการรวมคอลลอยด์ที่มีขนาดเล็กจนตัวเองไม่ได้ ให้รวมเป็นกลุ่มอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ที่สามารถตกจมด้วยตัวเอง การกรองน้ำหลังการบำบัดขั้นต้นดังกล่าวเพื่อกำจัดฟล็อกขนาดเล็กบางส่วนที่ไม่สามารถตกจมได้เอง โดยใช้ไมโครฟิลเตรชันเมมเบรน ก็จะช่วยให้ได้น้ำที่มีคุณภาพดียิ่งขึ้น การที่จะได้น้ำที่มีคุณภาพดีในระดับที่สามารถนำไปใช้ได้อีก จึงจำเป็นต้องมีการบำบัดเพิ่มขึ้นอีกหนึ่งขั้นตอน เมมเบรนที่ใช้ในระบบนี้สามารถใช้เมมเบรนที่มีขนาดรูพรุนใหญ่ ที่สามารถหาได้ง่าย มีราคาไม่แพง และมีขั้นตอนการใช้งานไม่ยุ่งยากเพราะมีการอุดตันในรูพรุนน้อย การล้างก็ใช้วิธีการล้างสวนกลับไม่ต้องใช้สารเคมี ทำให้อายุการใช้งานของเมมเบรนสูง

3.3 การกรองน้ำเสียความเข้มข้นต่างๆด้วย MF หลังจากการก่อก้อนและรวมตะกอนด้วยสารส้ม

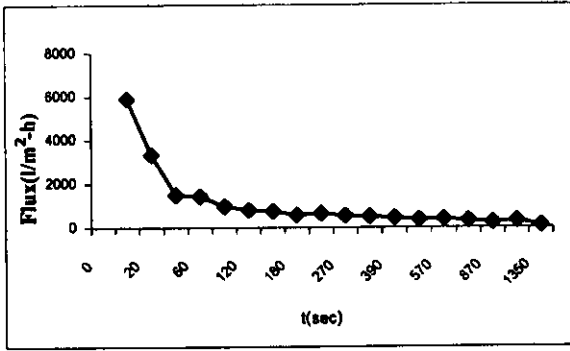
สีของน้ำเสียโรงงานน้ำมันปาล์มแบ่งเป็น 2 ชนิด คือสีแท้ และสีปรากฏ โดยสีแท้ หรือสีจริง หมายถึง สีที่ละลายจนกลายเป็นเนื้อเดียวกับน้ำ เกิดจากสารอินทรีย์ที่ย่อยสลายยาก ประเภทกรดฮิวมิก (Humic acid) และกรดฟุลวิก (Fulvic acid) เป็นสารที่มีความคงตัวสูงสลายตัวยาก และมีขนาดระหว่าง $10^9 - 10^6$ mm จึงเป็นการยากในการกำจัดสีแท้ออกจากน้ำทิ้งโดยวิธีการทางกายภาพทั่วไป ส่วน สีปรากฏ หมายถึงสีของน้ำที่สามารถกำจัดออกด้วยวิธีทางกายภาพ เช่นตกตะกอน หรือกรอง

จากการทดลองนำน้ำทิ้งบ่อสุดท้าย (บ่อ 14) ทำปฏิกิริยากับสาร tannin-lignin reagent และ carbonate-tartrate reagent ได้ผลสรุปได้ว่าน้ำทิ้งในบ่อสุดท้ายมีสารละลายกรดฮิวมิก (humic acid) ละลายอยู่ ดังนั้นน้ำทิ้งในบ่อสุดท้ายจะประกอบด้วยสีจริงและสีปรากฏ โดยสีจากน้ำทิ้งโรงงานน้ำมันปาล์ม ส่วนใหญ่เป็นลักษณะของสีจริง เป็นผลจากการย่อยสลายจากพืชต่าง ๆ เกิดเป็นสารอินทรีย์ประเภทกรดฮิวมิก และกรดฟุลวิก ซึ่งกำจัดได้ยากทางกายภาพทั่วไป เนื่องจากมีขนาดเล็กมาก ($10^9 - 10^6$ mm) จึงไม่สามารถตกตะกอนได้ด้วยน้ำหนักของมันเองในระยะเวลาอันสั้น ดังนั้นจึงต้องใช้การตกตะกอนโดยใช้สารเคมี หรือเรียกว่า coagulant เข้ามาช่วยในการตกตะกอน โดยมีการทดลองใช้สารเคมี 2 ชนิด คือ สารส้ม และ Ca(OH)_2 พิจารณาที่ ปริมาณความเข้มข้นต่างๆ (mg/L)

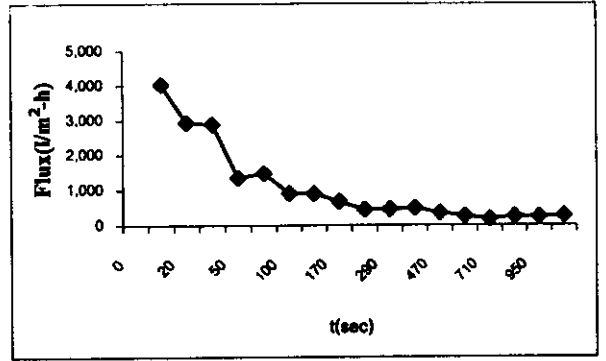
เนื่องจากการกำจัดสีจากน้ำทิ้งโรงงานน้ำมันปาล์ม ด้วยวิธีทางเคมี แต่เพียงอย่างเดียวนั้น ทำให้เกิดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมในด้านสารเคมีตกค้าง อีกทั้งเกิดตะกอนขนาดเล็กในลักษณะของคอลลอยด์ที่ไม่สามารถตกจมได้หลังจากการก่อก้อน กระจายอยู่ทั่วไปในน้ำทิ้ง

ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีการกำจัดสีที่ได้ยังคงเหลืออยู่ในลักษณะของ ฟล็อก (Floc) ที่ไม่สามารถตกจมได้ โดยผ่านกระบวนการกรองด้วย membrane

จากการทดลองการกรองน้ำเสียความเข้มข้นต่างๆ (ได้จากการเจือจางน้ำเสีย 100%) ด้วย MF pore size 0.45 μm หลังจากที่มีการบำบัดขั้นต้นโดยการเติมสารส้มให้มีความเข้มข้นในน้ำเสียคงที่ที่ 0.4 mg/L ได้ผลดังแสดงในรูปที่ 3.2-3.4 พบว่าที่ความเข้มข้นของน้ำเสียต่างๆ จะให้ค่าฟลักซ์ที่แตกต่างกัน โดยค่าฟลักซ์เฉลี่ยแสดงในรูปที่ 3.5

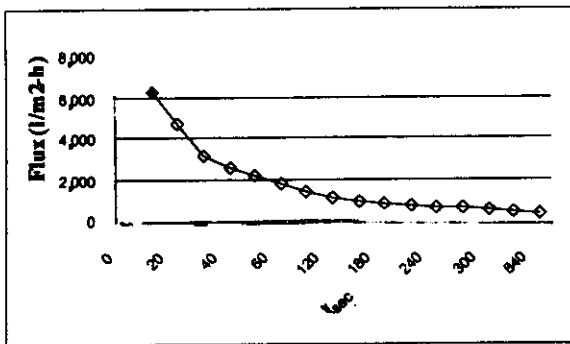


a)

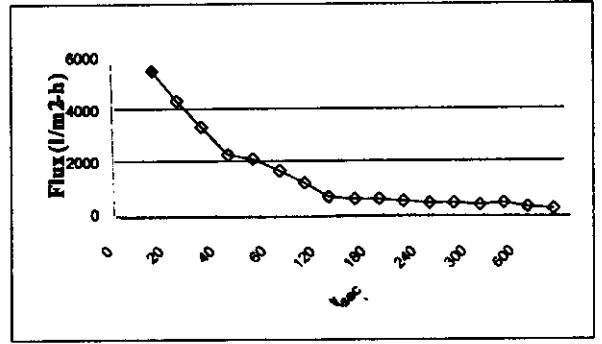


b)

รูปที่ 3.2 กราฟแสดงค่า flux จากการตกตะกอนน้ำเสียด้วยสารส้ม แล้วผ่านกระบวนการกรองด้วย MF membrane(0.45 μm) a) ความเข้มข้นน้ำเสีย 20% b) ความเข้มข้นน้ำเสีย 40%

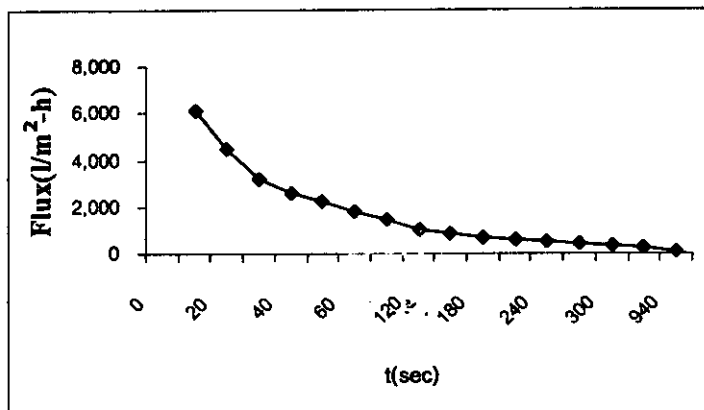


a)

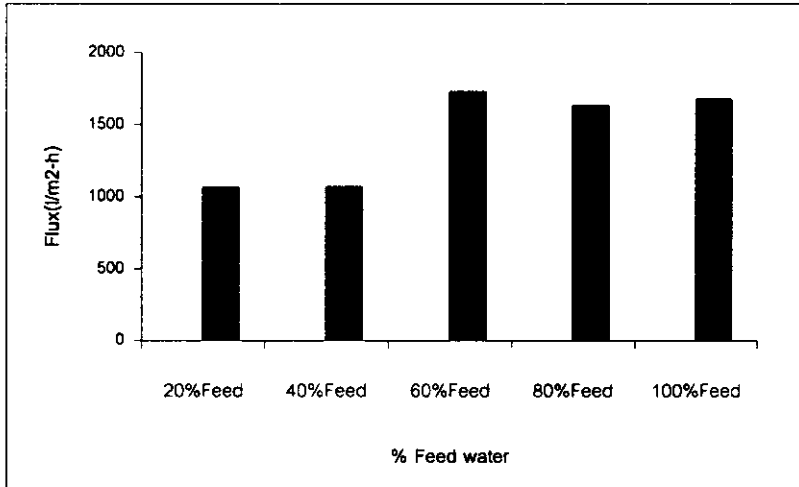


b)

รูปที่ 3.3 กราฟแสดงค่า flux จากการตกตะกอนน้ำเสียด้วยสารส้ม แล้วผ่านกระบวนการกรองด้วย MF membrane(0.45 μm) a) ความเข้มข้นน้ำเสีย 60% b) ความเข้มข้นน้ำเสีย 80%



รูปที่ 3.4 กราฟแสดงค่า flux จากการตกตะกอนน้ำเสียความเข้มข้น 100% ด้วยสารส้ม แล้วผ่านกระบวนการกรองด้วย MF membrane(0.45 μm)



รูปที่ 3.5 กราฟแสดงค่า flux จากการตกตะกอนน้ำเสียความเข้มข้นต่าง ๆ ด้วยสารส้ม แล้วผ่านกระบวนการกรองด้วย MF membrane (0.45 μm)

ผลการทดลองพบว่า หลังการบำบัดขั้นต้นโดยใช้ความเข้มข้นของสารส้มเท่าๆกันในน้ำเสียความเข้มข้นเริ่มต้นไม่เท่ากัน ค่าฟลักซ์ที่ได้จากการกรองด้วยไมโครฟิลเตรชันเมมเบรนของน้ำเสียความเข้มข้น 60-100% มีค่าสูงกว่าที่ความเข้มข้นต่ำกว่า ทั้งนี้อธิบายได้โดยกลไกของการเกิดฟล็อกที่เกิดได้ดีที่ความเข้มข้นคอลลอยด์สูง ทั้งนี้เนื่องจากคอลลอยด์ที่มีในน้ำเสียเริ่มต้นเปรียบเสมือนนิวเคลียสของการที่จะก่อฟล็อก ดังนั้นจึงไม่มีความจำเป็นในการเจือจางน้ำเสียก่อนการบำบัดขั้นต้น

ส่วนตารางที่ 3.3 และ 3.4 แสดงผลการทดลองในรูปของความสามารถในการกำจัดสีที่ความดัน 50 และ 100 psi ได้ผลการทดลองคล้ายกันทั้งสองสภาวะ โดยสรุปได้ว่าที่ % การเจือจางมาก ค่าสีที่เหลืออยู่เป็นสีที่ปรากฏในเพอมีเอทมีค่าน้อยส่วนหนึ่งเป็นเพราะสาเหตุจากการเจือจาง ดังนั้นค่าสีที่ถูกกำจัดจึงไม่เป็นค่าที่แสดงถึงประสิทธิภาพการกำจัดสี ในการลดค่าสีด้วยกระบวนการนี้จึงต้องทำการทดลองต่อโดยการกำหนดความเข้มข้นน้ำเสียที่ไม่มีการเจือจาง ซึ่งให้ค่าฟลักซ์สูง ไม่ทำให้ยุ่งยากในการที่จะต้องเจือจาง และทำให้ไม่ต้องมีส่วนของน้ำทิ้งที่มากขึ้น

ตารางที่ 3.3 แสดงค่าสี (color unit) ที่ถูกกำจัดของน้ำทิ้งบ่อ 14 หลังการกรองด้วย cellulose nitrate membrane (เมื่อผ่านการตกตะกอนด้วยสารส้ม) ที่ความดัน 100 kPa

ความดัน (kPa)	%น้ำทิ้งโดยปริมาตร	ค่าสี (color unit) ที่เหลืออยู่	ค่าสี (color unit) ที่ถูกกำจัด
100	100	1077.96	117.35
	80	855.21	89.5
	60	596.66	131.26
	40	334.13	173.03
	20	131.26	228.72

ตารางที่ 3.4 แสดงค่าสี (color unit) ที่ถูกกำจัดของน้ำทิ้งบ่อ 14 หลังการกรองด้วย cellulose nitrate membrane (เมื่อผ่านการตกตะกอนด้วยสารส้ม) ที่ความดัน 200 kPa

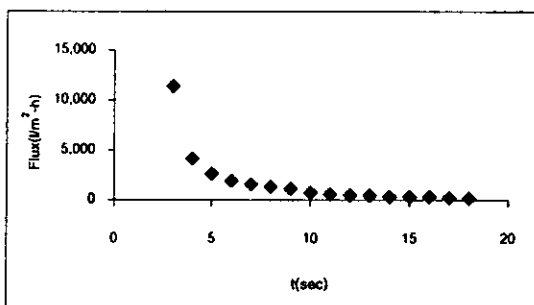
ความดัน (kPa)	%การเจือจางน้ำทิ้งโดยปริมาตร	ค่าสี (color unit) ที่เหลืออยู่	ค่าสี (color unit) ที่ถูกกำจัด
200	100	1089.89	105.42
	80	887.03	57.68
	60	624.5	103.42
	40	417.66	89.5
	20	151.15	208.83

หมายเหตุ

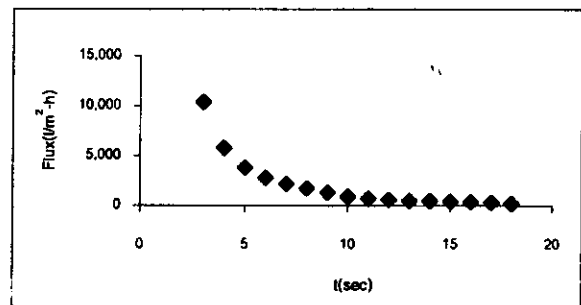
- cellulose nitrate membrane เป็น Microfiltration Membrane มีขนาด pore Size เท่ากับ 0.45 μm . มีขนาด pore size เท่ากับ 0.45 ไมโครเมตร

3.4 การกรองด้วยMF หลังการบำบัดขั้นต้นด้วยการก่และรวม ตะกอนโดยใช้ สารส้มความเข้มข้นต่างๆ การทดลองในส่วนนี้ทำการทดลองโดยการบำบัดขั้นต้นด้วยการเติมสารส้มความเข้มข้นสารส้มต่างๆ ในน้ำเสียแล้วจึงเปรียบเทียบประสิทธิภาพของระบบ

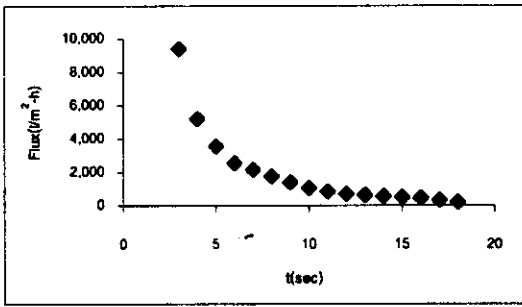
จากผลการทดลองการก่และรวมตะกอนโดยใช้สารส้มที่ความเข้มข้นต่างๆ 0.2 -1.0 mg/L (1 – 5 ml ของสารส้ม100mg/L ใน 500 ml) ได้แสดงในรูปค่าฟลักซ์ที่เวลาต่างๆในรูปที่ 3.6 พบว่าได้รูปแบบกราฟแบบเดียวกันคือ ค่าฟลักซ์มีค่ามากในช่วงแรกของการกรองและลดอย่างรวดเร็วในช่วงหลัง และที่ความเข้มข้นสารส้มปานกลางที่ระหว่าง 0.32 -0.4 mg/L ให้ค่าฟลักซ์ที่มากกว่าที่ระดับความเข้มข้นอื่นเล็กน้อย เพราะที่ความเข้มข้นดังกล่าวจะเกิดฟล็อกหรือกลุ่มตะกอนที่มีขนาดใหญ่ ทำให้มีการตกจมได้ง่ายทำให้มีตะกอนในขั้นตอนการกรองน้อย



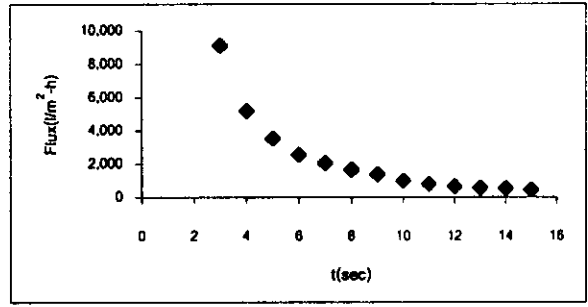
a) ความเข้มข้นสารส้ม 0.2mg/L



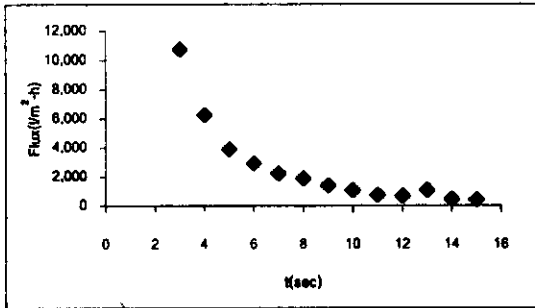
b) ความเข้มข้นสารส้ม 0.24mg/L



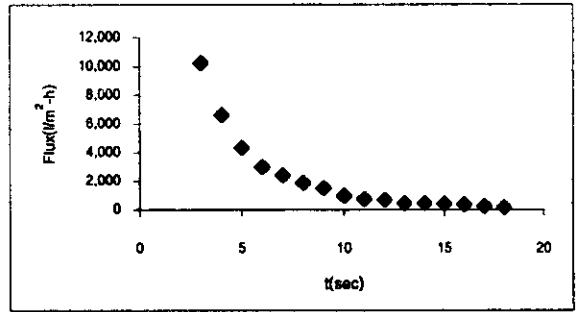
a) ความเข้มข้นสารส้ม 0.28mg/L



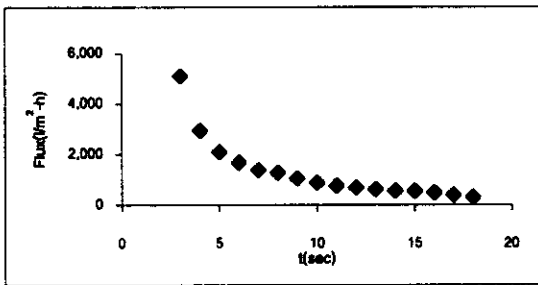
b) ความเข้มข้นสารส้ม 0.32mg/L



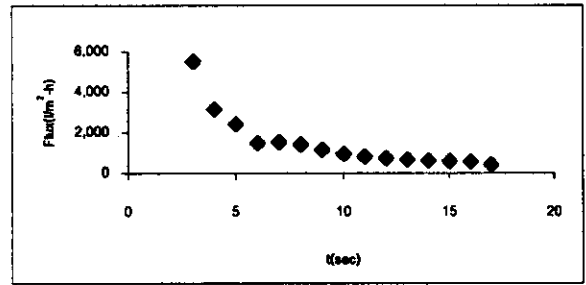
a) ความเข้มข้นสารส้ม 0.36mg/L



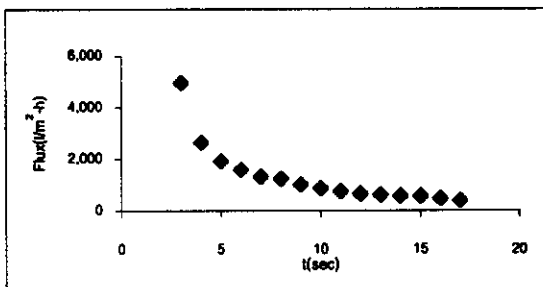
b) ความเข้มข้นสารส้ม 0.4mg/L



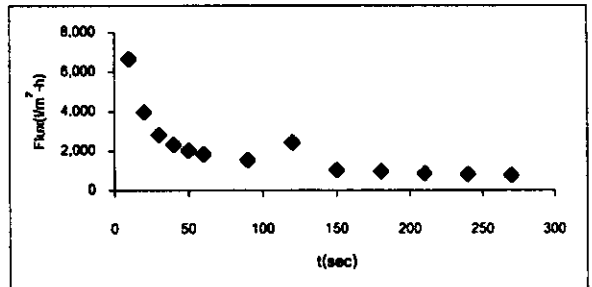
a) ความเข้มข้นสารส้ม 0.6mg/L



b) ความเข้มข้นสารส้ม 0.8mg/L



a) ความเข้มข้นสารส้ม 1.0mg/L

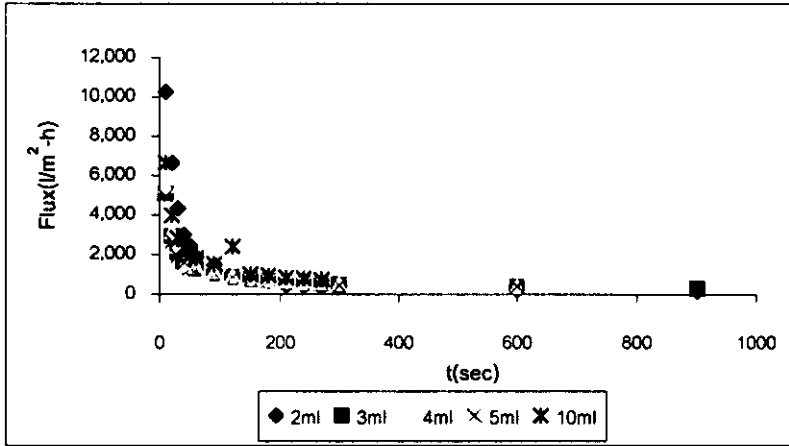


b) ความเข้มข้นสารส้ม 2.0mg/L

รูปที่ 3.6 ค่า Flux ของการกรองน้ำที่ผ่านการตกตะกอนด้วยสารส้ม ที่ความเข้มข้นต่างๆ ที่ความดัน 200 kPa

ในการทดลองที่ความเข้มข้นสารส้มระหว่าง 0.4-0.8 mg/L ที่แสดงผลในรูปที่ 3.7 พบว่าค่าฟลักซ์จะมีค่าใกล้เคียงกัน และมีค่าฟลักซ์ที่ความเข้มข้น 0.4 mg/L มากกว่าที่ค่าความเข้มข้นที่สูงกว่า เพราะการก่อตะกอนจะเกิดได้ดีที่สภาวะที่เหมาะสมเช่นที่ พีเอช และปริมาณที่พอเหมาะซึ่งมีค่าแตกต่างกันขึ้นกับชนิดสารก่อตะกอนที่ใช้ สภาวะในการก่อตะกอนด้วยสารส้มคือที่พีเอชประมาณ 8 และเนื่องจากน้ำเสียจากโรงงานน้ำมัน

ปาล์มที่ใช้เป็นตัวอย่างในการทดลองเป็นตัวอย่างในบ่อหลังๆ ที่มีพีเอชเป็นค่ามาก ก็มีพีเอชมากกว่า 9 ดังนั้นการเติมปริมาณสารส้มที่ไม่มากก็เหมาะสมเพื่อก่อกตะกอน



รูปที่ 3.7 ค่า flux ของการกรองน้ำที่ผ่านการตกตะกอนด้วยสารส้ม ปริมาณ 2,3,4,5 และ 10 ml. (0.4, 0.6, 0.8, 1.0, 2.0 mg/L) ที่ 200 kPa

ตารางที่ 3.5 แสดงค่า absorbance และค่าสีของน้ำทิ้งบ่อ 14 (บ่อสุดท้าย) ซึ่งตกตะกอนโดย สารส้ม Aluminium Sulfate ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$) ก่อนทำการกรองด้วย cellulose nitrate membrane $0.45\mu m$ ที่ ความดัน 200 kPa

ปริมาณสารละลาย Aluminium sulfate (ml)	ความเข้มข้น(mg/l)	ค่า absorbance	ค่าสี (color unit)
1.0	0.2	0.273	1085
1.2	0.24	0.265	1054
1.4	0.28	0.258	1026
1.6	0.32	0.246	978
1.8	0.36	0.234	930
2.0	0.4	0.227	902
3.0	0.6	0.172	684
4.0	0.8	0.124	493

ในส่วนของคุณภาพน้ำในการกำจัดสี พบว่าประสิทธิภาพการกำจัดสีจะดีในช่วงความเข้มข้นสารส้ม 0.4-0.8 mg/L ดังค่าสีของน้ำเสียหลังจากการบำบัดขั้นต้นด้วยสารส้มแสดงในตารางที่ 3.5 และ คิดเป็นค่าสีที่ลดลง 7-57 % ดังแสดงในตารางที่ 3.7 และค่าสีหลังการเติมสารส้ม และการกรองแล้วแสดงในตารางที่ 3.6 คิดเป็นค่าสีที่ลดลง 22- 66 % ดังแสดงในตารางที่ 3.8 นอกจากนี้พบว่า การกำจัดสีระหว่างการกรองในกรณีที่เติมสารส้มน้อยจะเพิ่มขึ้นมากกว่าในกรณีที่มีการเติมสารส้มมาก ทั้งนี้เพราะที่ความเข้มข้นสารส้มต่ำจะมีการเกิดฟล็อกขนาดใหญ่

น้อย ทำให้ปรากฏเป็นค่าสีภายหลังการตกตะกอนสูง หรือ% การกำจัดสีต่ำ แต่ฟล็อกเล็กๆเหล่านี้จะถูกรองไปในระหว่างการกรอง ส่วนในกรณีที่เติมสารส้มมากขึ้นการเกิดฟล็อกจะเป็นฟล็อกขนาดใหญ่ที่ตกจมได้ง่าย ทำให้ค่าสีที่วัดได้หลังการตกตะกอนมีค่าต่ำกว่ากรณีที่มีความเข้มข้นสารส้มต่ำส่งผลให้การลดค่าสีระหว่างการกรองมีค่าต่ำกว่า

และจากตาราง 3.9สามารถสรุปได้ว่า ช่วงค่าความเข้มข้นที่มีการเกิดฟล็อกได้ดีคือที่ความเข้มข้น 0.6-0.8 mg/L ที่กำจัดสีได้ประมาณ 60 – 66 %

ตารางที่ 3.6 แสดงค่า absorbance และค่าสีของน้ำทิ้งบ่อ14 (บ่อสุดท้าย) ซึ่งตกตะกอนโดย สารส้มAluminium Sulfate ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$) ให้งกรองด้วย cellulose nitrate membrane 0.45 μ m ที่ ความดัน 200 kPa

ปริมาณสารละลาย Aluminium sulfate (ml)	ความเข้มข้น(mg/l)	ค่า absorbance	ค่าสี (color unit)
1.0	0.2	0.230	914
1.2	0.24	0.224	891
1.4	0.28	0.220	875
1.6	0.32	0.210	835
1.8	0.36	0.203	807
2.0	0.4	0.287	743
3.0	0.6	0.141	560
4.0	0.8	0.099	393

ตารางที่ 3.7 แสดงค่าสีที่ถูกกำจัดของน้ำทิ้งบ่อ14 (บ่อสุดท้าย) เมื่อผ่านการตกตะกอนด้วยสารส้ม (Aluminium Sulfate) ก่อนการกรองด้วย cellulose nitrate membrane 0.45 μ m

ปริมาณสารละลาย Aluminium sulfate (ml)	ความเข้มข้น (mg/l)	ค่าสีที่เหลือ (color unit)	ค่าสีที่ถูกกำจัด (color unit)	%การกำจัดค่าสี
1.0	0.2	1085	87	7.42
1.2	0.24	1054	119	10.14
1.4	0.28	1026	147	12.53
1.6	0.32	978	194	16.55
1.8	0.36	930	242	20.65
2.0	0.4	902	270	23.04
3.0	0.6	684	489	41.69
4.0	0.8	496	680	57.82

ตารางที่ 3.8 แสดงค่าสีที่ถูกกำจัดของน้ำทิ้งบ่อ14 หลังผ่านการตกตะกอนด้วย สารส้ม (Aluminium Sulfate) หลังการกรองด้วย cellulose nitrate membrane 0.45 μ m ที่ 200 kPa

ปริมาณสารละลาย Aluminium sulfate (ml)	ความเข้มข้น (mg/l)	ค่าสีที่เหลือ (color unit)	ค่าสีที่ถูกกำจัด (color unit)	%การกำจัดค่าสี
1.0	0.2	914	258	22.01
1.2	0.24	891	282	24.04
1.4	0.28	875	298	25.40
1.6	0.32	835	338	28.82
1.8	0.36	807	365	31.14
2.0	0.4	743	429	36.60
3.0	0.6	560	612	52.22
4.0	0.8	393	779	66.47

ตารางที่ 3.9 แสดงค่า % การเปลี่ยนแปลง ค่าสีหลังการกรองด้วย membrane (ตกตะกอนโดยสารละลายสารส้ม)

ปริมาณ สารละลาย สารส้ม (ml)	ความ เข้มข้น (mg/L)	ค่า absorbance			% เปลี่ยนแปลง ค่าสีหลังกรอง
		ก่อนตกตะกอน	หลังตกตะกอน	หลังกรอง	
1.0	0.2	1173.43	1085.92	914.00	22.109
1.2	0.24	1173.43	1054.10	891.01	24.068
1.4	0.28	1173.43	1026.25	875.10	25.424
1.6	0.32	1173.43	978.52	835.32	28.814
1.8	0.36	1173.43	930.79	807.48	31.186
2.0	0.4	1173.43	902.94	743.83	36.611
3.0	0.6	1173.43	684.17	560.86	52.203
4.0	0.8	1173.43	496.32	393.79	66.441

ที่สภาวะของน้ำที่จะนำมาใช้ในการทดลองนั้นมีค่า พีเอชที่เป็นด่างค่อนข้างเหมาะสมในการเกิดและก่อตะกอนของ สารส้ม ดังนั้นการใช้สารส้มปริมาณน้อยก็ทำให้เกิดการตกตะกอนได้ดี

3.5 การกรองด้วย MF หลังการก่อก้อนและรวมตะกอนด้วย $\text{Ca}(\text{OH})_2$

เป็นการศึกษากรณีที่ใช้ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ เป็นสารก่อก้อน จากผลการทดลองที่แสดงในตารางที่ 3.10 พบว่า $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ที่ปริมาณ 3, 4 และ 30 g/l สามารถกำจัดสีจากน้ำทิ้งโรงงานน้ำมันปาล์มมีค่าใกล้เคียงกัน โดยมีประสิทธิภาพการลดสี 87–90 % และที่ ความเข้มข้น $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 10 g/l สามารถกำจัดสีได้ 93.75 % จึงสรุปได้ว่า ปริมาณ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ตั้งแต่ 3–30 g/l สามารถกำจัดสีได้ 87–94 เปอร์เซ็นต์ ดังนั้นในการกำจัดสีด้วยสาร $\text{Ca}(\text{OH})_2$ จะเลือกใช้ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ที่ปริมาณ 3 g/l เนื่องจากใช้ค่าใช้จ่ายน้อยที่สุด แต่มีประสิทธิภาพใกล้เคียงกับการกำจัดที่ ปริมาณอื่น ๆ

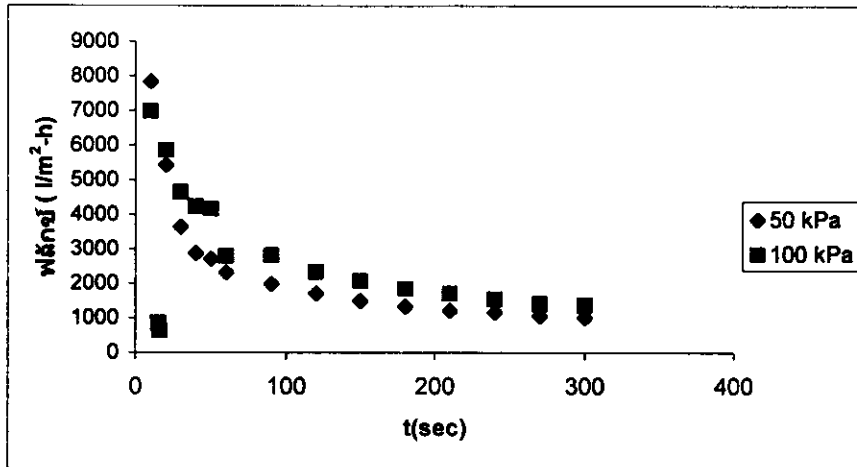
ตารางที่ 3.10 แสดง % การเปลี่ยนแปลงค่าสี เมื่อตกตะกอนด้วย $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ที่ปริมาณต่าง ๆ ที่ 100 kPa

ปริมาณ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (g/l)	ค่า absorbance		ค่าสี (color unit)		% เปลี่ยนแปลง ค่าสี
	ก่อนตกตะกอน	หลังตกตะกอน	ก่อนตกตะกอน	หลังตกตะกอน	
2	0.299	0.116	1189.340	461.416	61.204
3	0.294	0.037	1169.451	147.176	87.415
4	0.294	0.032	1169.451	127.287	98.116
10	0.320	0.020	1272.872	79.554	93.750
30	0.320	0.034	1272.872	135.243	89.375

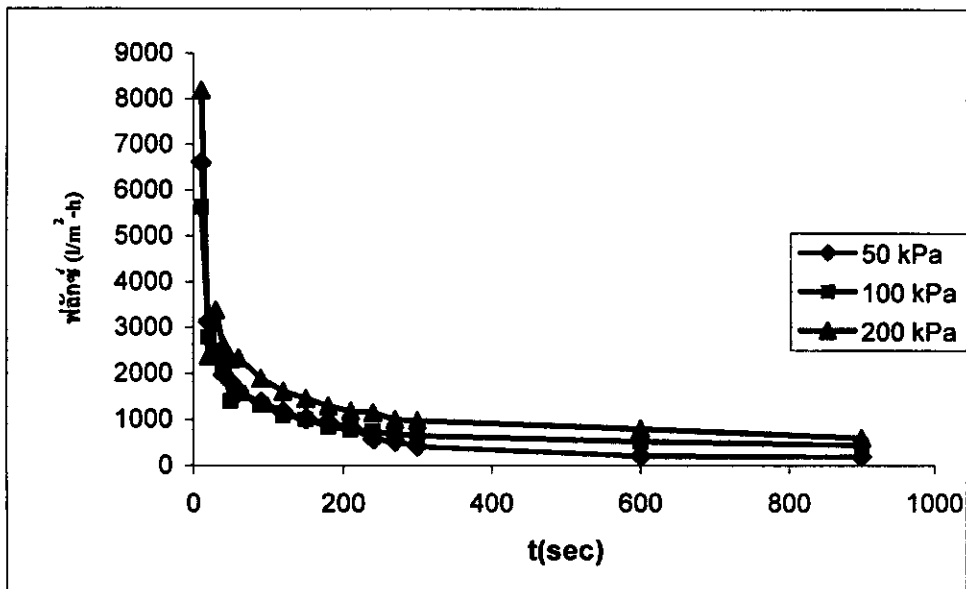
เปอร์เซ็นต์ค่าสีก่อน และหลังการกรองด้วย membrane แสดงให้เห็นว่าหลังการกรองด้วย membrane ประสิทธิภาพในการกำจัดสีมีค่าสูงกว่าการกำจัดสีด้วยวิธีทางเคมีเพียงอย่างเดียว ผลการทดลองที่แสดงในตารางที่ 3.11 ได้ข้อสรุปเดียวกันกับกรณีที่ใช้สารส้มคือ การกรองด้วยเมมเบรนหลังการบำบัดขั้นต้นด้วย จะทำให้คุณภาพ น้ำดีขึ้น

ตารางที่ 3.11 แสดงเปอร์เซ็นต์การเปลี่ยนแปลงค่าสี ก่อนหลังผ่านกระบวนการกรองด้วย membrane ที่ความดัน 50 และ 100 kPa

ปริมาณ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (g/l)	ค่า absorbance			ค่าสี (color unit)		% เปลี่ยนแปลง ค่าสี
	ก่อนตกตะกอน	หลังตกตะกอน	หลังกรอง	ก่อนตกตะกอน	หลังกรอง	
2, (50 kPa)	0.299	0.115	0.044	1189.34	175.020	85.284
2, (100 kPa)	0.299	0.116	0.049	1189.34	134.909	83.612
3, (50 kPa)	0.293	0.039	0.026	1165.473	103.421	91.126
3, (100 kPa)	0.294	0.037	0.025	1169.451	99.443	91.497
3, (200 kPa)	0.294	0.036	0.026	1169.451	103.421	91.156
4, (100 kPa)	0.294	0.032	0.019	1169.451	75.557	93.537



รูปที่ 3.8 กราฟแสดงค่า flux ที่ความเข้มข้น $\text{Ca(OH)}_2 = 2 \text{ g/l}$, a) 50 kPa b) 100 kPa



รูปที่ 3.9 กราฟแสดงค่า flux ที่ความเข้มข้น $\text{Ca(OH)}_2 = 3 \text{ g/l}$

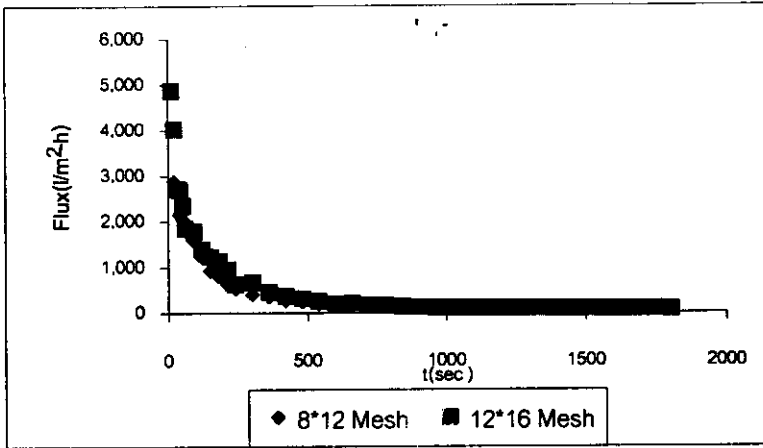
จากการศึกษาการทดลอง สีจากน้ำทิ้งบ่อ 14 (บ่อสุดท้าย) โดยส่วนมากเป็นสิ่งจริงมี particle size ระหว่าง $10^{-3} - 1 \text{ nm}$ ฉะนั้น ในการกำจัดสีน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำมันปาล์ม โดยใช้ membrane อย่างเดียว ควรเลือกใช้ UF หรือ NF(Nanofiltration membrane) ซึ่งมี pore size น้อยกว่า 2 – 5 nm แต่เมมเบรนดังกล่าวจะมีราคาสูงมากเมื่อเปรียบเทียบกับ MF (มี pore size มากกว่า 0.1 μm เหมาะในการกำจัดสาร colloid) ที่สามารถหาซื้อได้สะดวกกว่า และในการใช้งานไม่ค่อยมีปัญหาการเกิดฟาวลิ่ง

แต่ในการกำจัดสีน้ำทิ้งที่เลือกใช้เมมเบรน ชนิด MF ต้องเพิ่มการบำบัดขั้นต้นที่เป็นการเพิ่มขนาดคอลลอยด์ในน้ำ โดยวิธีการตกตะกอนด้วยสารเคมี ได้แก่ Ca(OH)_2 และสารส้ม ผลจากการกำจัดสีทางเคมี สังเกตได้ว่าเมื่อใส่ Ca(OH)_2 หรือสารส้มในปริมาณที่เหมาะสม (Ca(OH)_2 ปริมาณ 3 g/l ของน้ำเสีย) ทำให้น้ำเสียแยกชั้น

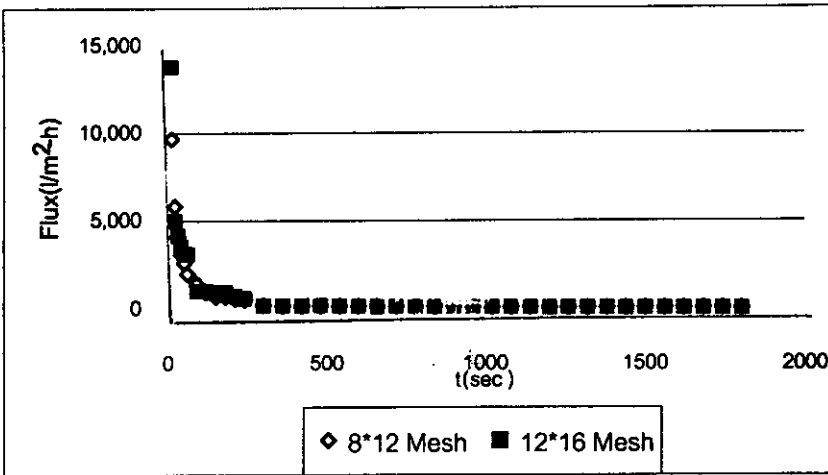
ของตะกอนและส่วนของน้ำใส ซึ่งน้ำใสที่อยู่ส่วนบนมีลักษณะเป็นสารคอลลอยด์ จึงสามารถกรองด้วย MF (pore size 0.45 μm) เมื่อผ่านกระบวนการกรองด้วย membrane ค่าสีจะลดลงถึง 91.497 เปอร์เซ็นต์ ที่ความดัน 100 kPa

3.6 การทดลองกรณีการกรองน้ำเสียที่ผ่านกระบวนการบำบัดขั้นต้นโดยวิธีทางกายภาพ- เคมีโดยการใช้การดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ (Activated carbon)

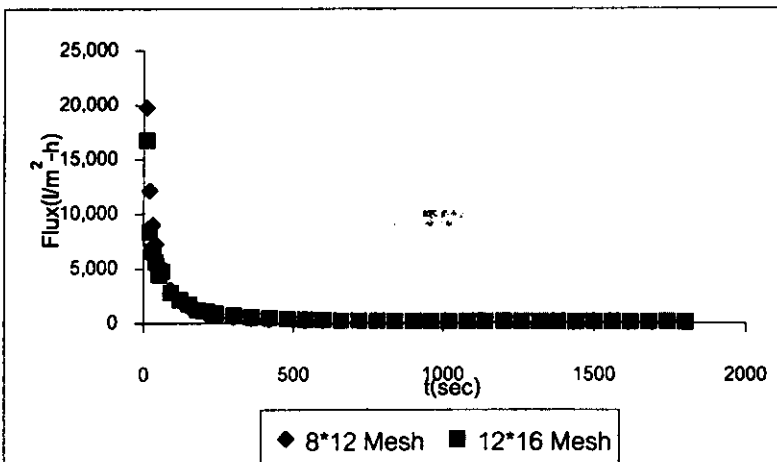
การทดลองที่ใช้ถ่านกัมมันต์ 2 ขนาด ดูดซับสีในน้ำทิ้งที่มีค่า COD และสีเริ่มต้นเท่ากับ 417mg/L และ 172 หน่วยสี ตามลำดับ แสดงผลในตารางที่ 3.12 พบว่าถ่านกัมมันต์ขนาด mesh 12*16 ที่มีขนาดเล็กกว่า ขนาด mesh 8*12 ที่มีขนาดใหญ่กว่า สามารถดูดซับอนุภาคสีได้ดีกว่า ซึ่งจะช่วยให้สามารถลดค่าสีและ COD ได้ดีกว่า โดยหลังจากที่ผ่านการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ โมเลกุลของสีในน้ำเสียจะถูกดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ ทำให้เหลือค่าสีและ COD ในน้ำ 44 หน่วยสี และ 32 mg/L คิดเป็น % กรรกั เจคสี และ COD เท่ากับ 65.5-71 % และ 71-74 % ตามลำดับ และหลังการตั้งทิ้งไว้ให้ตกจม อนุภาคที่มีขนาดใหญ่ตกจมแยกออกจากน้ำ แต่อนุภาคขนาดเล็กของถ่านกัมมันต์บางส่วนไม่สามารถตกจมได้และแขวนลอยปนในน้ำ จึงทำให้ค่า SS ที่วัดได้มีค่าไม่แน่นอน และเมื่อนำน้ำเสียที่ดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ที่ผ่านการตั้งทิ้งไว้ประมาณ 30 นาที ให้มีการตกจมแล้ว มาผ่านกระบวนการกรองด้วยไมโครฟิวเวรชันเมมเบรนที่ความดันต่างๆ พบว่าที่ทุกความดันสามารถลดค่าสีได้เพิ่มขึ้นหลังจากผ่านการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ ดังแสดงในตารางที่ 3.13 และ 3.14 การกรองน้ำเสียที่ผ่านการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์แบบละเอียด จะสามารถลดค่าสี และ COD ได้มากกว่าการกรองน้ำเสียที่ผ่านการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์แบบหยาบ เพราะอนุภาคขนาดเล็กสามารถดูดซับสีได้มากกว่า แต่ความแตกต่างมีน้อยมาก อาจเป็นเพราะอนุภาคมีขนาดต่างกันไม่มาก เปรียบเทียบประสิทธิภาพการกรองแบบมีการกวนและไม่มีการกวน พบว่ามีความแตกต่างกันน้อยในกรณีที่ทำกรกรองที่ความดันต่ำ แต่ที่ความดันสูง ถ่านกัมมันต์ขนาดใหญ่จะมีประสิทธิภาพการกำจัด COD และสีดีกว่า อธิบายได้ว่าที่ความดันสูงอนุภาคขนาดเล็กบางส่วนหลุดเข้าไปอุดตันในรูของเมมเบรน ซึ่งจะพบว่าในกรณีที่มีการกวน ค่า COD และสีของเพอมีอเทมมีค่าสูงกว่าในกรณีที่ไม่มีการกวน เพราะการกวนทำให้ อนุภาคขนาดเล็กจะถูกดันเข้าไปในรูพรุนของเมมเบรนได้ ส่วนอนุภาคขนาดเมช 12*16 ไม่พบความแตกต่างของประสิทธิภาพการลด COD และ สีที่ความดันสูงและต่ำ เพราะความดันที่แตกต่างกันไม่มีผลที่จะทำให้อนุภาคเข้าไปอุดตันในรูพรุนเพราะอนุภาคมีขนาดใหญ่กว่ารูพรุน ค่า Flux ที่แสดงในรูปที่ 3.10- 3.25 ในแต่ละสภาวะจะมีค่าใกล้เคียงกันคือในตอนเริ่มแรกมีค่า Flux สูง และจะลดลงอย่างรวดเร็ว ที่ความดันสูงจะให้ค่า Flux เฉลี่ย สูงกว่าที่ความดันต่ำ ในกรณีที่มีการกวนจะให้ค่า ฟลักซ์ เฉลี่ยสูงกว่าในกรณีที่ไม่มีการกวนดังแสดงในตารางภาคผนวก ก5-1 ถึง ก5-4 โดยเมช 6*12 มีค่าฟลักซ์เฉลี่ย เท่ากับ 314 342 658 $\text{l/m}^2\text{h}$ กรณีไม่กวน และเท่ากับ 428 561 616 $\text{l/m}^2\text{h}$ กรณีมีการกวนที่ความดัน 100 200 และ 300 psi ตามลำดับ และที่เมช 12*16 มีค่าฟลักซ์เฉลี่ย เท่ากับ 378 384 637 $\text{l/m}^2\text{h}$ กรณีไม่กวน และเท่ากับ 487 500 570 $\text{l/m}^2\text{h}$ กรณีมีการกวนที่ความดัน 100 200 และ 300 psi ตามลำดับ จะเห็นว่าขนาดอนุภาคในช่วงที่ทำการศึกษามีผลต่อการเปลี่ยนแปลงของค่าฟลักซ์น้อย



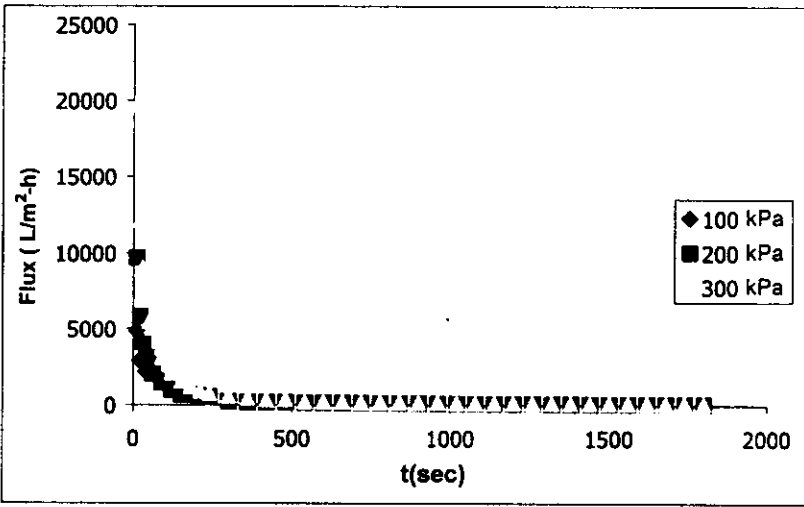
รูปที่ 3.10 ค่าฟลักซ์ กับ เวลาในการกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ที่ความดัน 100kPa ในกรณีที่ไม่มีการกวน



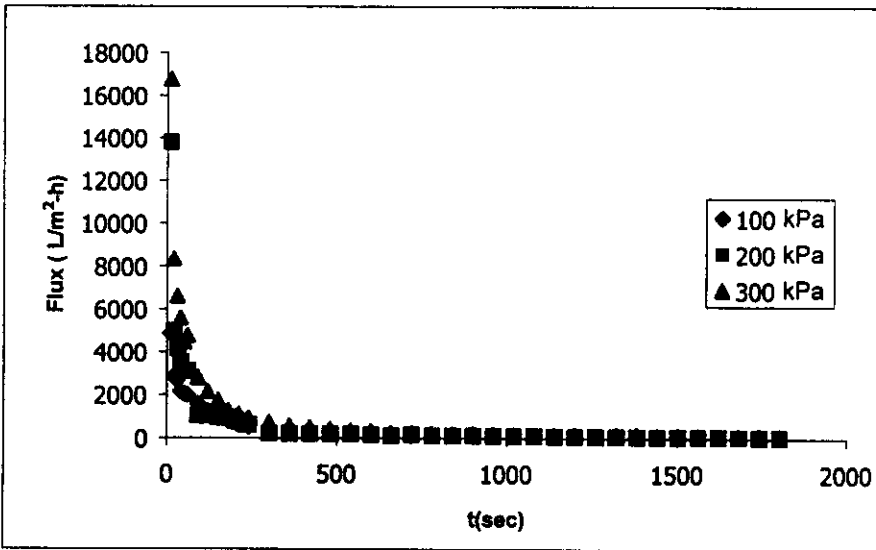
รูปที่ 3.11 ค่าฟลักซ์ กับเวลาในการกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ที่ความดัน 200kPa ในกรณีที่ไม่มีการกวน



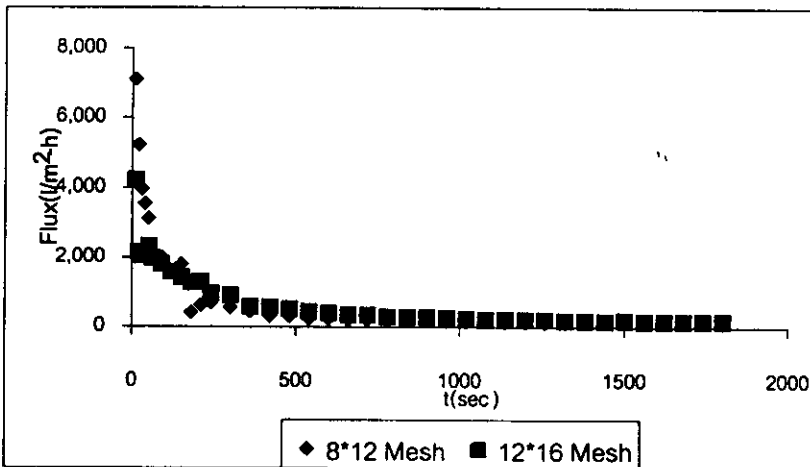
รูปที่ 3.12 ค่าฟลักซ์ กับเวลาในการกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ที่ความดัน 300kPa ในกรณีที่ไม่มีการกวน



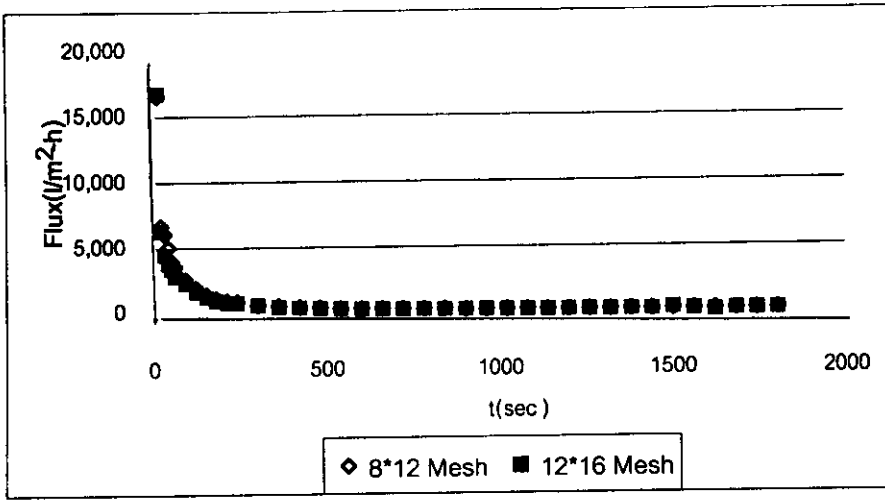
รูปที่ 3.13 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ขนาด 8*12 mesh ในกรณี ที่ไม่มีการกวน



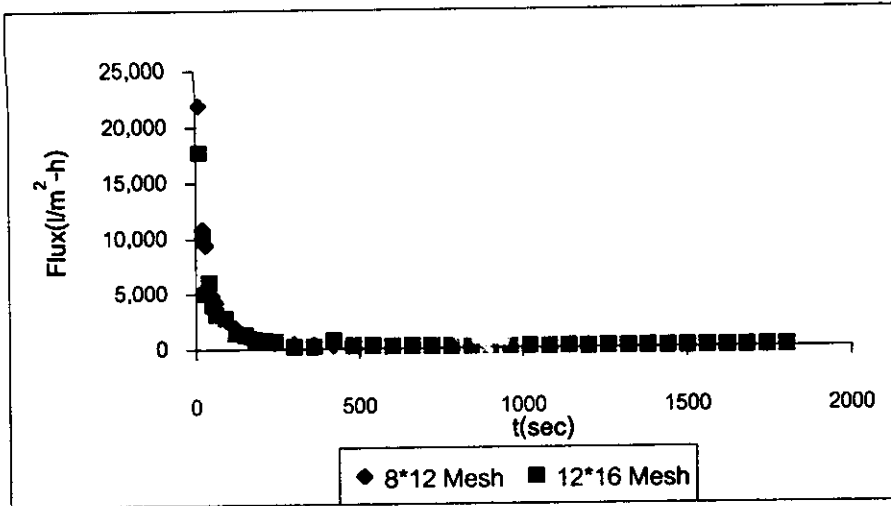
รูปที่ 3.14 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย ACขนาด 12*16 mesh ในกรณี ที่ไม่มีการกวน



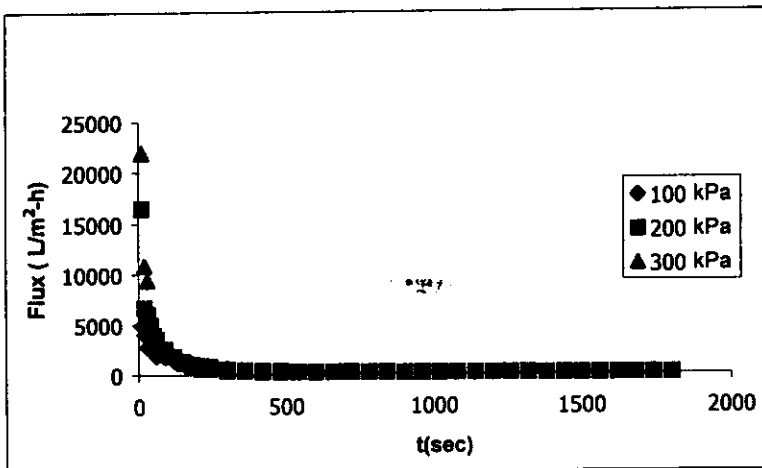
รูปที่ 3.15 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ที่ความดัน 100kPa ในกรณี ที่มีการกวน



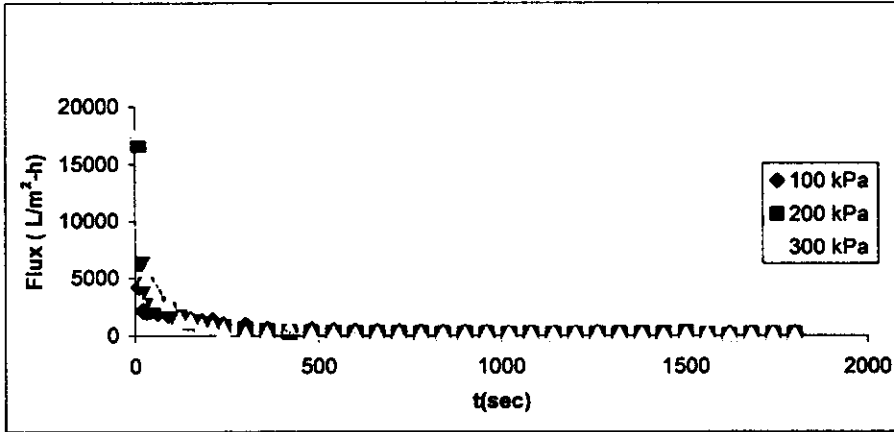
รูปที่ 3.16 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ที่ความดัน 200kPa ในกรณีที่มีการกววน



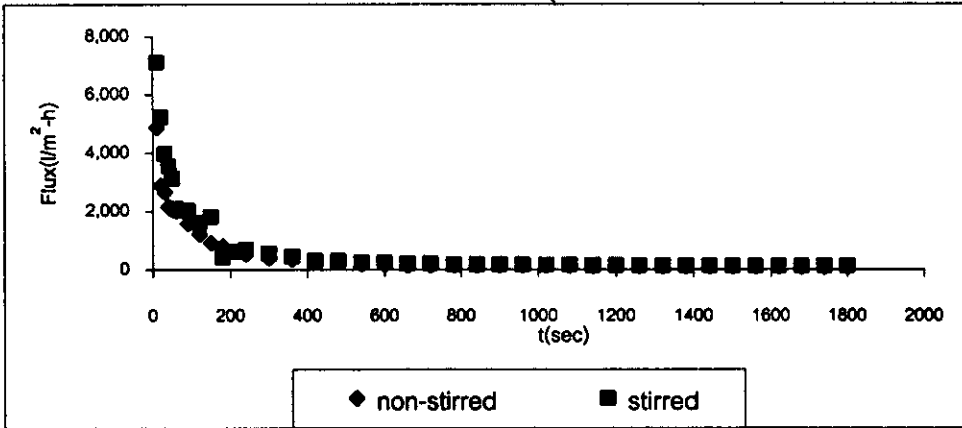
รูปที่ 3.17 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ที่ความดัน 300kPa ในกรณีที่มีการกววน



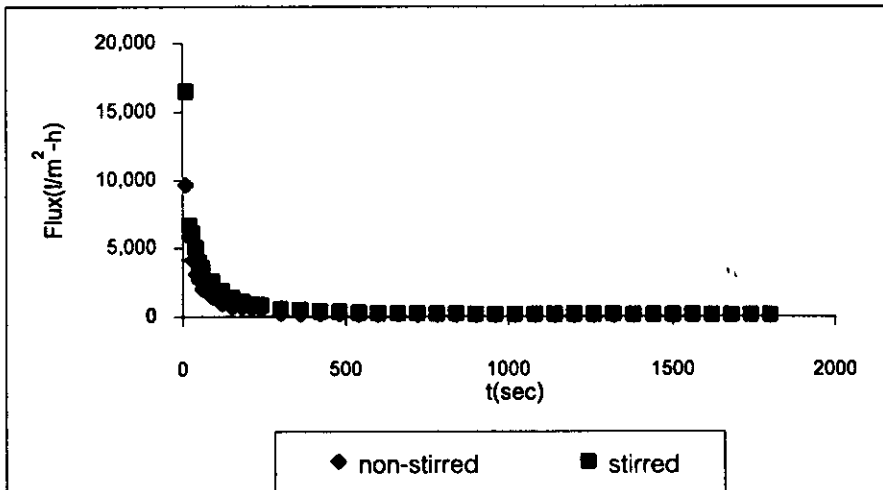
รูปที่ 3.18 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ขนาด 8*12 mesh ในกรณีที่มีการกววน



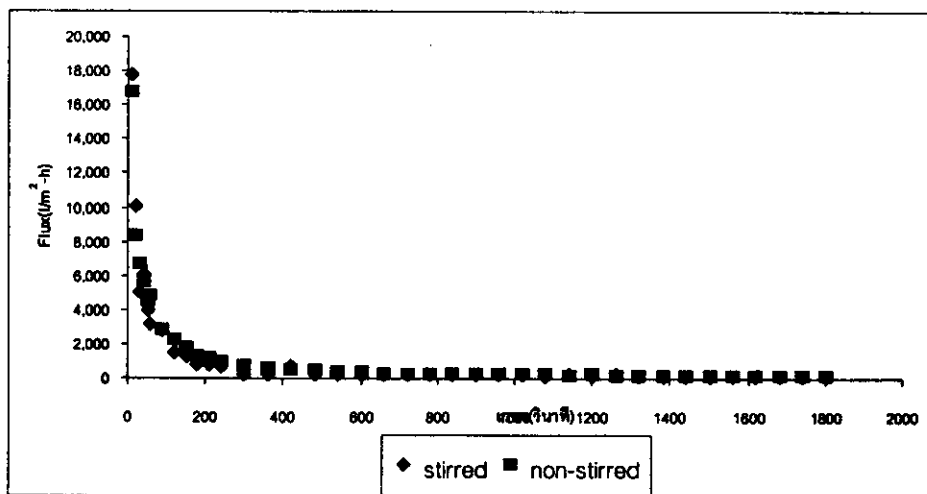
รูป 3.19 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย ACขนาด 12*16 mesh ในกรณีที่มีการกวน



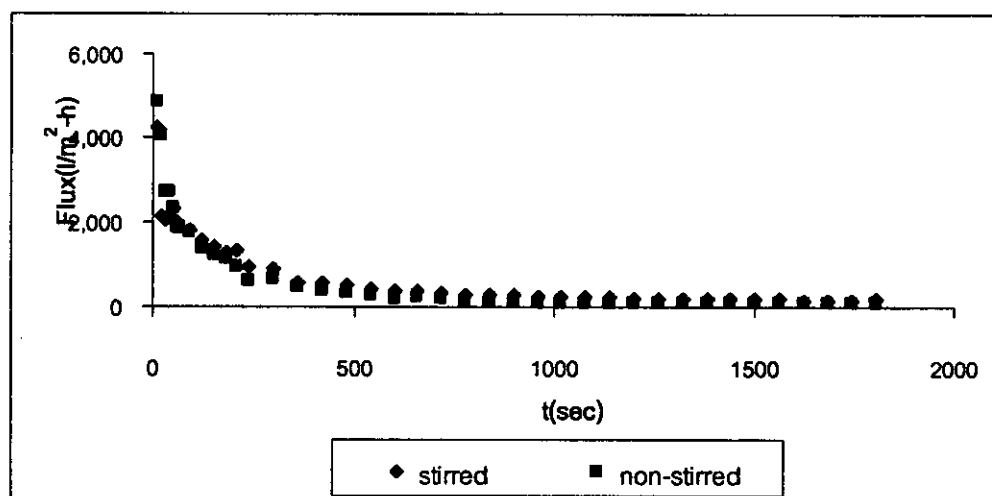
รูปที่ 3.20 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย ACขนาด8*12 ที่ความดัน 100kPa



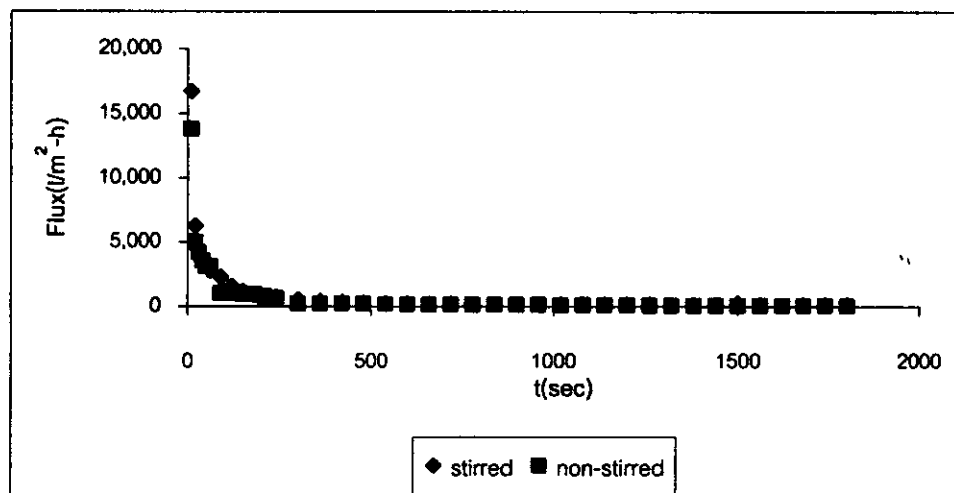
รูปที่ 3.21 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย ACขนาด8*12 ที่ความดัน 200kPa



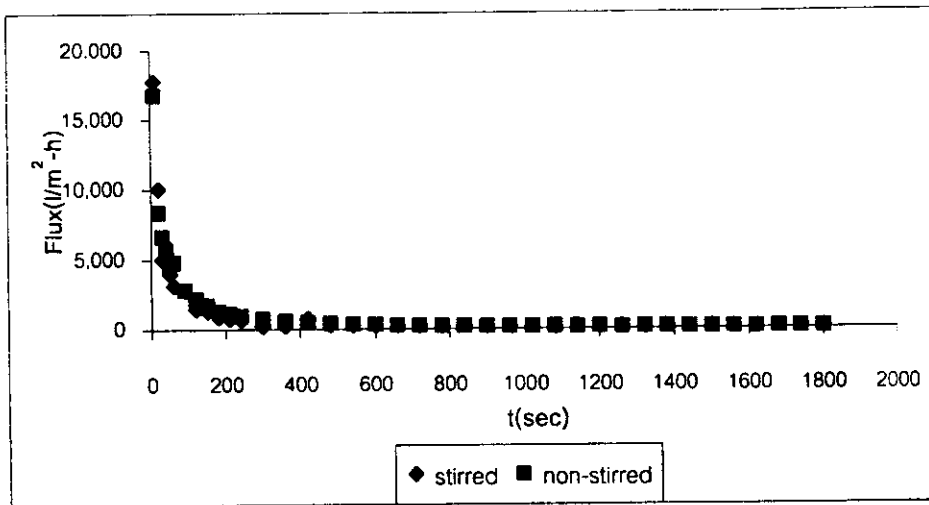
รูปที่ 3.22 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย ACขนาด8*12 ที่ความดัน 300kPa



รูปที่ 3.23 ค่าฟลักซ์ กับเวลาใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ขนาด12*16 ที่ความดัน 100kPa



รูปที่ 3.24 ค่าฟลักซ์ กับ เวลา ใน การกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วยขนาด12*16 ที่ความดัน 200kPa ในกรณีที่มีและไม่มี การกวน



รูปที่ 3.25 ค่าฟลักซ์ กับเวลาในการกรอง น้ำที่ผ่านการดูดซับด้วย AC ขนาด 12*16 ที่ความดัน 300kPa

ตารางที่ 3.12 คุณลักษณะของน้ำก่อนและหลังการผ่านถ่าน
กัมมันต์ที่ขนาดต่างๆ

คุณลักษณะ	ก่อน	หลัง	
		8*12 mesh	12*16 mesh
COD (mg/l)	412	142	120
ค่าสี	172	49	44
SS(mg/l)	67	65	78
pH	9.3	9.8	9.8

ตารางที่ 3.13 คุณลักษณะของน้ำที่ผ่านถ่านกัมมันต์ที่ขนาดต่างๆและผ่านการกรอง
ด้วยเมมเบรนที่ความดันต่างๆ ในกรณีที่ไม่มีการกวน

ขนาดของถ่านกัมมันต์ (mesh)	ความดัน (kPa)	คุณลักษณะ			
		COD (mg/l)	ค่าสี	SS (mg/l)	pH
8*12 mesh	100	112	17	10	9.1
	200	100	17	12	9.2
	300	120	22	10	9.2
12*16 mesh	100	90	7	15	9.2
	200	94	12	14	9.3
	300	60	17	12	9.2

ตารางที่ 3.14 ลักษณะของน้ำที่ผ่านถ่านกัมมันต์ที่ขนาดต่างๆและผ่านการกรองด้วยเมมเบรนที่ความดันต่างๆ ในกรณีที่มีการกววน

ขนาดของถ่านกัมมันต์ (mesh)	ความดัน(kPa)	คุณลักษณะ			
		COD (mg/l)	ค่าสี	SS (mg/l)	pH
8*12 mesh	100	96	17	4	9.4
	200	116	22	8	9.3
	300	128	32	17	9.3
12*16 mesh	100	86	7	11	9.4
	200	86	12	4	9.4
	300	90	17	5	9.3

3.7 การกรองด้วย UF

3.7.1 Commercial UF เมมเบรน

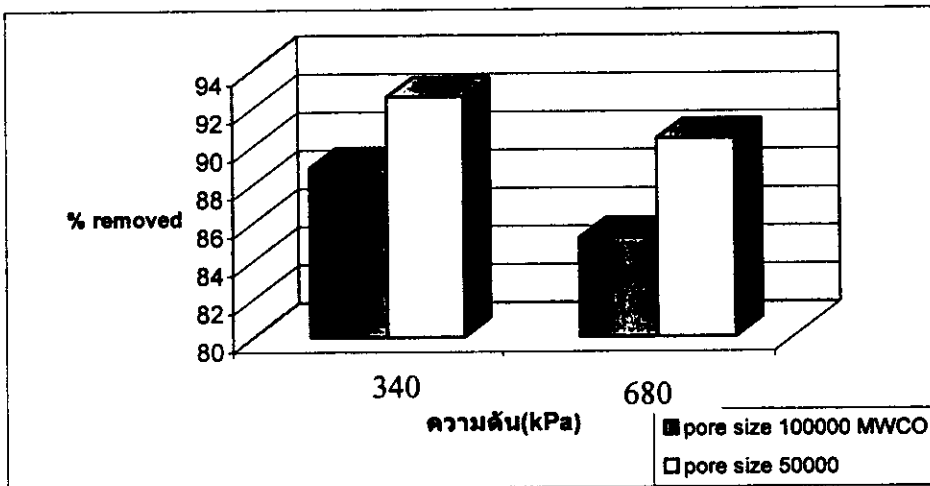
การทดลองในส่วนนี้เป็นการใช้เมมเบรนระดับอัลตราฟิลเตรชันในการกำจัดสี เนื่องจากเป็นเมมเบรนที่หาซื้อได้ยาก ดังนั้นในการทดลองจึงมีข้อจำกัด โดยเมมเบรนที่ใช้เป็นเมมเบรนที่หาซื้อได้ในประเทศ มี 2 ขนาด ดังแสดงในตารางที่ 3.15 ในการทดลอง เราได้ทำการกรองด้วยกระดาษ GF/C เพื่อเป็นการ pre-treat ให้น้ำทิ้งที่ได้มีค่า SS ที่ลดลง เพื่อช่วยให้ระยะเวลาที่ใช้เมมเบรนเพิ่มขึ้น จากข้อสรุปที่ได้จากการวิเคราะห์ค่าความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอย ที่แสดงในตารางที่ 3.15 เช่นกันค่า SS มีค่าลดลงเมื่อทำการกรองผ่านด้วยเมมเบรน จะได้ว่าเมมเบรนทั้ง 2 ชนิด มีประสิทธิภาพการกำจัด SS สูง ค่า SS หลังการกรองผ่านเมมเบรน มีค่าแปรตามค่าของความดันที่ใช้งานและขนาดของรูพรุนของเมมเบรน คือที่ขนาด 100,000 MWCO และขนาด 50,000 MWCO ลด SS ได้ 85-88% และ 90-92 % ที่ความดัน 100 และ 50 psi

ในการทดลองพบว่า SS จะเพิ่มขึ้น เมื่อขนาดรูพรุนของเมมเบรนเพิ่มขึ้น ทั้งนี้ก็มีสาเหตุมาจากการมีช่องทางหรือขนาดของ pore สูงขึ้นจะเป็นการเพิ่มขนาดของช่องทางการเคลื่อนที่ของอนุภาคหรือน้ำทิ้งให้มีโอกาสผ่านได้มากขึ้น และที่ขนาด pore size เดียวกัน การเพิ่ม pressure จะเป็นการเพิ่มแรงขับเคลื่อนให้อนุภาคหรือน้ำทิ้งสามารถผ่านรูพรุนได้มากขึ้น ส่งผลให้ได้ค่า SS ที่เพิ่มขึ้นด้วยเช่นกัน กราฟเปรียบเทียบประสิทธิภาพการลดค่า SS ของ UF ที่สภาวะต่างๆพล็อตในรูปกราฟแท่งในรูปที่ 3.26

ตารางที่ 3.15 ค่า SS ของน้ำเสีย ที่ผ่านการกรองด้วยเมมเบรนขนาดรูพรุนต่าง ๆ

		Pressure (kPa)			
		340		680	
ชนิดของเมมเบรน	ขนาด pore size	SS (mg/l)	% removed	SS (mg/l)	% removed
Polysulfone	Pore size 100000 MW.CO.*	15	88.89	20	85.19
	Pore size 50000 MW.CO.*	10	92.59	13	90.37
	SS ของน้ำก่อน pre-treat	135			
	SS ของน้ำหลัง pre-treat	45			

*ขนาดโมเลกุลที่ผ่านเมมเบรนได้



รูปที่ 3.26 กราฟแสดงความสามารถในการลดค่า SS ของเมมเบรน pore size ต่าง ๆ

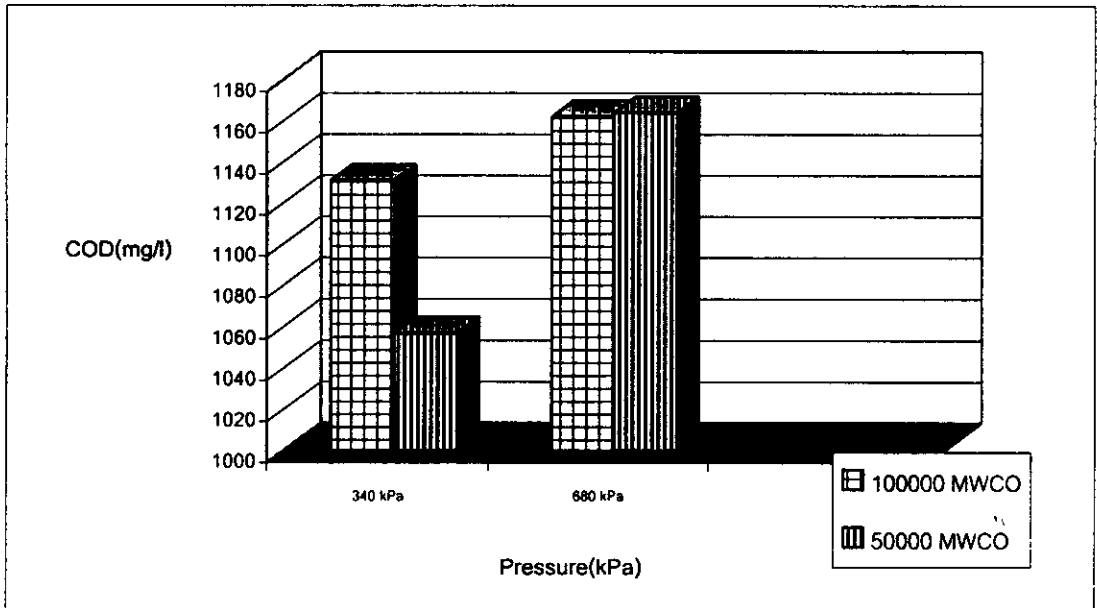
ค่า COD ของน้ำทิ้งหลังการกรองด้วย UF แสดงในตารางที่ 3.16 และรูปที่ 3.27 พบว่า เมมเบรนขนาด 1000 MWCO ให้น้ำทิ้งที่บำบัดแล้วมีค่าสูงกว่ากรณีของเมมเบรนขนาด 50000 MWCO เพราะมีความสามารถให้โมเลกุลที่มีขนาดใหญ่กว่าผ่านได้ ประสิทธิภาพการลด COD แสดงในตารางที่ 3.17 และรูปที่ 3.28 พบว่า ค่า COD เมื่อนำน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำมันปาล์ม กรองผ่าน เมมเบรนมีค่าลดลง แต่ลดลงน้อยมาก ค่า COD หลังการกรองผ่านเมมเบรน มีค่าแปรตามค่าของความดันที่ใช้งาน และขนาดของรูพรุนของ เมมเบรน

ตารางที่ 3.16 ค่า COD ที่ผ่านการกรองด้วยเมมเบรน pore size ต่าง ๆ

	ตัวอย่างน้ำ	COD (mg/l)
		น้ำก่อน pre-treat
	น้ำหลัง pre-treat	1355
100000 MW.CO.	Filter at P = 340 kPa	1131
	Filter at P = 680 kPa	1162
50000 MW.CO.	Filter at P = 340 kPa	1057
	Filter at P = 680 kPa	1164

ในการทดลองพบว่า ค่า COD จะลดลงเมื่อขนาด pore size ของเมมเบรนมีขนาดเล็กลง ซึ่งมีสาเหตุมาจาก เมื่อขนาดของ pore size เล็กลง อนุภาคใด ๆ จะลอดผ่านเมมเบรน จะมีโอกาสน้อยลง โดยอนุภาคส่วนใหญ่จะติดอยู่ที่บริเวณผิวหน้าของ เมมเบรน

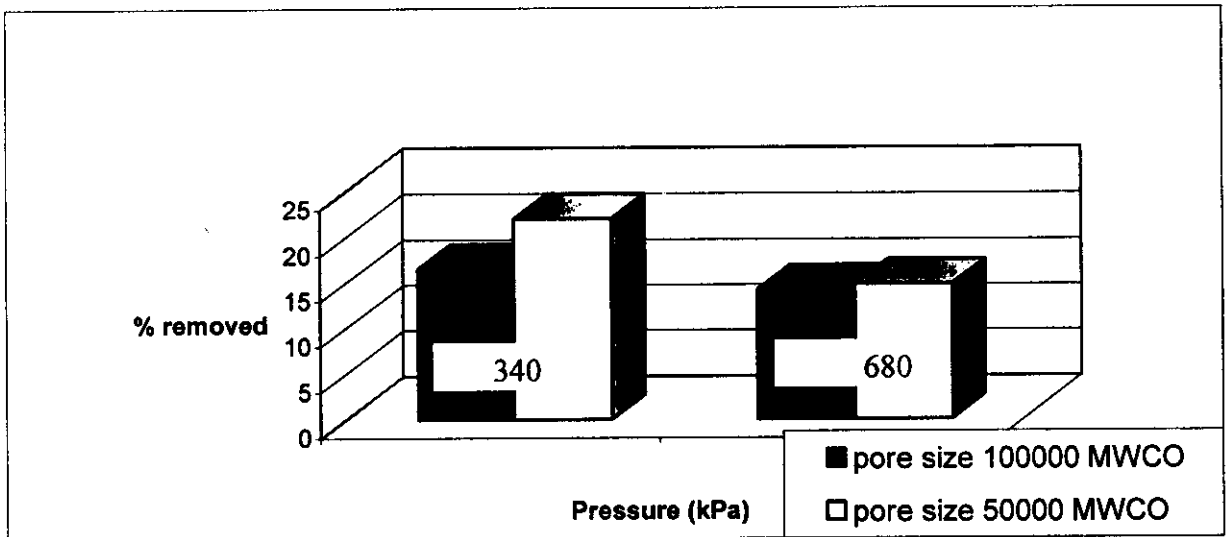
เมื่อทำการเพิ่มความดัน พบว่าที่ขนาด pore size เดียวกัน ค่า COD จะเพิ่มขึ้น ทั้งนี้ก็มีสาเหตุ มาจากการเพิ่มความดันจะทำให้เกิดความแตกต่างของความดันระหว่างด้านหน้าและหลังของเมมเบรนมากขึ้นส่งผลให้อนุภาคสามารถเคลื่อนที่ผ่านเมมเบรนได้มากขึ้น แม้กระทั่งอนุภาคที่มีขนาดใหญ่กว่า pore size ของเมมเบรนก็มีโอกาสที่จะหลุดลอกออกไปได้เช่นกัน ซึ่งส่งผลให้ ค่า COD มีค่าเพิ่มขึ้น เมื่อความดันของการกรองเพิ่มขึ้น



รูปที่ 3.27 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า COD กับ Pressure ที่ pore size ต่างๆ

ตารางที่ 3.17 เปรียบเทียบความสามารถในการลดค่า COD ของเมมเบรนแต่ละ pore size (%)

Pore size	pressure (kPa)	
	340	680
100000 MW.CO.	16.53	14.23
50000 MW.CO.	22	14.8

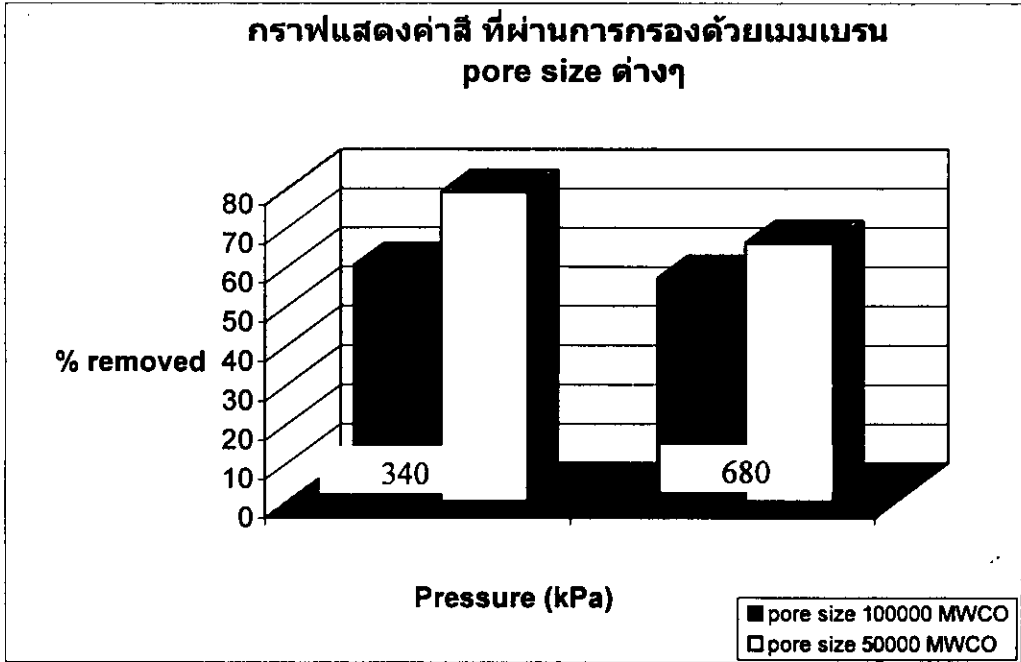


รูปที่ 3.28 กราฟแสดงความสามารถในการลด COD ของเมมเบรน ที่ pore size ต่าง ๆ

ค่าสี (platinum cobalt standard) ที่กรองด้วยเมมเบรนขนาด pore size ต่าง ๆ ค่าสีเมื่อนำน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำมันปาล์ม กรองผ่านเมมเบรน ค่าสีที่ได้มีค่าลดลง ค่าสี หลังการกรองผ่านเมมเบรนมีค่าแปรตามค่าของความดันที่ใช้งานและขนาดของรูพรุนของ เมมเบรน ผลการทดลองแสดงในตาราง 3.18 และรูปที่ 3.29

ตารางที่ 3.18 ค่าสี (platinum cobalt standard) ที่ผ่านการกรองด้วยเมมเบรน pore size ต่าง ๆ

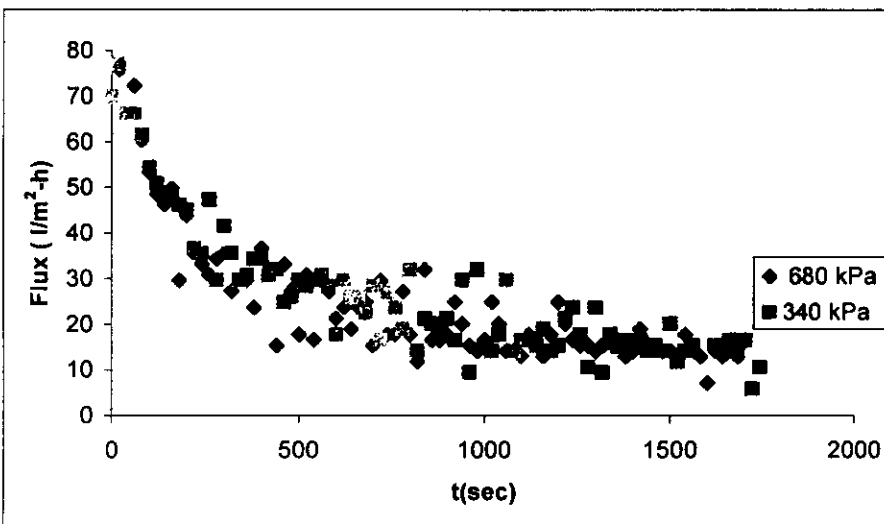
Pore size	Pressure(kPa)	ค่าสี
50000	340	1634.04
	680	2645.72
100000	340	2733.69
	680	3349.49
ก่อน pre-treat		7805.19
หลัง pre-treat		6881.488



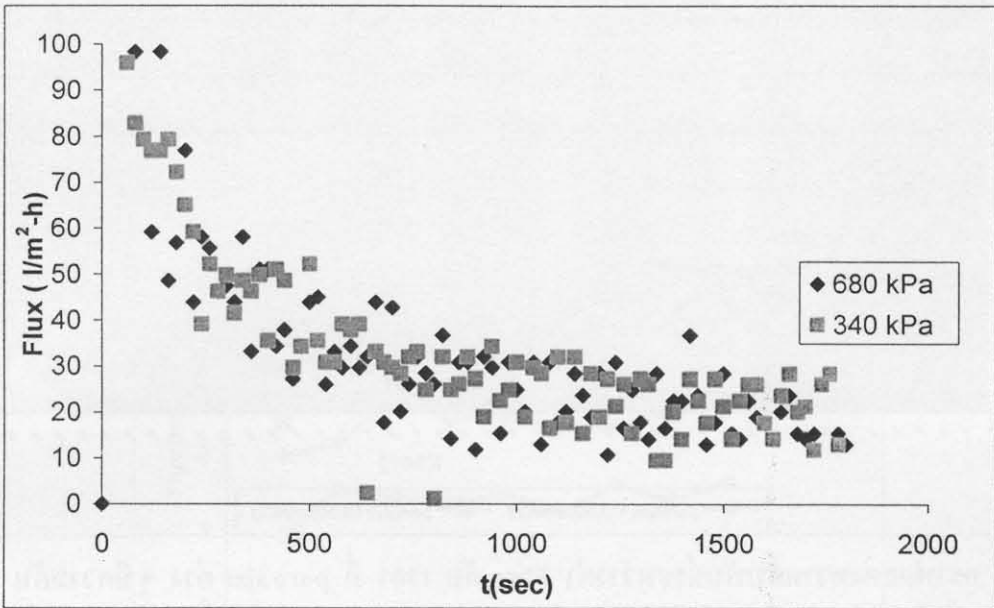
รูปที่ 3.29 กราฟแสดงความสามารถในการลดค่าสีของเมมเบรนชนิดต่าง ๆ

ค่า flux จากการทดลองพบว่า เมื่อระยะเวลาของการกรองมากขึ้น ค่า flux ที่ได้จะมีค่าลดลง มีสาเหตุมาจาก การเกิด fouling ของเยื่อแผ่น ซึ่งก็คือเกิดการอุดตันของเยื่อแผ่นจึงทำให้ flux ลดลง จากการทดลองที่ความดัน 2 ค่า คือ 340 และ 680 kPa พบว่าที่ความดัน 680 kPa จะให้ค่า flux ที่เวลาใด ๆ สูงกว่า 340 kPa ซึ่งมีสาเหตุมาจากความแตกต่างของความดันระหว่างผิวเยื่อแผ่น

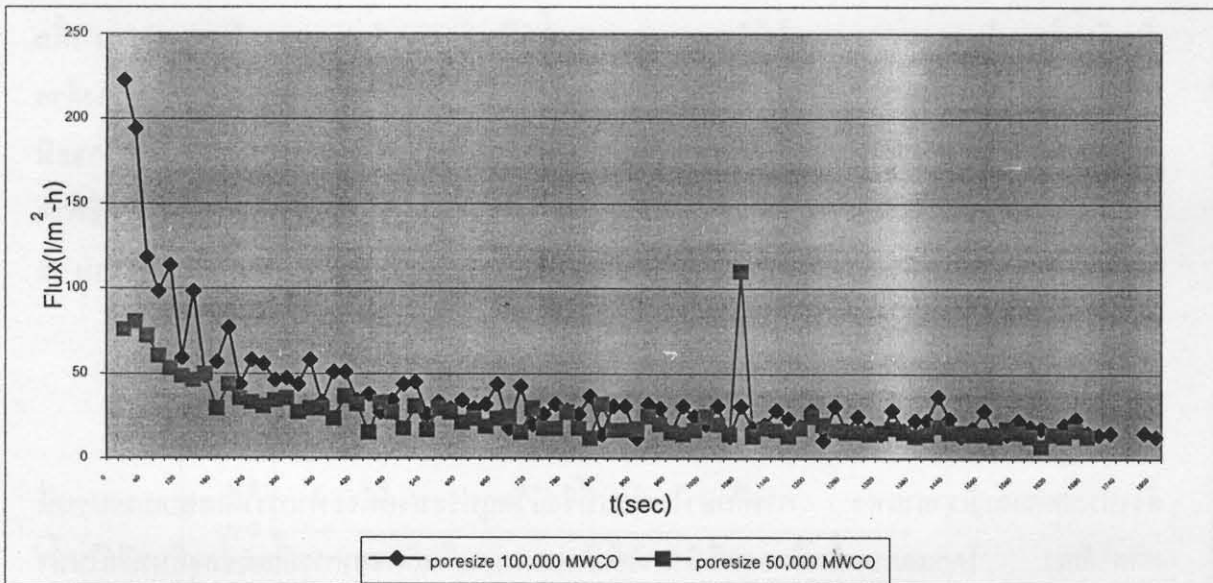
ที่ความดันใด ๆ ที่ขนาด pore size เล็กกลง จะให้ค่า flux ที่ลดลงตามไปด้วย ซึ่งก็มีสาเหตุมาจาก ขนาด pore size เล็ก ๆ จะมีขนาดของช่องทางที่ยอมให้อนุภาคใด ๆ หรือน้ำทิ้ง ผ่านไปได้ค่อนข้างน้อย จึงส่งผลให้ได้ค่า flux น้อยนั่นเอง



รูปที่ 3.30 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า Flux กับ เวลา ที่ pore size 50000 MWCO

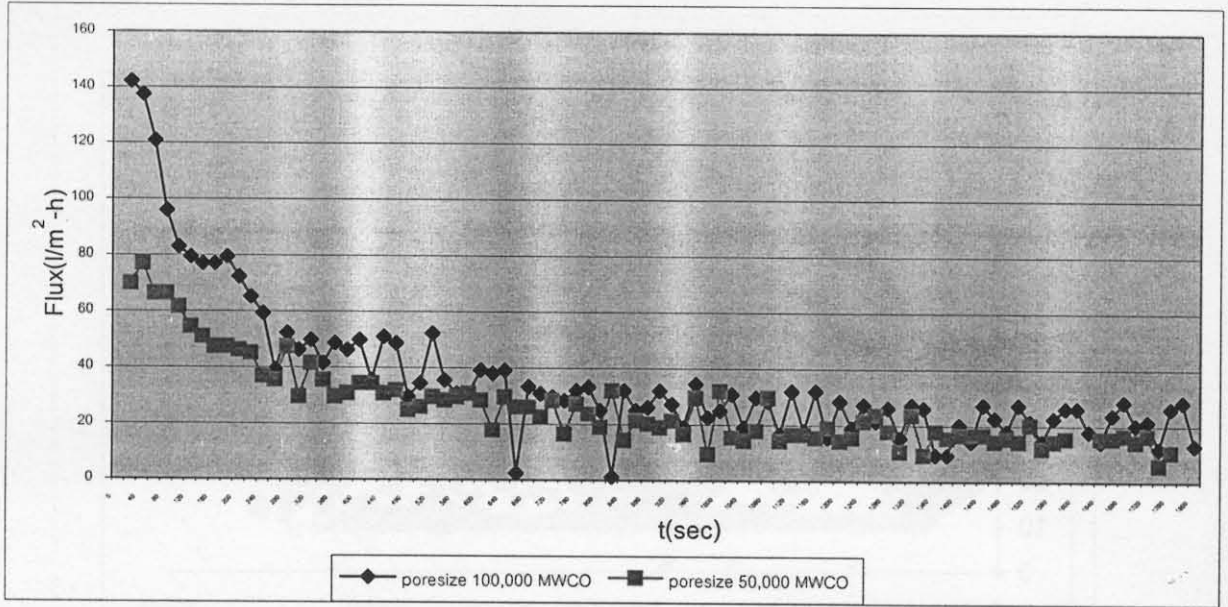


รูปที่ 3.31 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า Flux กับ เวลา ที่ pore size 100000



รูปที่ 3.32 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า Flux กับ เวลา ที่ pore size ต่าง ๆ ที่ความดัน

680 kPa



รูปที่ 3.33 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างค่า Flux กับ เวลา ที่ pore size ต่าง ๆ ที่ความดัน 340 kPa

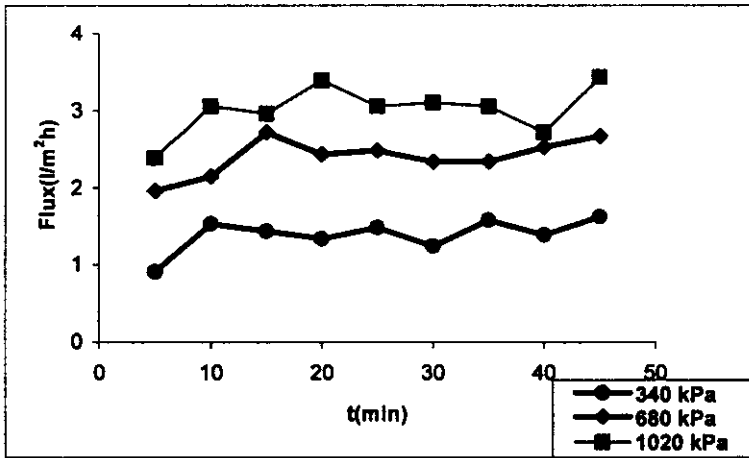
ในการทดลองจะพบว่า ประสิทธิภาพในการกรองของแต่ละ pore size และแต่ละความดันต่างก็มีข้อดีข้อเสีย แต่จากการสังเกตพบว่า ที่ pore size 50000 MW.CO. และใช้ความดันในการกรองที่ 340 kPa มีประสิทธิภาพดีที่สุด จึงเป็นการดีถ้าหากเราจะทำการกรองที่ pore size และความดันดังกล่าว ในการทดลอง เราได้ทำการ pre-treat น้ำเสีย ก่อนมาทำการกรองด้วยเมมเบรน เพื่อลดค่า SS ให้มีค่าต่ำกว่าค่าที่กระทรวงอุตสาหกรรมกำหนด ซึ่งช่วยให้ระยะเวลาในการกรองด้วยเมมเบรนเพิ่มขึ้น จากการสังเกตลักษณะของสี ที่ได้จากการกรองด้วยเมมเบรน พบว่าจะมีลักษณะของสีน้ำตาลคล้ำลดลง แม้ว่าการใช้เมมเบรนที่มีขนาด pore size เล็ก ๆ จะมีประสิทธิภาพในการลดค่าสี, SS และ COD ก่อนข้างดีแต่ก็มีเหตุผลหนึ่งที่ต้องพิจารณาก็ คือ อายุการใช้งาน จะสั้น ทั้งนี้ก็เนื่องมาจากปัญหาของ fouling ซึ่งอาจจะไม่คุ้มกับการลงทุน

3.7.2 การกรองด้วยเมมเบรน เซลลูโลสในเตรท

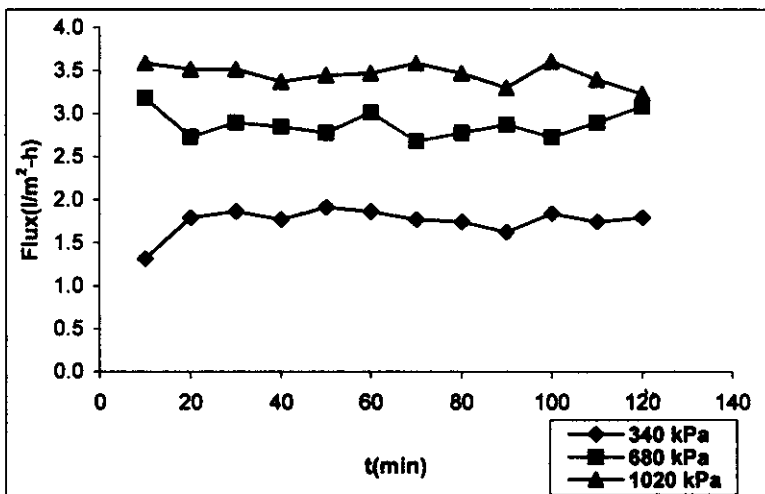
เนื่องจากเมมเบรนระดับอัลตราฟิลเตรชันที่มีขายในท้องตลาดเป็นเมมเบรนที่ผลิตในต่างประเทศและมีราคาแพง การศึกษาในส่วนนี้จึงมีวัตถุประสงค์ที่จะทำการทดสอบเมมเบรนที่ผลิตได้เอง โดยเมมเบรนชนิดแรกก็นำมาใช้เป็นเมมเบรนที่ผลิตจากการเลี้ยงเชื้อจุลินทรีย์ในน้ำสัปปะรด เป็นเมมเบรนชนิดเซลลูโลสอะซิเตท โดยดูแนวโน้มในความสามารถกำจัดสี และค่าฟลักซ์เทียบกับกรณีเมมเบรนที่ผลิตในต่างประเทศ เมมเบรนที่ใช้ในการทดลองประกอบด้วยเมมเบรนที่มีขนาด 8 มม. และ 4 มม. ขณะเป็ยก (เป็นความหนาของชั้นจุลินทรีย์ที่เก็บเกี่ยวหลังการเลี้ยงก่อนนำไปทำการรีดน้ำ และทำแห้ง) ผลการทดสอบความสามารถในการกำจัดสีมีดังนี้

3.7.2.1 การกรองด้วยเมมเบรน เซลลูโลสในเตรท (ความหนา 8 มม. ขณะเป็ยก)

การทดสอบค่า water flux ของเมมเบรน 2 ชั้น ที่ความดัน 3 ค่า คือ 340 680 1020 kPa ดังแสดงในตารางภาคผนวก ก6.1-6.3 พบว่าค่าฟลักซ์แปรผันโดยตรงกับค่าความดัน มีค่าประมาณ 1.45-2.77 l/m^2h สำหรับเมมเบรนชั้นที่ 1 และ มีค่าประมาณ 1.33-3.26 l/m^2h สำหรับเมมเบรนชั้นที่ 2 การที่มีค่าต่างกันเล็กน้อยอาจเป็นผลจากการผลิตที่ได้เมมเบรนที่มีความไม่สม่ำเสมอ มีค่าเฉลี่ยประมาณ 1.39-3.10 l/m^2h ดังแสดงในรูปที่ 3.34

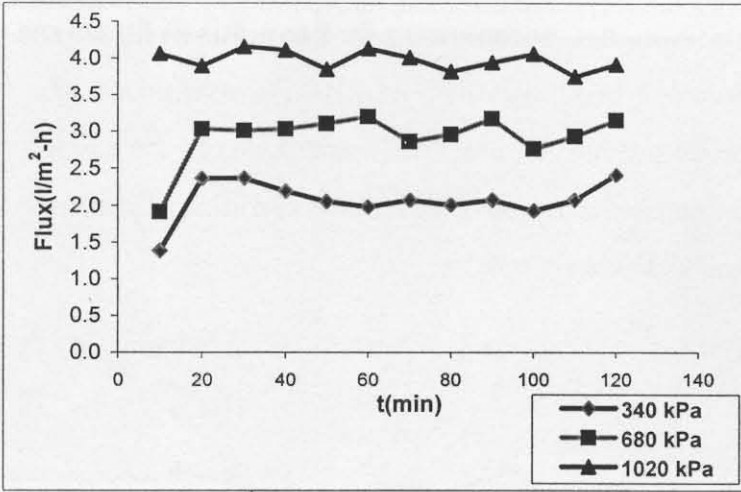


รูปที่ 3.34 กราฟแสดงค่าฟลักซ์น้ำกั้นของเมมเบรน(ความหนา 8 มม.ขณะเป็ยก)ที่ความดันต่างๆ



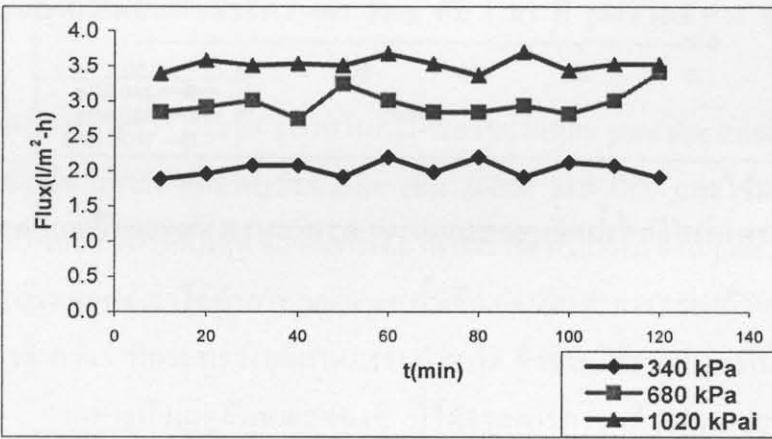
หมายเหตุ : ชุดการทดลองที่ 1 คือ membrane เริ่มวัดที่ความดัน 340 kPa ไป 680 kPa ไป 1020 kPa

รูปที่ 3.35 ฟลักซ์ที่ความดันต่างๆ ของชุดการทดลองที่ 1 ของเมมเบรนหนา 8 มม



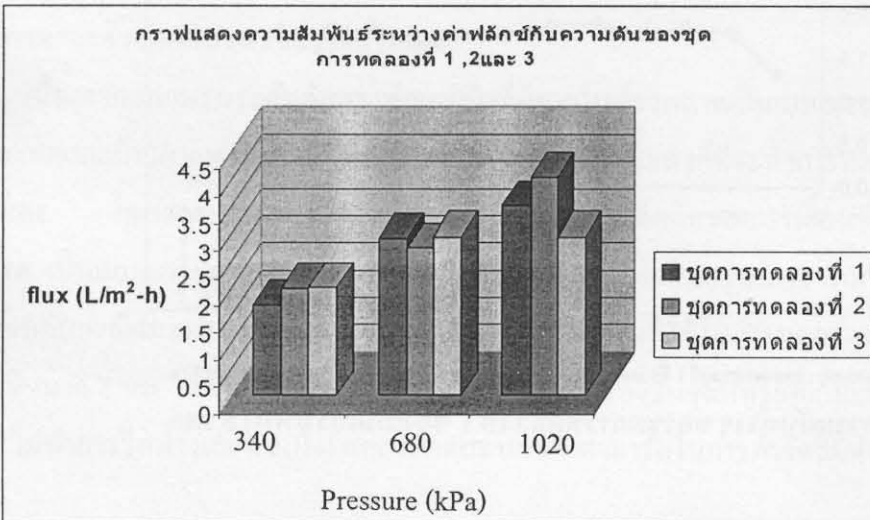
หมายเหตุ: ชุดการทดลองที่ 2 การทดลองที่ความดัน 680 kPa 1020 kPa 340 kPa ตามลำดับ

รูปที่ 3.36 พลิกซ์ที่ความดันต่างๆ ของชุดการทดลองที่ 2 ของเมมเบรนหนา 8 มม



หมายเหตุ: ชุดการทดลองที่ 3 การทดลองที่ความดัน 1020 kPa 340 kPa 680 kPa ตามลำดับ

รูปที่ 3.37 พลิกซ์ที่ความดันต่างๆ ของชุดการทดลองที่ 3 ของเมมเบรนหนา 8 มม



รูปที่ 3.38 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างพลิกซ์กับความดันของชุดการทดลองที่ 1, 2 และ 3

ชุดการทดลองที่ใช้ในการกรองน้ำเสียทำการกรองแบบต่อเนื่องที่ 3 ชุดความดันคือ ที่ ความดัน 340 680 1020 kPa ความดัน 680 1020 340 kPa และความดัน 1020 340 680 kPa เพื่อตรวจสอบความแตกต่างของค่าฟลักซ์ ที่ความดันต่างๆ ใน กรณีที่มีการปรับความดันในระหว่างการกรอง ซึ่งผลทั้งหมดแสดงในรูปที่ 3.35-3.37 และค่าฟลักซ์เฉลี่ยที่พล็อตแสดงในรูปที่ 3.38 ค่าฟลักซ์ที่ความดันสูงมีค่ามากกว่าที่ความดันต่ำ โดยค่าเฉลี่ยระหว่าง 1.75-3.97 l/m^2h และ ลำดับชั้นการกรองส่งผลต่อค่าฟลักซ์น้อย

ในส่วนประสิทธิภาพการลดสีของเมมเบรน ที่ความดันต่างๆ แสดงในตารางที่ 3.19-3.21 พบว่า ประสิทธิภาพการกำจัดสีแปรผกผันกับความดัน ลำดับชั้นของการกรอง ไม่มีผลต่อ %rejection ที่ความดันต่ำ แต่มีผลที่ความดันสูง คือ การกรองที่ความดันสูงในชั้นตอนหลังจะให้ค่า %rejection ที่สูงขึ้น

ตารางที่ 3.19 ค่าสีน้ำทิ้งหลังการกรองผ่านเมมเบรน CN ความหนา 8 มม ที่ความดันเริ่มจาก 340kPa 680 kPa และ 1020 kPaตามลำดับ

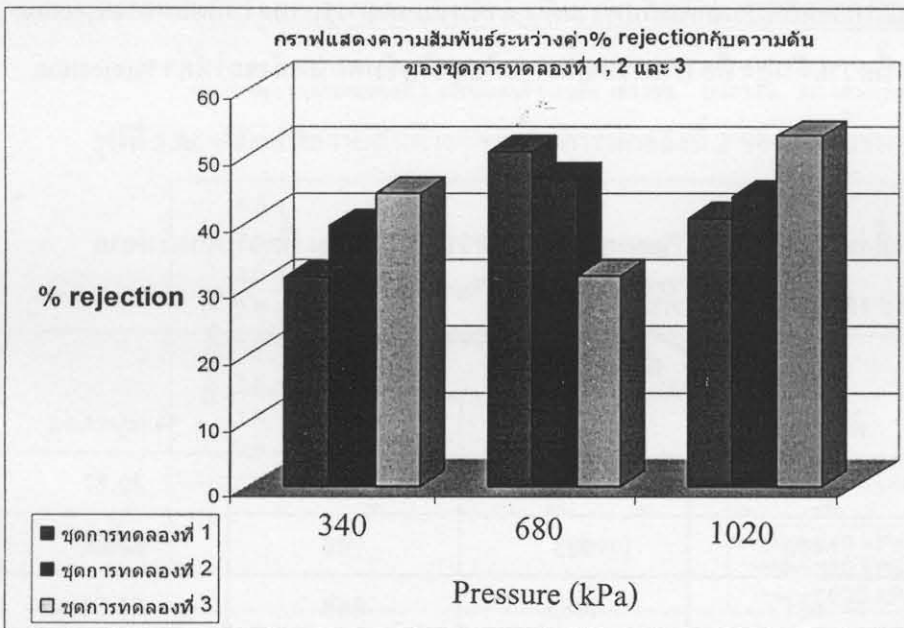
ความดัน	ค่าสี (หน่วยสี)			% rejection
	ตัวอย่างที่ 1	ตัวอย่างที่ 2	เฉลี่ย	
340 kPa	1200	1244	1222	30.37
680 kPa	498	903	700	60.08
1020 kPa	651	1085	868	50.54

ตารางที่ 3.20 ค่าสีน้ำทิ้งหลังการกรองผ่านเมมเบรน CN ความหนา 8 มมที่ความดันเริ่มจาก 680 kPa, 1020 kPa และ 340 kPa ตามลำดับ

ความดัน	ค่าสี (หน่วยสี)			% rejection
	ตัวอย่างที่ 1	ตัวอย่างที่ 2	เฉลี่ย	
340 kPa	884	1244	1064	39.37
680 kPa	977	903	940	46.44
1020 kPa	887	1085	986	43.82

ตารางที่ 3.21 ค่าสีน้ำทิ้งหลังการกรองผ่านเมมเบรน CN ความหนา 8 มม. ที่ความดันเริ่มจาก 1020 kPa , 340 kPa และ 680 kPa ตามลำดับ

ความดัน	ค่าสี (หน่วยสี)			% rejection
	ตัวอย่างที่ 1	ตัวอย่างที่ 2	เฉลี่ย	
340 kPa	939	1017	978	44.27
680 kPa	1155	1243	1199	36.68
1020 kPa	818	838	828	52.82



รูปที่ 3.39 ความสัมพันธ์ระหว่างค่า % rejection กับความดันของชุดการทดลองที่ 1, 2 และ 3

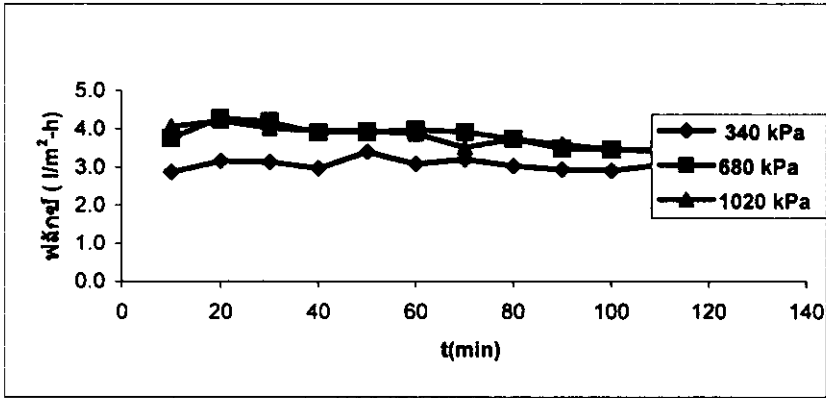
ชุดการทดลองที่ 1 จะเริ่มการทดลองที่ 340 , 680 และ 1020 kPa ตามลำดับ

ชุดการทดลองที่ 2 จะเริ่มการทดลองที่ 680 , 1020 และ 340 kPa ตามลำดับ

ชุดการทดลองที่ 3 จะเริ่มการทดลองที่ 1020 , 340 และ 680 kPa ตามลำดับ

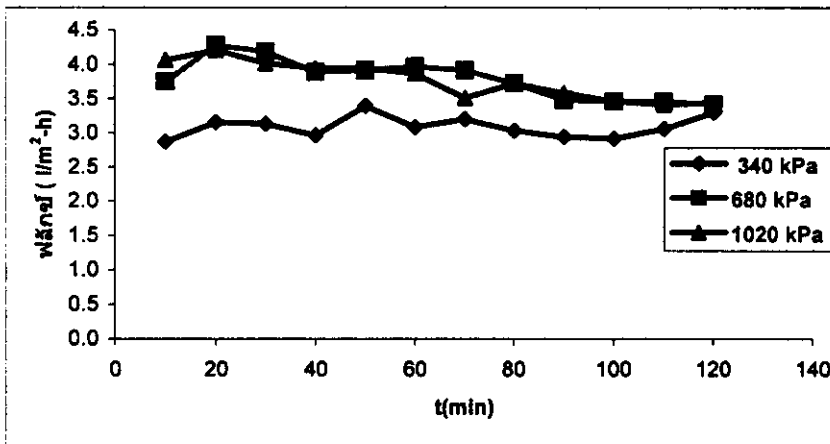
3.7.2.2 การกรองด้วยเมมเบรน เซลลูโลสไนเตรท (ความหนา 4 มม. ขณะเปียก)

ค่าฟลักซ์น้ำกลั่นที่ได้จากการกรองโดยใช้เมมเบรนที่มีความหนา 4 มม. แสดงในรูปที่ 3.40 ได้ค่าใกล้เคียงกับกรณีความหนา 8 มม ส่วนค่าฟลักซ์น้ำเสีย แสดงในรูปที่ 3.41



รูปที่ 3.40 ฟลักซ์น้ำกลั่นที่ความดันต่างๆของเมมเบรนความหนา 4 มม

จะได้ค่าที่มากกว่ากรณีที่มีความหนา 8 มม เนื่องจากการซ้อนของร่างแหเซลมีจำนวนชั้นน้อยกว่า



รูปที่ 3.41 ฟลักซ์ของน้ำเสียที่ความดันต่างๆของเมมเบรนความหนา 4 มม
ผลการวัดค่าสีของเมมเบรนความหนาก่อนรีด 4 มม.

ผลการวัดสีของน้ำเสียก่อนและหลังผ่านการกรองด้วยเมมเบรน หนา 4 มม แสดงในตารางที่ 3.22 และ 3.23 สรุปได้ว่า ที่ความดัน 340 และ 680 kPa ให้ค่า การกำจัดสีที่ไม่แตกต่างกัน แต่ที่ความดันสูงจะมีประสิทธิภาพการกำจัดสีที่ลดลงมาก ดัง % rejection ที่ แสดงในตารางที่ 3.24

ตารางที่ 3.22 ค่าสีน้ำทิ้งหลังการกรองผ่านเมมเบรน CN ความหนา 4 มม ที่ความดันเริ่มจาก 1020 kPa , 680 kPa และ 1020 kPa ตามลำดับ

	ค่าสี			
	วัดครั้งที่ 1	วัดครั้งที่ 2	วัดครั้งที่ 3	เฉลี่ย
feed	3474	3464	3466	3468

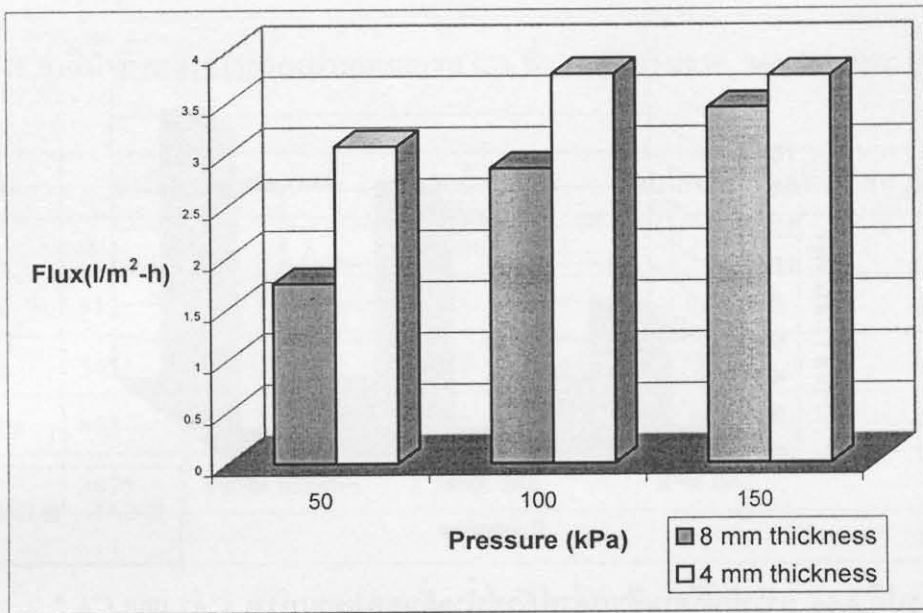
ตารางที่ 3.23 ค่าสีน้ำทิ้งหลังการกรองผ่านเมมเบรน CN ความหนา 4 มม ที่ความดันเริ่มจาก 340 kPa, 680 kPa และ 1020 kPa ตามลำดับ

ความดัน	ค่าสีตัวอย่างที่ 1 (หน่วยสี)				ค่าสีตัวอย่างที่ 2 (หน่วยสี)			
	1	2	3	เฉลี่ย	1	2	3	เฉลี่ย
340 kPa	1755	1764	1765	1761	2410	2416	2408	2411
680 kPa	2350	2356	2346	2350	3001	3014	3043	3019
1020 kPa	2837	2842	2814	2831	3264	3267	3272	3267

ตารางที่ 3.24 ค่า% rejection กับความดันหลังการกรองผ่านเมมเบรน CN ความหนา 4 มม

ความดัน	ค่าสี (หน่วยสี)			% rejection
	ตัวอย่างที่ 1	ตัวอย่างที่ 2	เฉลี่ย	
340 kPa	1716	2411	2063	41
680 kPa	2350	3019	2684	41
1020 kPa	2831	2880	2855	12

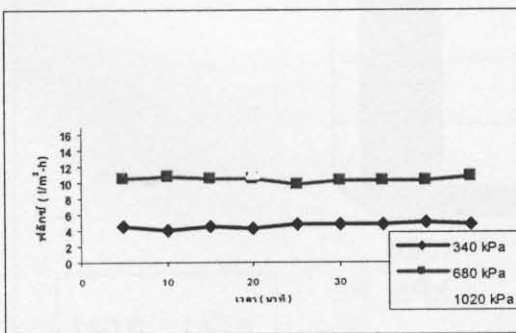
เมื่อเปรียบเทียบค่าฟลักซ์น้ำเสียของเมมเบรนความหนาก่อนรีด 4 และ 8 มม. ที่ความดันต่างๆ ดังแสดงในรูปที่ 3.42 พบว่าค่าฟลักซ์น้ำเสียที่กรองผ่านเมมเบรนความหนา 4 มม มีค่าสูงกว่ากรณีเมมเบรนความหนา 8 มม ที่ทุกความดัน โดยมีค่าเฉลี่ยระหว่าง 3.08-3.97 l/m²h



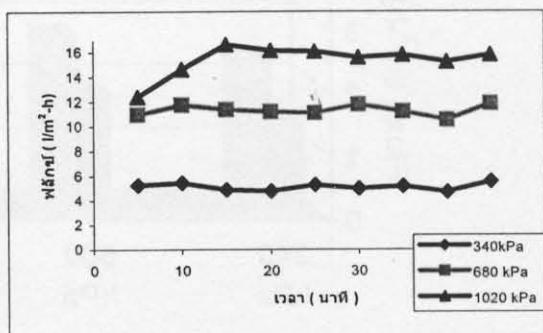
รูปที่ 3.42 ค่าฟลักซ์น้ำเสียของเมมเบรนความหนาก่อนรีด 4 และ 8 มม. ที่ความดันต่างๆ

3.7.3 การกรองด้วย CA

เซลล์ulosอะซิเตทที่ใช้ในการทดลองนี้เป็นเซลล์ulosอะซิเตทที่เพิ่งเริ่มสังเคราะห์ที่ภาควิชาวิทยาศาสตร์ คณะวิทยาศาสตร์ม. สงขลานครินทร์ ซึ่งได้นำมาทำการทดลองเพื่อเปรียบเทียบกับเมมเบรนชนิดอื่นด้วย จากการทดลองหาค่า water flux ของเมมเบรน 2 ชั้นที่ความดัน 3 ค่า 340 680 1020 kPa ได้ผลดังแสดงในรูปที่ 3.43 และรูปที่ 3.44 โดยมีค่าฟลักซ์เฉลี่ย 4.57-15.35 l/m²h ส่วนการกรองน้ำเสียเป็นการกรองผ่านเมมเบรน 2 ชั้น ที่ 3 ค่าความดันคือ ที่ ความดัน 340 680 1020 kPa ได้ค่าฟลักซ์เฉลี่ยที่พล็อตแสดงในรูปที่ 3.45 และในรูปที่ 3.46 สรุปได้ว่า ค่าฟลักซ์ที่ความดันสูงมีค่ามากกว่าที่ความดันต่ำ โดยที่ความดันเดียวกันจะมีค่าฟลักซ์ใกล้เคียงกันทั้ง 2 ชั้น ค่าฟลักซ์เฉลี่ยสำหรับเมมเบรน 2 ชั้นมีค่า 1.66-3.31 และ 2.07-3.05 l/m²h ที่ความดัน 340 680 และ 1020 kPa ตามลำดับ

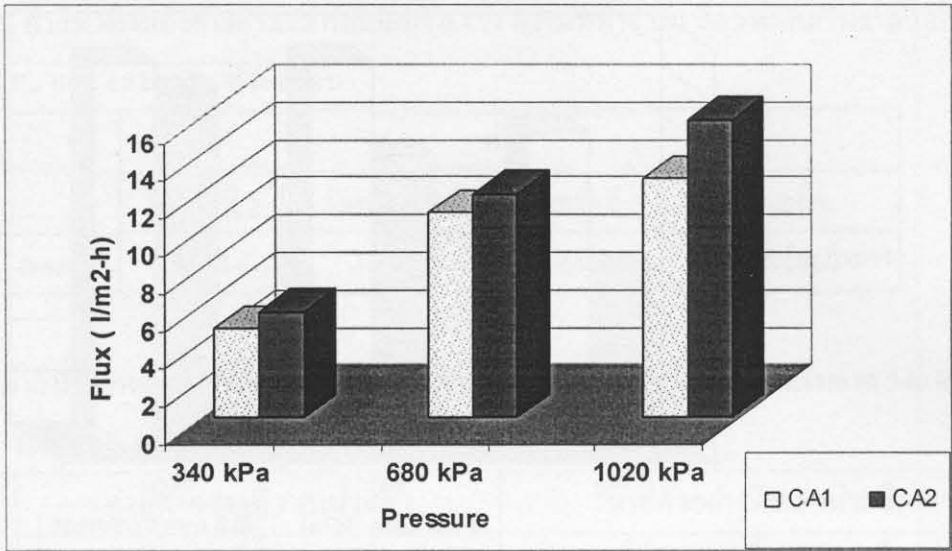


(ก)

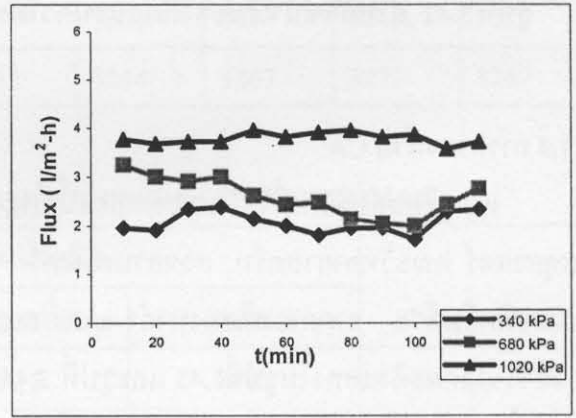
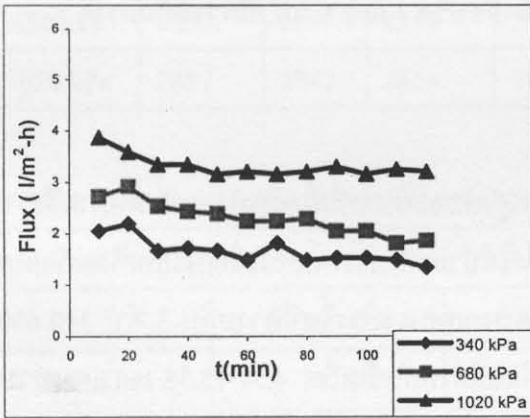


(ข)

รูปที่ 3.43 กราฟแสดงค่าฟลักซ์น้ำกลั่นของเมมเบรน (ก) CA1 (ข) CA 2



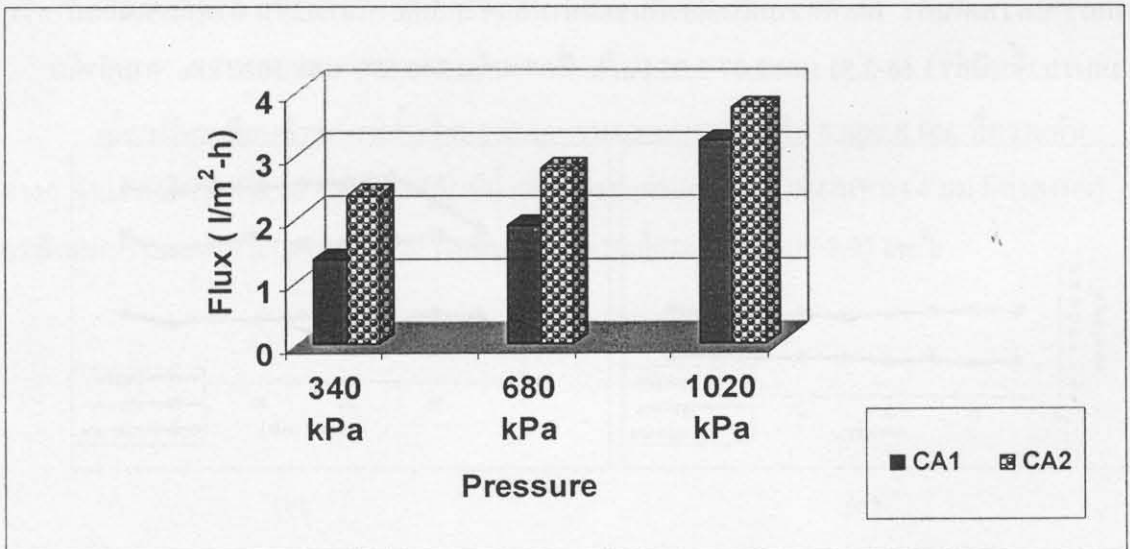
รูปที่ 3.44 กราฟเปรียบเทียบค่าฟลักซ์น้ำกลั่นของเมมเบรน CA1 และ CA 2



(ก)

(ข)

รูปที่ 3.45 กราฟแสดงค่าฟลักซ์น้ำเสียของเมมเบรน (ก) CA 1 (ข) CA2



รูปที่ 3.46 กราฟเปรียบเทียบค่าฟลักซ์น้ำเสียของเมมเบรน CA1 และ CA 2

ตารางที่ 3.25 ค่าสีน้ำทิ้งหลังการกรองผ่านเมมเบรน CA ที่ความดันเริ่มจาก 340 680 และ 1020 kPa ตามลำดับ

ความดัน	ค่าสีเมมเบรนชนิดที่ 1 (หน่วยสี)				เมมเบรนชนิดที่ 2 (หน่วยสี)			
	1	2	3	เฉลี่ย	1	2	3	เฉลี่ย
340 kPa	712	745	751	736	853	854	862	856
680 kPa	545	549	577	557	654	665	668	669
1020 kPa	453	452	452	452	587	586	592	588
feed	3475	3464	3466	3468				

ตารางที่ 3.26 ค่า% rejection กับความดันหลังการกรองผ่านเมมเบรน CA ความหนา 4 มม

ความดัน	ค่าสีเมมเบรนชนิดที่ 1 (หน่วยสี)		เมมเบรนชนิดที่ 2 (หน่วยสี)	
	ค่าสี (หน่วยสี)	% rejection	ค่าสี (หน่วยสี)	% rejection
340 kPa	736	78.77	856	75.38
680 kPa	557	83.98	669	80.76
1020 kPa	452	86.98	588	83.04

3.8 รูปแบบการเกิด ฟาวลิงในระบบการกรอง

ผลการศึกษารูปแบบการเกิด ฟาวลิงในระบบการกรองเพื่อกำจัดสีจากน้ำทิ้งโรงงานน้ำมันปาล์มได้การนำผลการทดลองที่ได้ มาพล็อตกราฟเพื่อตรวจสอบรูปแบบของการเกิดฟาวลิง 3 รูปแบบ คือ

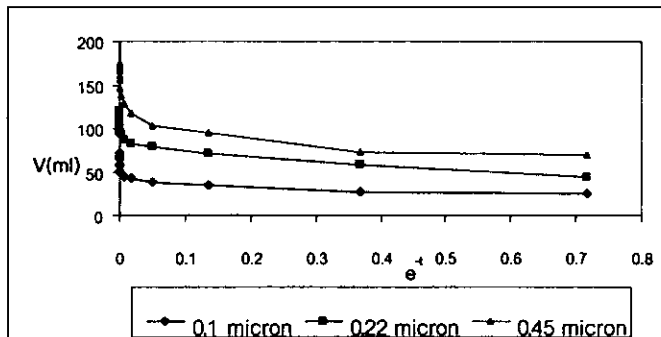
- พล็อต V กับ e^{-1} ถ้าได้เป็นเส้นตรงแสดงว่าเป็นลักษณะการเกิดฟาวลิงที่อนุภาคหรือ โมเลกุลเข้าไปอุดตันในรูเมมเบรน พรุน โดยทุก ๆ โมเลกุลหรืออนุภาคมีส่วนในการอุดตันรูพรุนโดยไม่ซ้อนทับกัน เรียกการเกิดฟาวลิงแบบนี้ว่า Complete blocking model (CBM)

- พล็อต $e^{-1}V$ กับ t ถ้าได้เป็นเส้นตรงแสดงว่าเป็นลักษณะการเกิดฟาวลิงที่เกิดจากการมีอนุภาคบางส่วนถูกดูดซับอยู่ภายในรูพรุน ทำให้เกิดการอุดตันภายในโครงสร้างของเยื่อแผ่นเท่านั้นไม่เกิดขึ้นสะสมบนผิวหน้า ของเยื่อแผ่นโดยอนุภาคมีขนาดเล็กกว่าขนาดรูพรุนมาก โดยอนุภาคสามารถผ่านรูพรุนไปได้บางส่วน ดังนั้น ปริมาตรรูพรุนของเยื่อแผ่นลดลงเป็นสัดส่วนกับเพอมีเอท เรียกการเกิดฟาวลิงแบบนี้ว่า Standard blocking model (SBM)

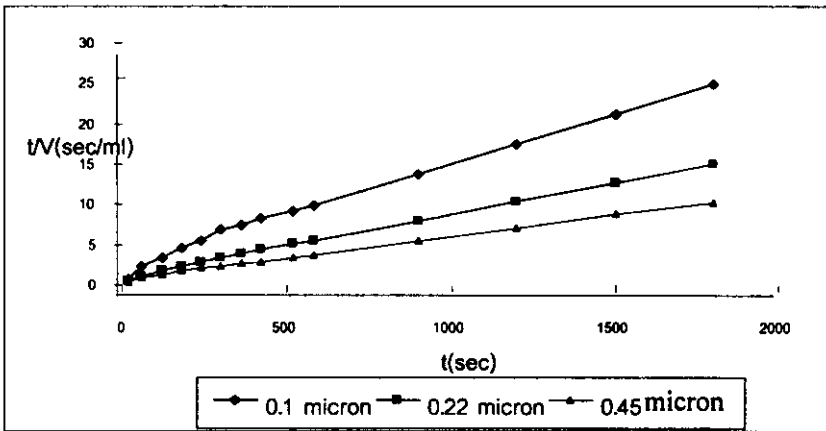
- พล็อต V กับ $t^{1/2}$ อนุภาคขนาดเล็กจะถูกสะสมอยู่ภายในรูพรุน และต่อมาจะเกิดการสะสมของอนุภาคขนาดใหญ่ เกิดเป็นเค้กที่ผิวหน้าเยื่อแผ่นจนในที่สุดเยื่อแผ่นสามารถกัก โมเลกุลหรืออนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่ารูพรุนเกิดขึ้นบนบนเยื่อแผ่น (ถ้าเป็น โมเลกุลเรียกเจล และถ้าเป็นอนุภาคเรียกเค้ก) เรียกการเกิดฟาวลิงแบบนี้ว่า Cake formation model(CFM)

3.8.1 ฟาวลิง กรณีการกรองน้ำเสียด้วย MF ขนาดรูพรุน 0.1 0.22 และ 0.45 ไมครอน

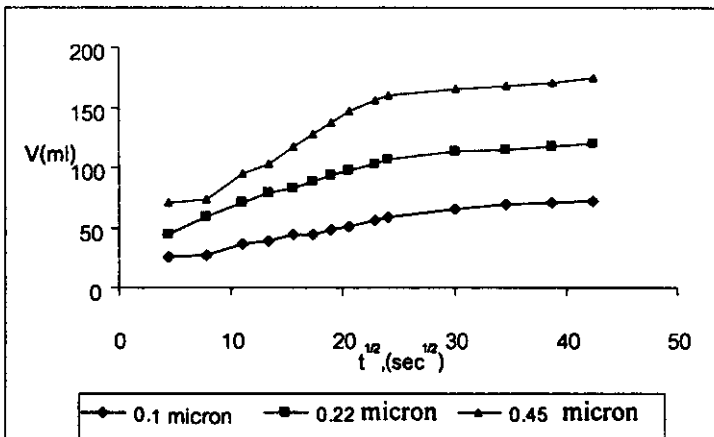
จากรูปที่ 3.48 พบว่า เมื่อพล็อต $e^{-1}V$ กับ t ได้เป็นเส้นตรงเป็นการอุดตันในลักษณะ SBM ซึ่งสามารถอธิบายได้ว่า ขนาดโมเลกุลที่อยู่ในน้ำเสียนี้นั้นมีขนาดเล็กกว่ารูของเมมเบรนทั้ง 3 ชนิดซึ่งเป็นชนิดไมโครฟิลเตรชันเมมเบรน ทำให้ในระหว่างการกรองมีอนุภาคที่ผ่านเมมเบรนลงไปได้ และมีบางส่วนของอนุภาคที่ไปอุดตันจับเกาะในเมมเบรน ทำให้ปริมาตรรูพรุนลดลงเมื่อทำการกรองไปนานๆ ลักษณะการเกิดเค้กที่ผิวหน้าเมมเบรนจะไม่ปรากฏในการทดลองชุดนี้ กรณีนี้จะให้ค่าฟลักซ์เฉลี่ยสูงแต่ค่า rejection ต่ำ ไม่เหมาะสำหรับการใช้งาน



รูปที่ 3.47 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-1} ในการกรองด้วย MF ขนาดต่างๆ ที่ความดัน 100 kPa



รูปที่ 3.48 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง tV กับ t ในการกรองด้วย MF ขนาดต่างๆ ที่ความดัน 100 kPa

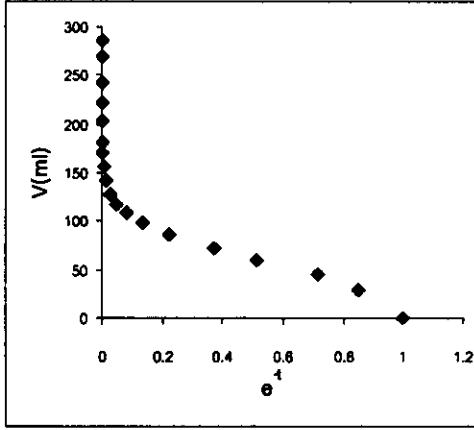


รูปที่ 3.49 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ในการกรองด้วย MF ขนาดต่างๆ ที่ความดัน 100 kPa

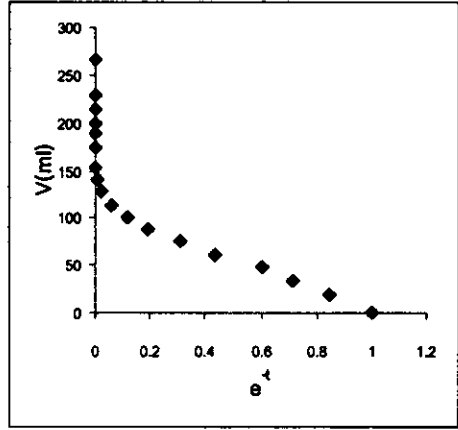
3.8.2 ฟาวลิง ของการกรองน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดขั้นต้นด้วยกระบวนการทางเคมีด้วย MF

การตกตะกอนน้ำเสียความเข้มข้นต่างๆ ด้วยสารส้มความเข้มข้นคงที่ การทดลองในขั้นตอนนี้เป็นการเติมสารส้มปริมาณคงที่คือให้ความเข้มข้น 0.4 มก/ล ที่ทุกตัวอย่างน้ำเสียที่มีความเข้มข้น 20 40 60 80 100 % จากผลการทดลองพล็อตค่าในรูปที่ 3.51 พบว่าที่ความเข้มข้นน้ำเสีย 80 % และ 100 % จะได้กราฟที่พล็อตระหว่างส่วนกลับของเพอมีเทท tV กับ เวลา t เป็นเส้นตรง แสดงว่าลักษณะการเกิด fouling เป็นแบบ Standard Blocking Model (SBM) คือเกิดจากการที่ในระหว่างการกรองมีอนุภาคบางส่วนมีการอุดตันภายในรูพรุน โดยที่ไม่ได้มีการสะสมเป็นชั้นของเค้กที่ผิวหน้าเมมเบรนแสดงว่า อนุภาคส่วนใหญ่มีขนาดเล็กกว่าขนาดรูพรุนของเมมเบรน ซึ่งสามารถอธิบายได้ว่า ที่ปริมาณสารอินทรีย์ที่ส่งผลกระทบต่อสีของน้ำเสียมีค่ามาก การเติมสารส้ม

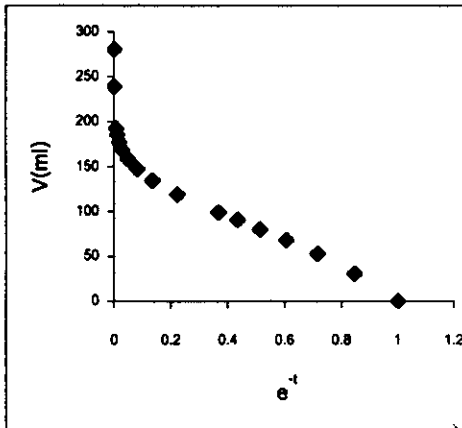
ปริมาณไม่เหมาะสมในการเกิดฟลอค ทำให้ในน้ำเสียยังคงมีสาร โมเลกุลเล็กๆที่ทำให้เกิดการอุดตันภายในโครงสร้างของเมมเบรนได้ ส่วนที่ความเข้มข้นต่ำที่ 20% และ 40 % พบว่า ลักษณะการเกิดการอุดตันในระหว่างการกรองเป็นแบบที่สอดคล้องกับ Cake formation model(CFM) โดยเมื่อพล็อตระหว่าง ปริมาตรของเพอมีเอท(V) กับเวลา ($t^{0.5}$) ได้เส้นตรง ดังแสดงในรูปที่ 3.52



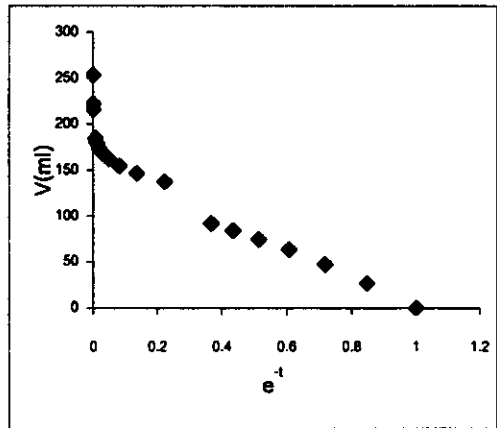
(ก)



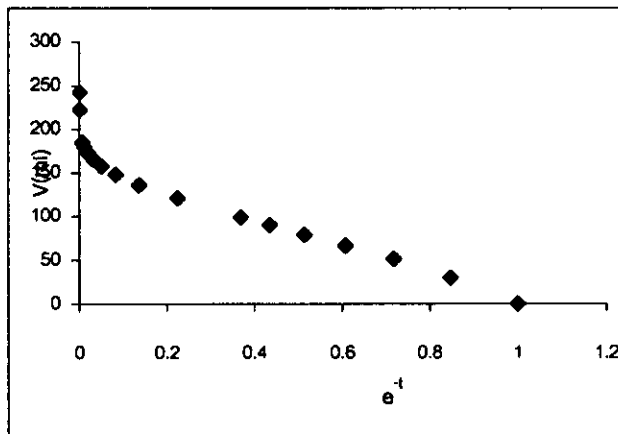
(ข)



(ค)

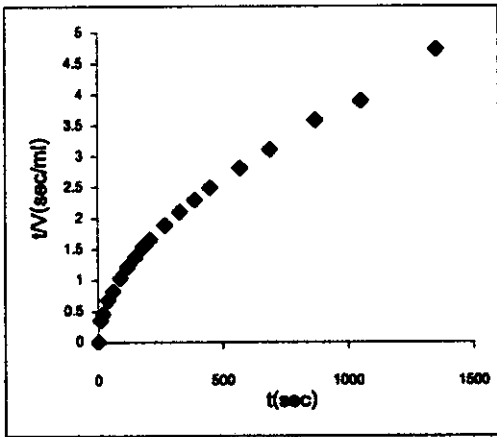


(ง)

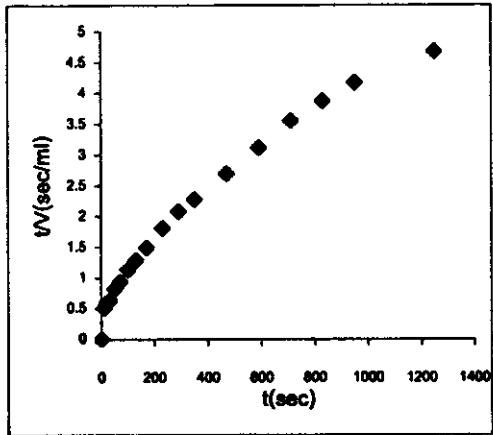


(จ)

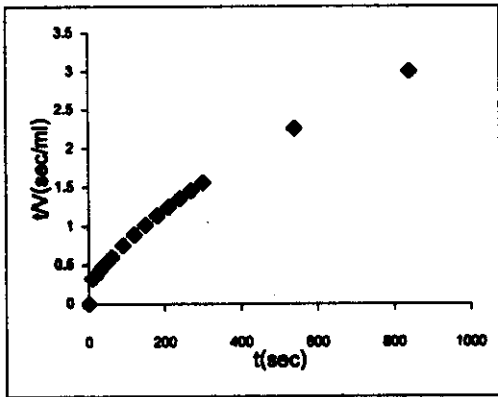
รูปที่ 3.52 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ปริมาตรเพอมีเอท V กับ e^{-t} ที่ความดัน 100 kPa ความเข้มข้น (ก) 20 % (ข) 40% (ค)60 % (ง) 80 % (จ) 100 % ของ น้ำทิ้ง



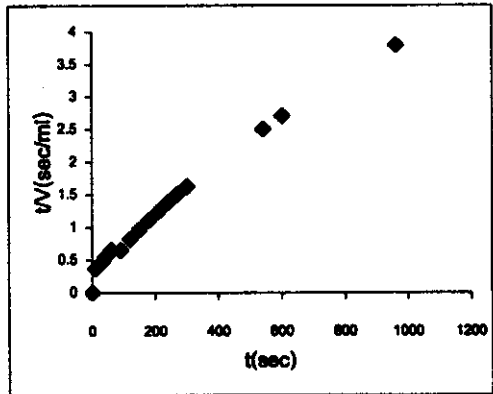
(ก)



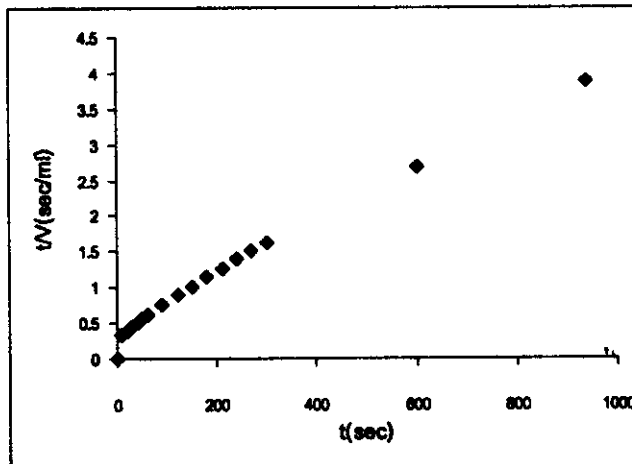
(ข)



(ค)

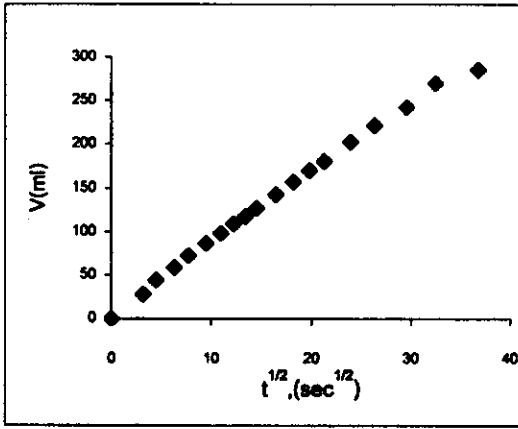


(ง)

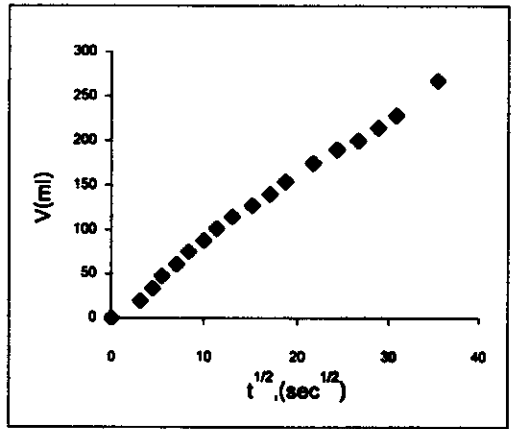


(จ)

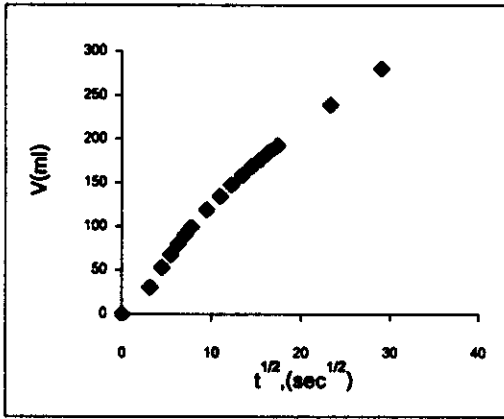
รูปที่ 3.51 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง vV กับ เวลา t ที่ความดัน 100 kPa ความชื้นชั้น (ก) 20 % (ข) 40% (ค)60 % (ง) 80 % (จ) 100 % ของ น้ำทิ้ง



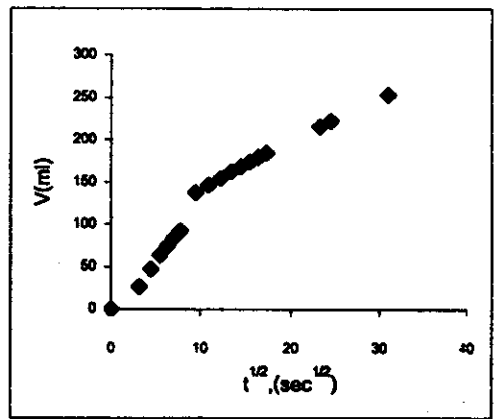
(ก)



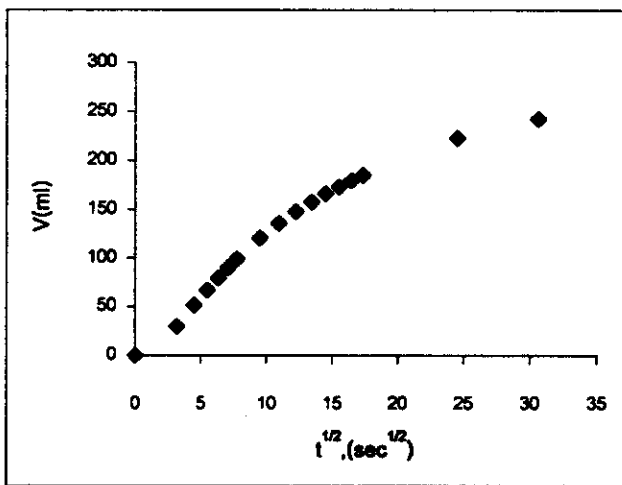
(ข)



(ค)



(ง)

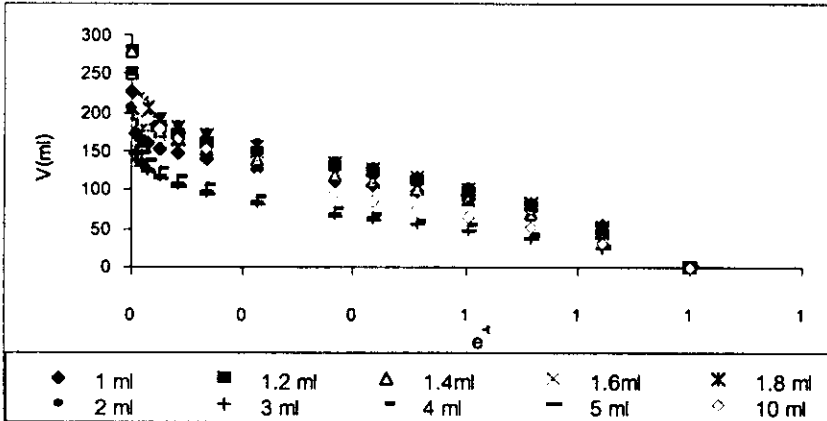


(จ)

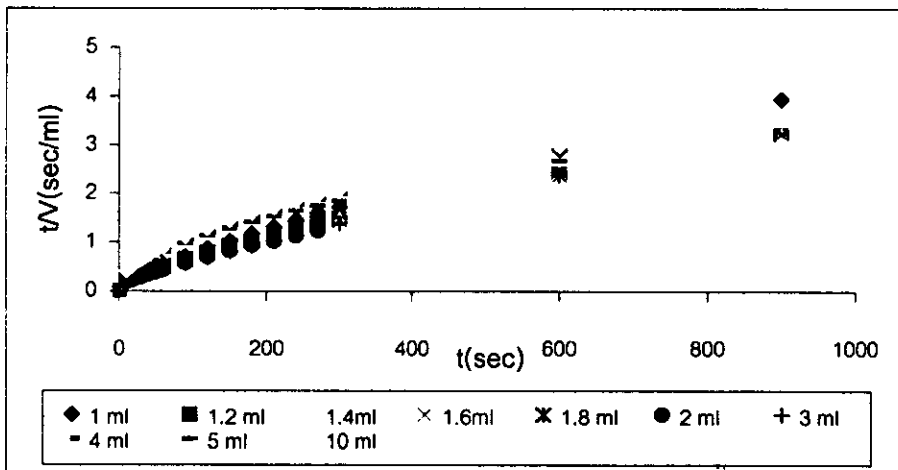
รูปที่ 3.52 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ปริมาตรเพอมีอท V กับ $t^{1/2}$ ที่ความดัน 100 kPa ความเข้มข้น 20 % (ข) 40% (ค) 60 % (ง) 80 % (จ) 100 % ของ น้ำทิ้ง

2 การตกตะกอนน้ำเสียด้วยสารส้มความเข้มข้นต่างๆ

ที่ความเข้มข้นสารส้มปานกลางจะให้เกิดฟล็อกที่ดีคือคอลลอยด์เล็กๆจะจับตัวกันได้เป็นอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ที่จับตัวได้ง่าย ซึ่งสอดคล้องกับรูปที่ 3.55 ที่พล็อตระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ที่ได้เป็นเส้นตรงที่ยืนยันการเกิดเด็กที่ผิวหน้าเมมเบรนในระหว่างการกรอง โดยการทดลองที่ให้ผลการฟล็อกที่เป็นเส้นตรงคือที่เติมสารส้ม 2-5 มล ในน้ำ 500 มล หรือที่ความเข้มข้น 0.4-1.0 มก/ล

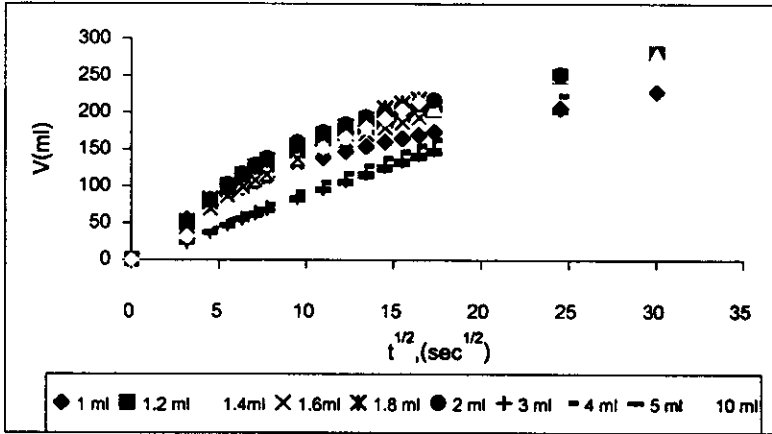


รูปที่ 3.53 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตร permeat (V) กับ $t^{1/2}$ (สารส้ม 0.2, 0.24, 0.28, 0.32, 0.36, 0.4, 0.6, 0.8, 1.0, 2.0 mg/L) ที่ความดัน 200 kPa, ความเข้มข้น 100% น้ำเสีย

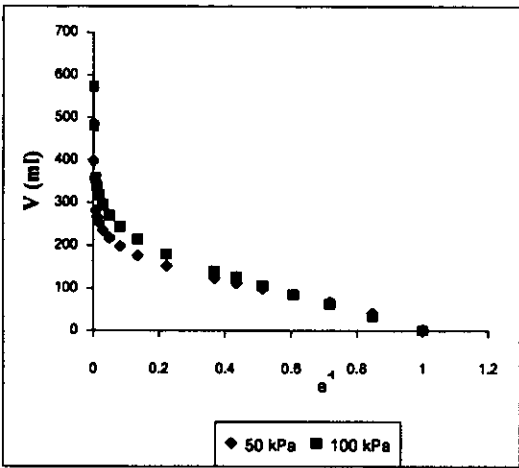


รูปที่ 3.54 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $1/V$ กับ t (สารส้ม 0.2, 0.24, 0.28, 0.32, 0.36, 0.4, 0.6, 0.8, 1.0, 2.0 mg/L) ที่ความดัน 200 kPa, ความเข้มข้น 100% น้ำเสีย

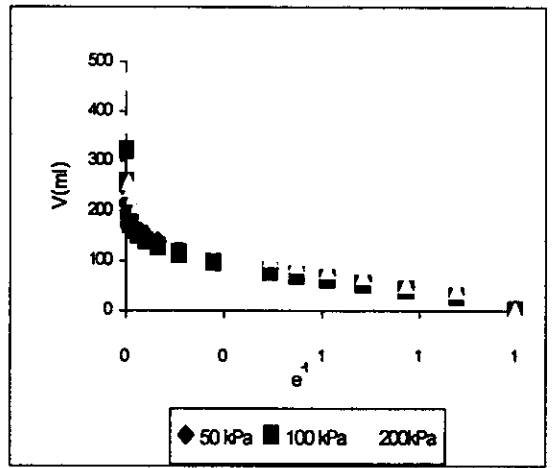
ซึ่งสอดคล้องกับกรณีของ $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ที่แสดงในรูปที่ 3.56- รูปที่ 3.58 จะเห็นว่าที่ความเข้มข้น 2-3 มก/ล จะเกิดรูปแบบฟาวลิงแบบ CFM แสดงว่าที่สภาวะดังกล่าวเกิดการก่อตะกอนและการรวมตะกอนได้เป็นตะกอนขนาดใหญ่ในระดับที่ทำให้เกิดการสะสมของเค้กที่ผิวหน้าเมมเบรน โดยจากรูปที่ 3.58 ที่พล็อตระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ พบว่า ได้กราฟเป็นเส้นตรง



รูปที่ 3.55 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ (สารส้ม 0.2, 0.24, 0.28, 0.32, 0.36, 0.4, 0.6, 0.8, 1.0, 2.0 mg/L) ที่ความดัน 200 kPa, ความเข้มข้น 100% น้ำเสีย

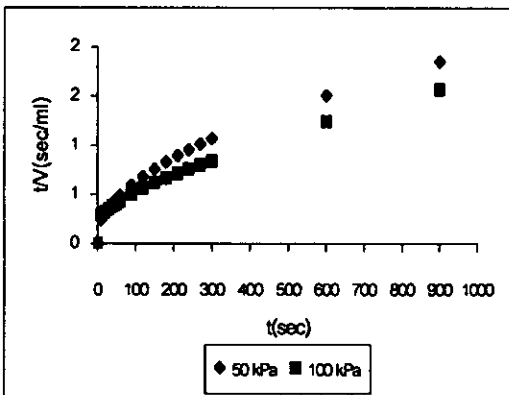


(ก)

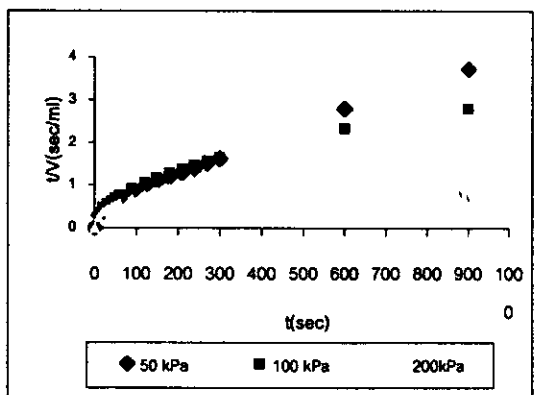


(ข)

รูปที่ 3.56 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตร permeat (V) กับ e^{-1} ที่ความดัน 50 kPa และ 100 kPa ความเข้มข้น Ca(OH)_2 เท่ากับ (ก) 2 g/l, (ข) 3g/l

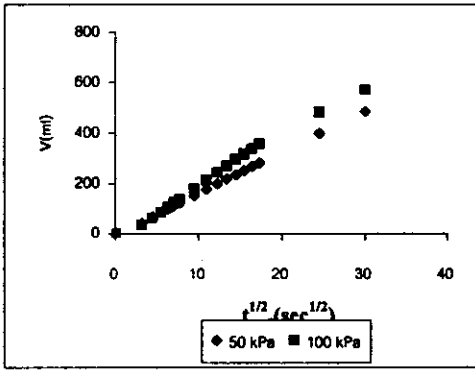


(ก)

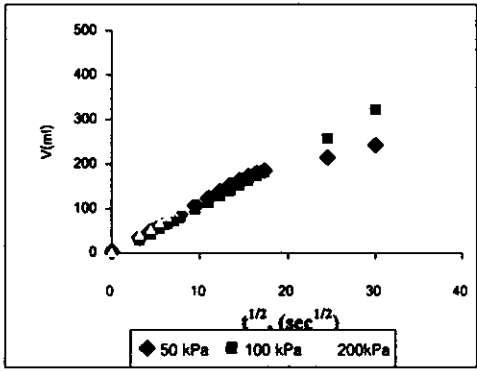


(ข)

รูปที่ 3.57 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $1/V$ กับ t ที่ความดัน 50 kPa และ 100 kPa ความเข้มข้น Ca(OH)_2 เท่ากับ (ก) 2 g/l, (ข) 3g/l



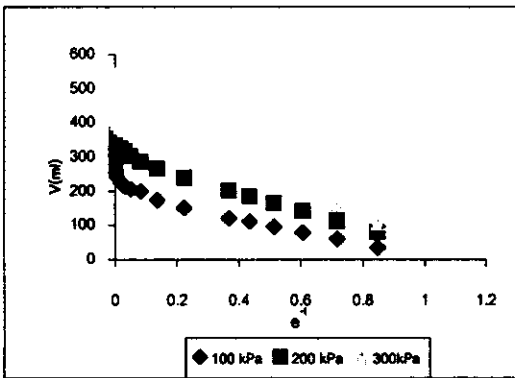
(n)



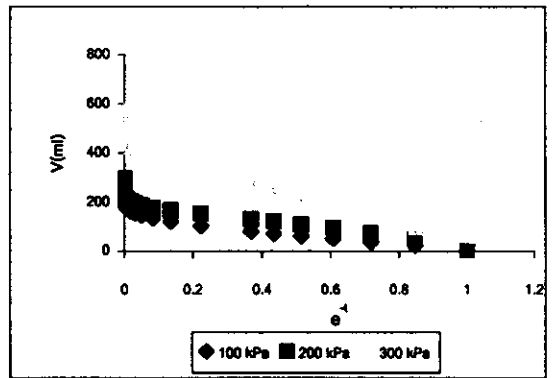
(ch)

รูปที่ 3.58 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ที่ความดัน 50 kPa และ 100 kPa ความเข้มข้น Ca(OH)_2 เท่ากับ (ก) 2 g/l, (ข) 3g/l

7.3.2 Fouling ของการกรองน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดขั้นต้นด้วยกระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์

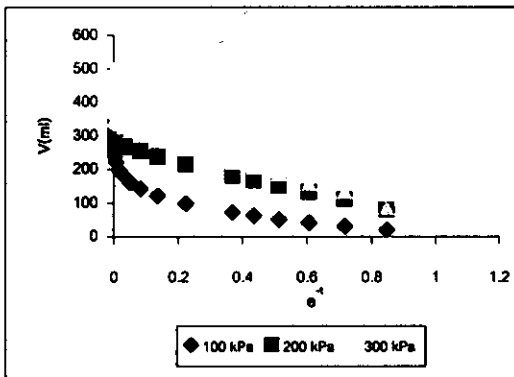


(n)

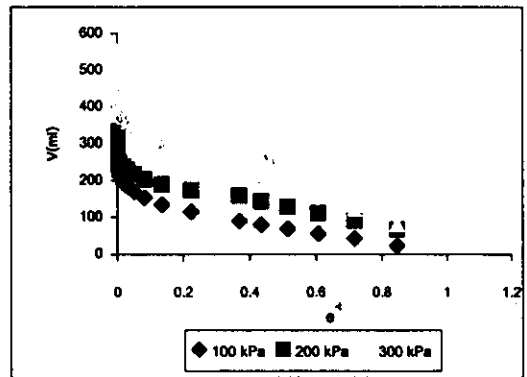


(ch)

รูปที่ 3.59 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-1} ของน้ำเสียผ่าน AC ขนาด 8*12 mesh ที่ความดันต่างๆ (ก) มีการกวน (ข) ไม่มีการกวน

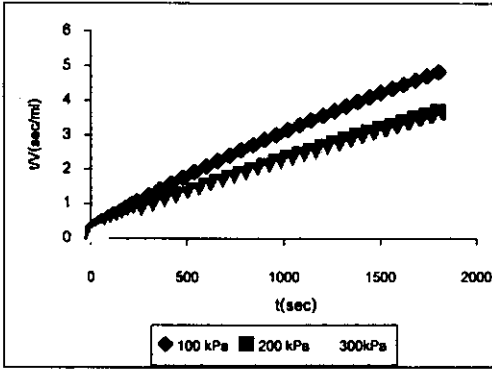


(n)

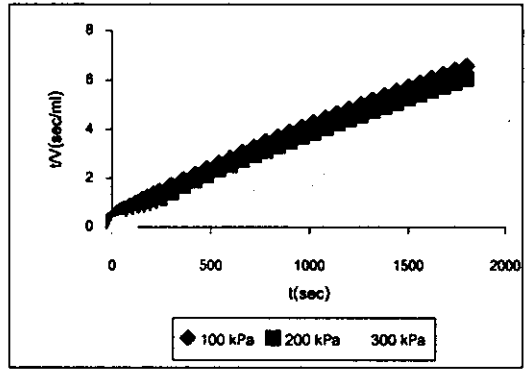


(ch)

รูปที่ 3.60 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-1} ของน้ำเสียผ่าน AC ขนาด 12*16 mesh ที่ความดันต่างๆ กรณี (ก) มีการกวน (ข) ไม่มีการกวน



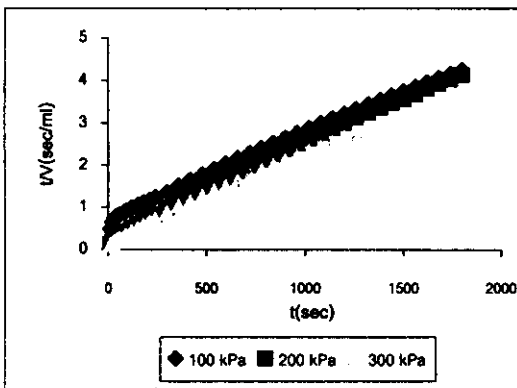
(ก)



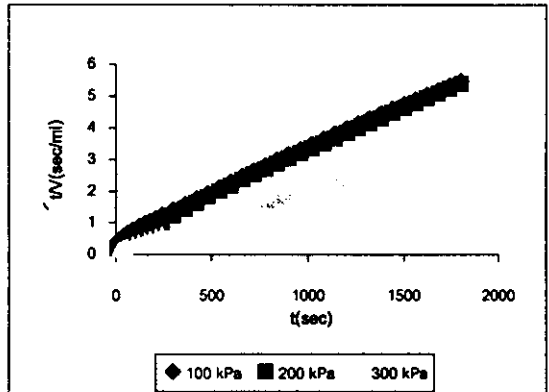
(ข)

รูปที่ 3.61 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ของน้ำเสียผ่าน AC ขนาด 8*12 mesh ที่ความดันต่างๆ กรณี (ก) มีการกวน (ข) ไม่มีการกวน

จากกราฟรูปที่ 3.61 และ รูปที่ 3.62 จะเห็นว่ากราฟที่พล็อตระหว่าง v/V กับเวลา t ของเมมเบรนที่มีขนาด 8*12 จะได้กราฟที่เป็นเส้นตรง แสดงว่ามีลักษณะการเกิดฟาวลิงเป็นแบบ SBM คือมีการอุดตันในรูบ้าง ทำให้ปริมาตรของรูพรุนลดลงเมื่อเวลาผ่านไป โมเลกุลที่เข้าไปอุดตันเป็นโมเลกุลสีที่ไม่ได้ถูกดูดซับ ส่วนอนุภาคถ่านกัมมันต์น่าจะไม่ได้หลุดออกมากับน้ำที่จะเข้ากรอง

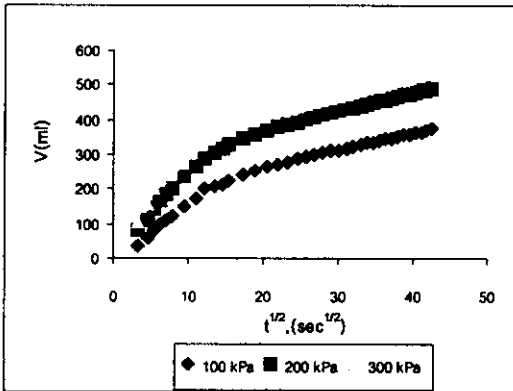


(ก)

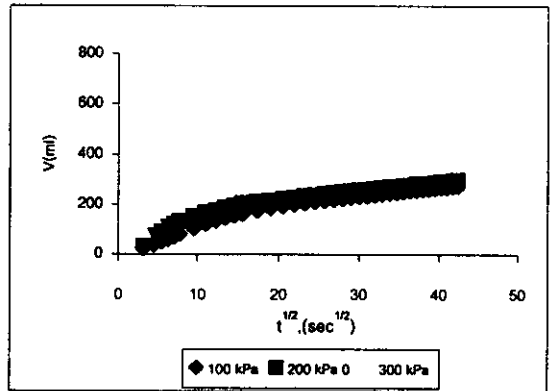


(ข)

รูปที่ 3.62 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ของน้ำเสียผ่าน AC ขนาด 12*16 mesh ที่ความดันต่างๆ กรณี (ก) มีการกวน (ข) ไม่มีการกวน

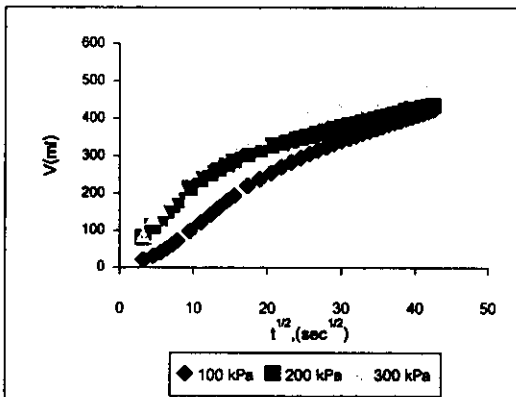


(ก)

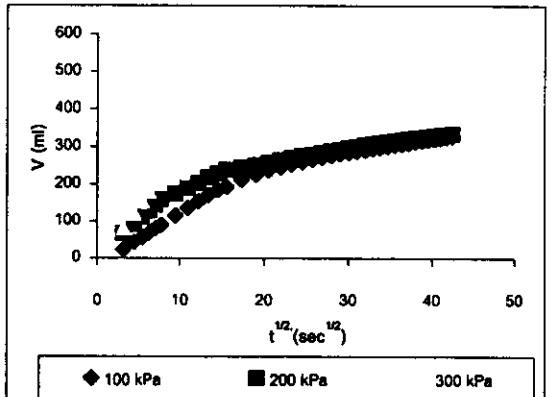


(ข)

รูปที่ 3.63 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำเสียผ่าน AC ขนาด $8*12$ mesh ที่ความดันต่างๆ กรณี (ก) มีการกวน (ข) ไม่มีการกวน



(ก)

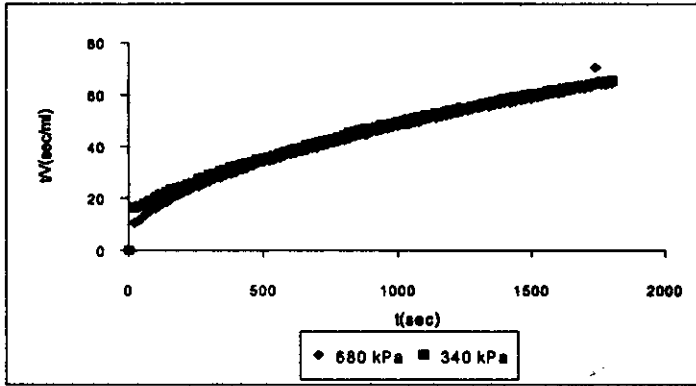


(ข)

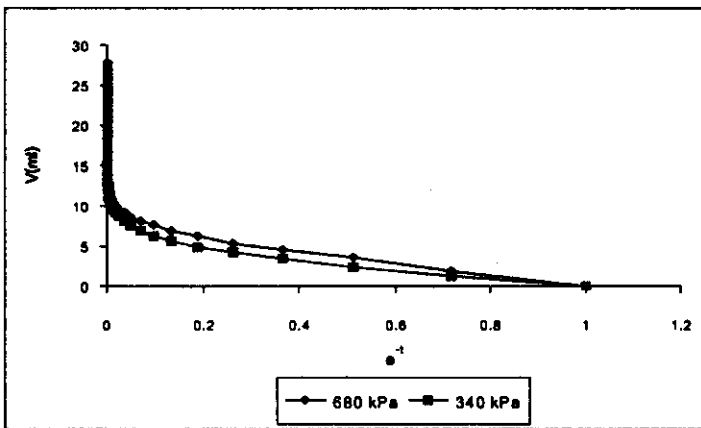
รูปที่ 3.64 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำเสียผ่าน AC ขนาด $12*16$ mesh ที่ความดันต่างๆ กรณี (ก) มีการกวน (ข) ไม่มีการกวน

3.8.3 ฟาวลิงของอัตรากำจัดคราบไขมัน

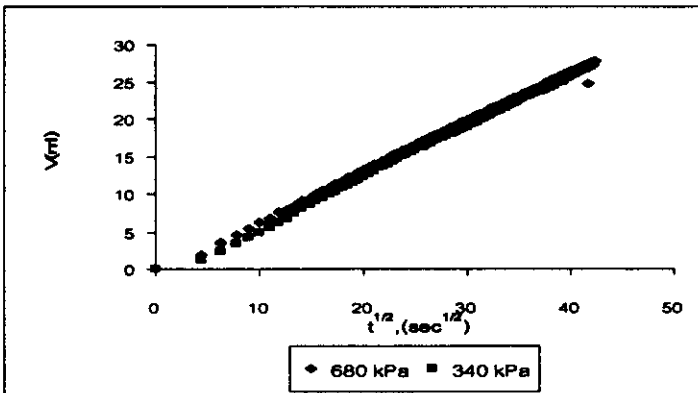
1. Commercial UF



รูปที่ 3.65 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ t ที่ membrane poresize 100,000MWCO ความดัน 680 และ 340 kPa

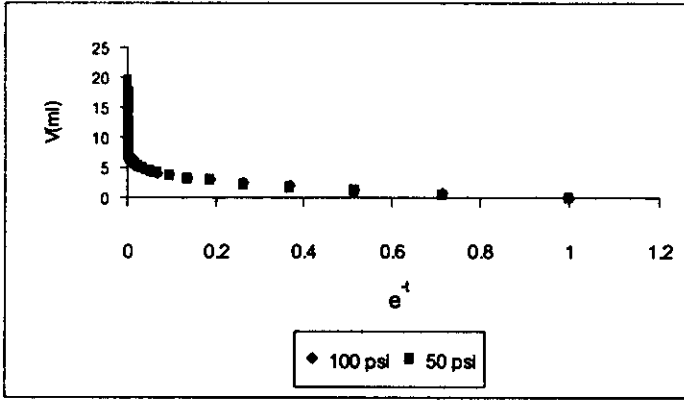


รูปที่ 3.66 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ t^{-1} ที่ membrane poresize 100,000MWCO ความดัน 680 และ 340 kPa

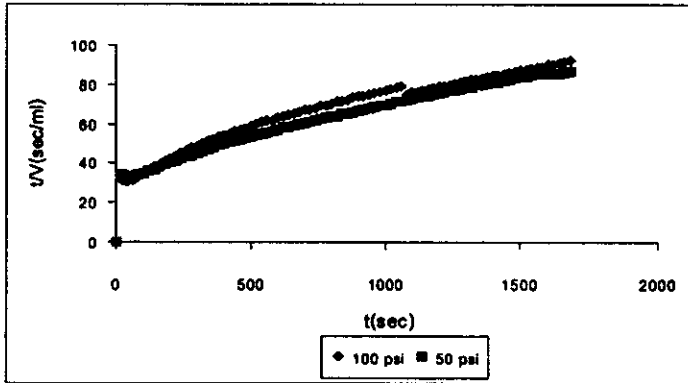


รูปที่ 3.67 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ที่ membrane poresize 100,000MWCO ความดัน 680 และ 340 kPa

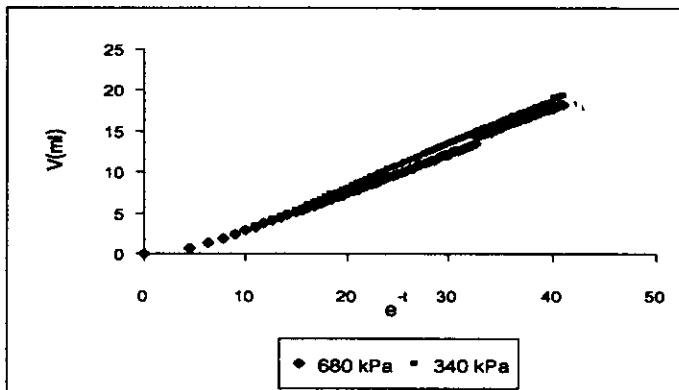
ในการกรองด้วยเมมเบรนอัลตราฟิลเตรชันที่มีขายขนาด 100,000MWCO และ 340,000 MWCO นั้นพบว่าการเกิดฟาวลิงเป็นแบบ CFM ทั้งคู่คือเป็นลักษณะที่โมเลกุลของสารมีขนาดใหญ่กว่ารูเมมเบรน ทำให้เกิดการสะสมเป็นชั้นที่กั้นที่หน้าเมมเบรน 340,000MWCO



รูปที่ 3.68 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-1} ที่ membrane poresize 340,000MWCO ความดัน 680 และ 340 kPa



รูปที่ 3.69 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ที่ membrane poresize 340,000MWCO ความดัน 680 และ 340 kPa

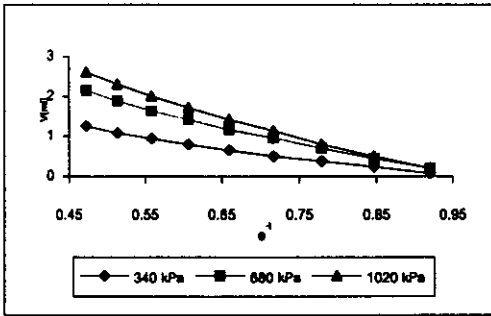


รูปที่ 3.70 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ $e^{-1/2}$ ที่ membrane poresize 340,000MWCO ความดัน 680 และ 340 kPa

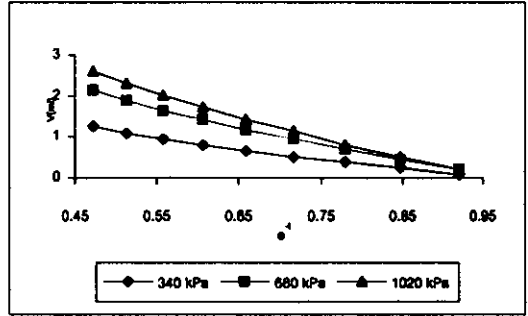
2. เซลลูโลสไนเตรตผลิตจากจุลินทรีย์ในน้ำสับประค

เมมเบรนที่นำมาใช้ มีความหนาขณะเปียก 0.8 และ 0.4 มม

- เมมเบรนความหนาขณะเปียก 0.8 มม

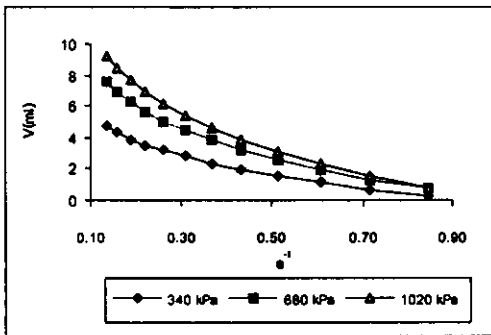


(ก)

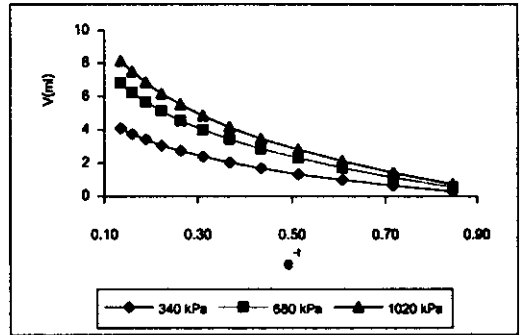


(ข)

รูปที่ 3.71 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-1} ของน้ำกลั่นที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 1

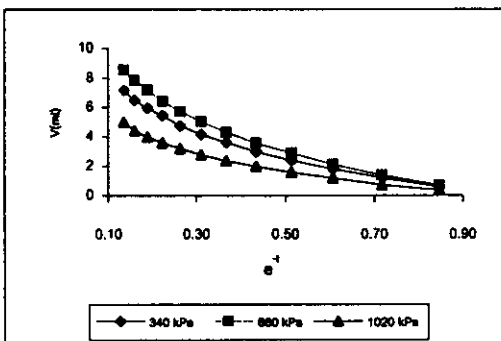


(ก)

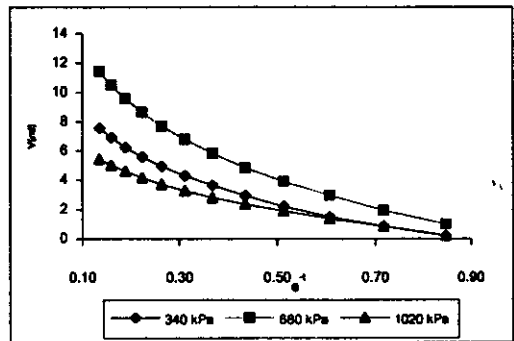


(ข)

รูปที่ 3.72 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-1} ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 1

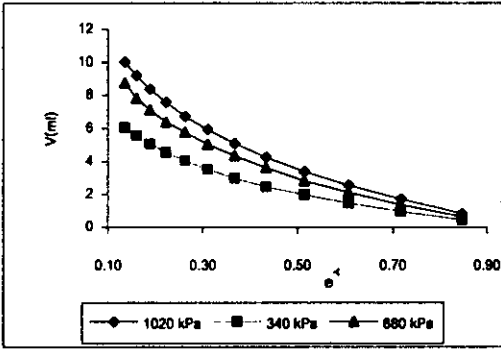


(ก)

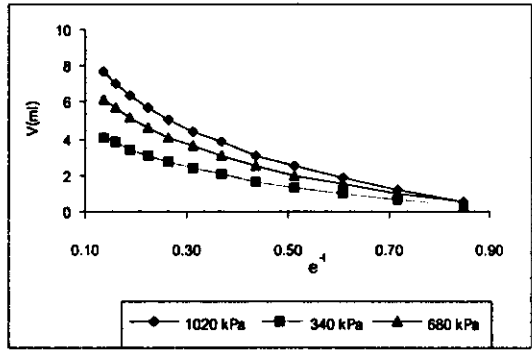


(ข)

รูปที่ 3.73 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-1} ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 2

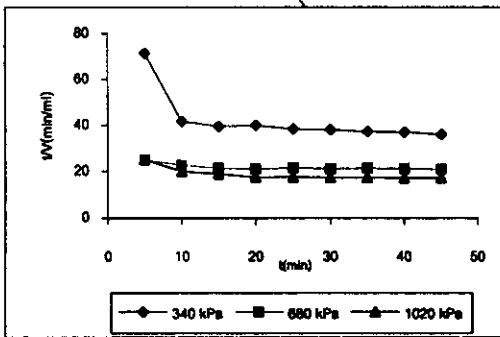


(ก)

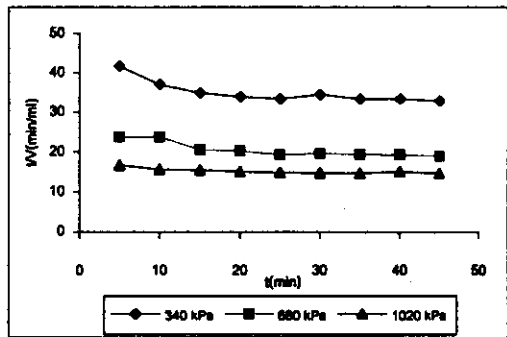


(ข)

รูปที่ 3.74 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^- ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 3

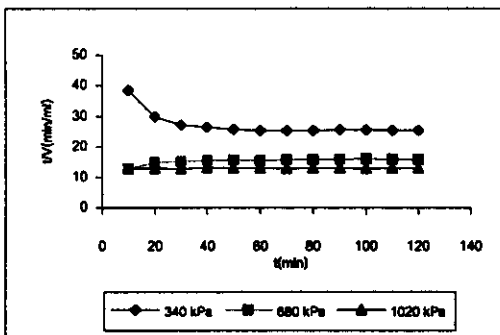


(ก)

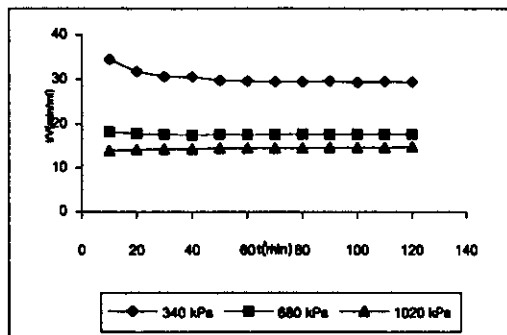


(ข)

รูปที่ 3.75 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ของน้ำกลั่นที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 1



(ก)

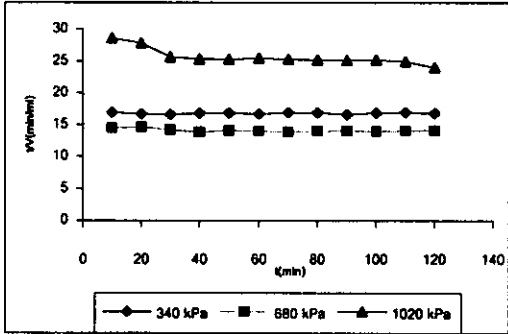


(ข)

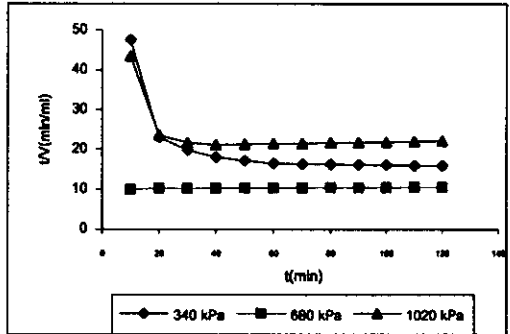
รูปที่ 3.76 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 1

รูปแบบกราฟของการกรองน้ำเสียและน้ำกลั่นมีลักษณะคล้ายกัน การเกิดฟาวลิงจึงน่าจะเป็นที่เกิดหลังจากการกรองไประยะหนึ่งทำให้มีอนุภาคบางส่วนถูกดูดซับอยู่ภายในรูพรุน ทำให้เกิดการอุดตันภายใน

โครงสร้างของเยื่อแผ่นเท่านั้น ไม่เกิดขึ้นสะสมบนผิวหน้า ของเยื่อแผ่น โดยอนุภาคที่มีขนาดเล็กกว่า ขนาดรูพรุนมากสามารถผ่านรูพรุนไปได้บางส่วน ดังนั้น ปริมาตรรูพรุนของเยื่อแผ่นลดลงเป็นสัดส่วน กับเพอมีเอท เรียกการเกิดฟาวลิงแบบนี้ว่า Standard blocking model (SBM)

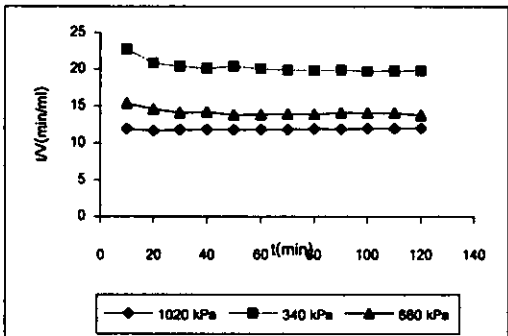


(ก)

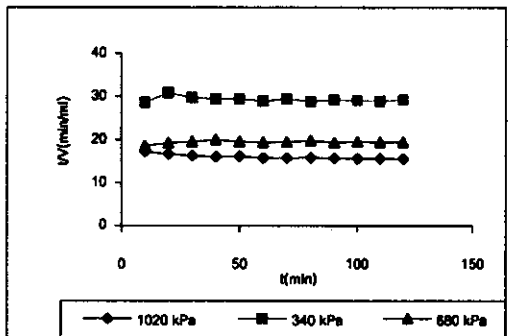


(ข)

รูปที่ 3.77 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 2

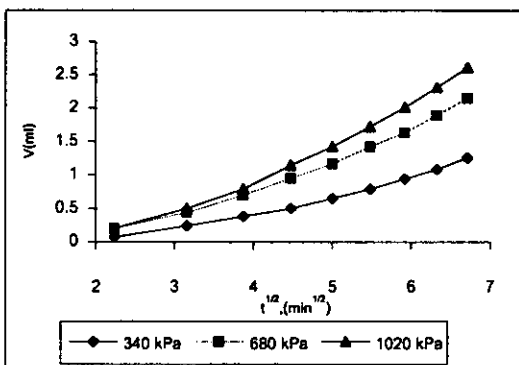


(ก)

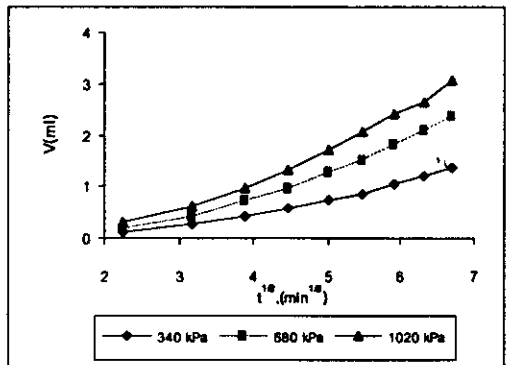


(ข)

รูปที่ 3.78 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลองที่ 3

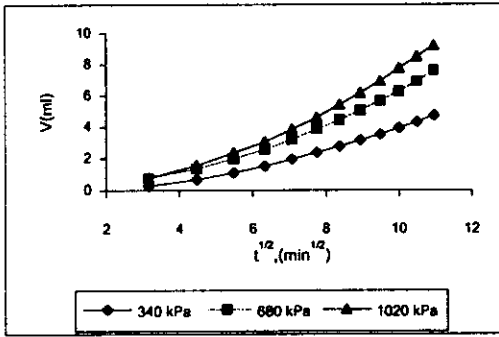


(ก)

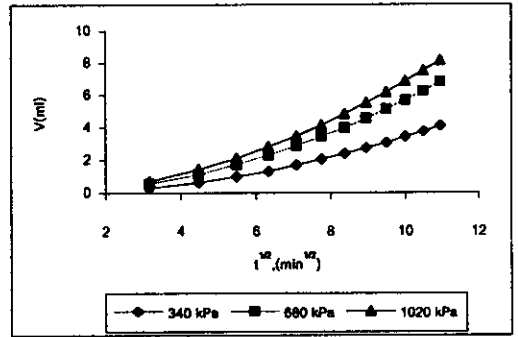


(ข)

รูปที่ 3.79 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำกลั่นที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II) ในการทดลอง

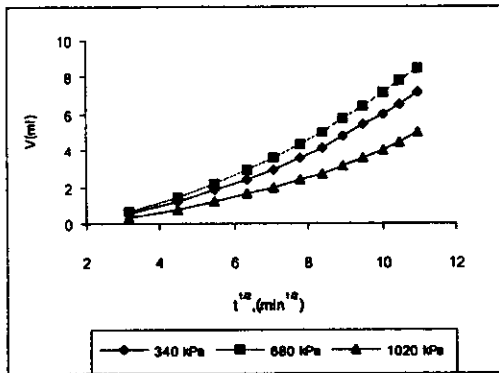


(ก)

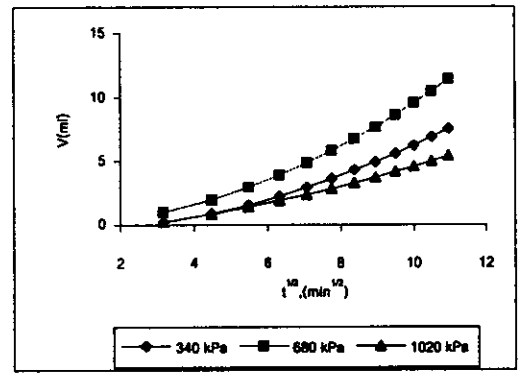


(ข)

รูปที่ 3.80 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I)
(ข) CN(II) ในการทดลองที่ 1

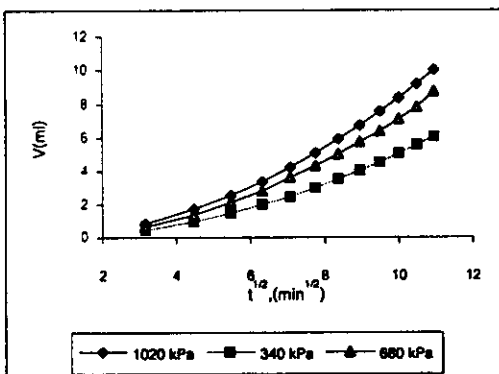


(ก)

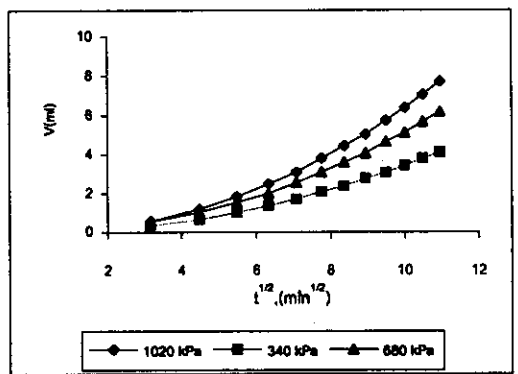


(ข)

รูปที่ 3.81 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I)
(ข) CN(II) ในการทดลองที่ 2



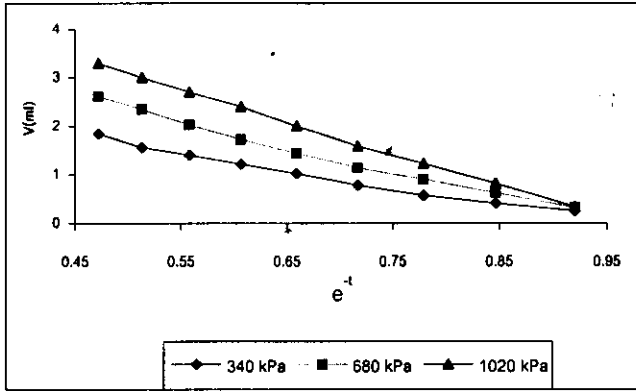
(ก)



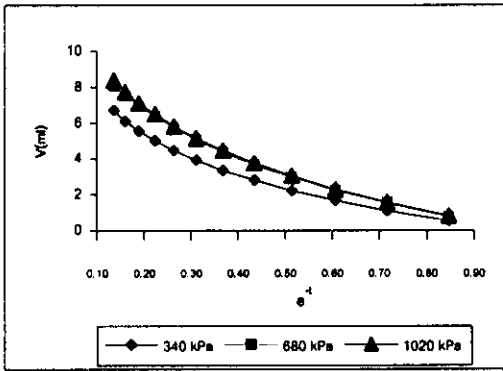
(ข)

รูปที่ 3.82 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I)
(ข) CN(II) ในการทดลองที่ 3

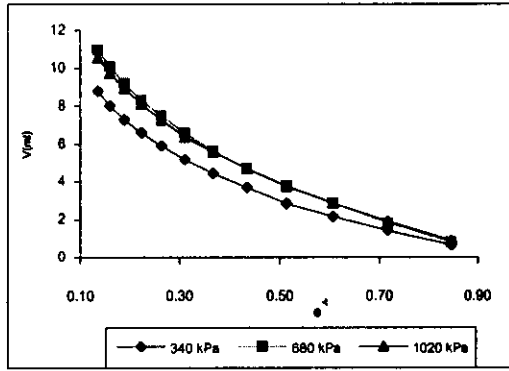
- เมมเบรนความหนาขณะเป็ยก ขนาด 4 มม.



รูปที่ 3.83 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-t} ของน้ำกลั่นที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II)

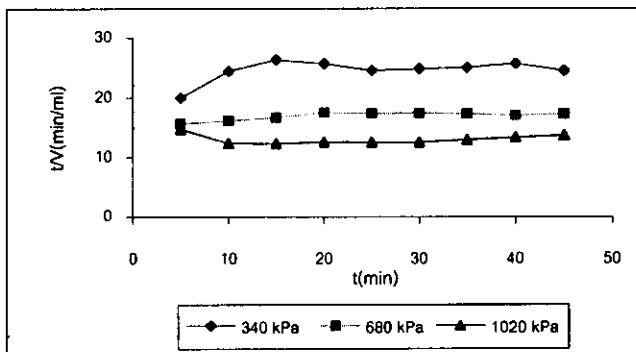


(ก)

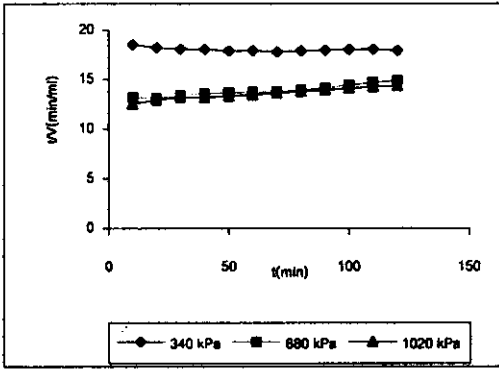


(ข)

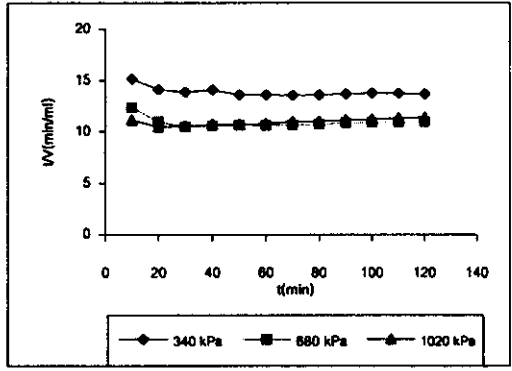
รูปที่ 3.84 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-t} ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II)



รูปที่ 3.85 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง t/V กับ t ของน้ำกลั่นที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II)

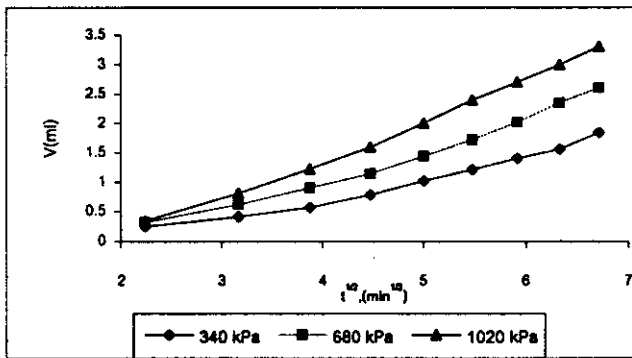


(ก)

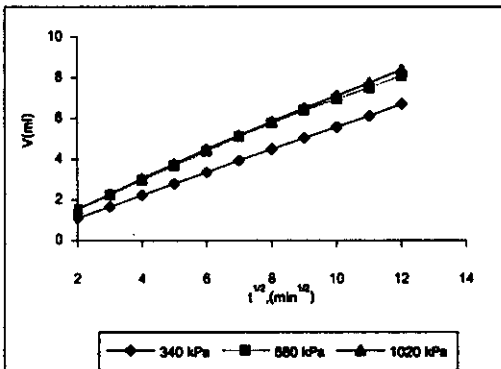


(ข)

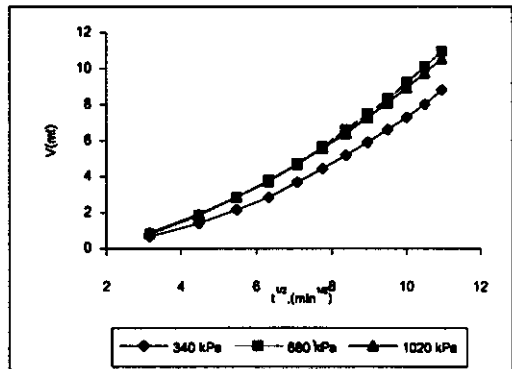
รูปที่ 3.86 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง v/V กับ t ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II)



รูปที่ 3.87 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของก้นที่ผ่าน membrane CN



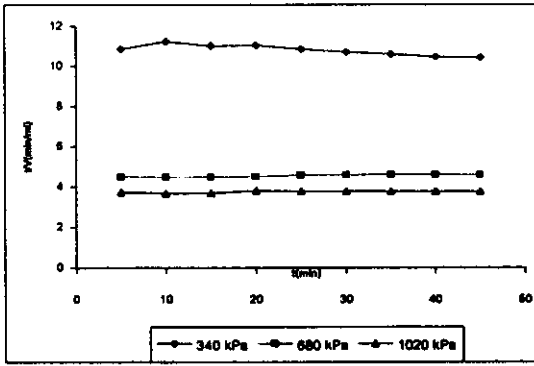
(ก)



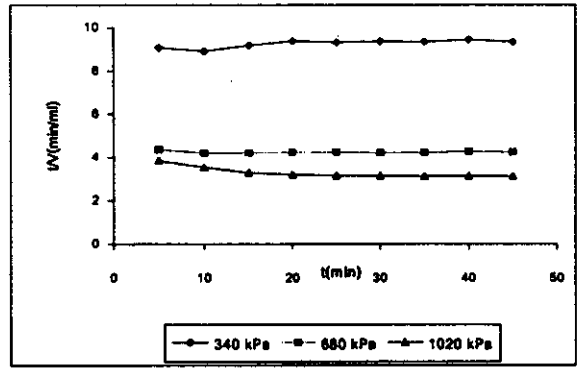
(ข)

รูปที่ 3.88 แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำเสียที่ผ่าน membrane (ก) CN(I) (ข) CN(II)

3. เซลลูโลสอะซิเตทสังเคราะห์ในห้องปฏิบัติการ

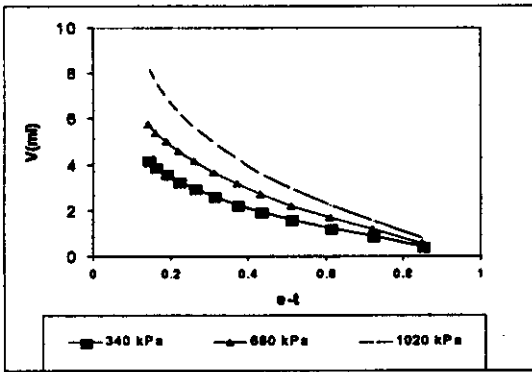


(ก)

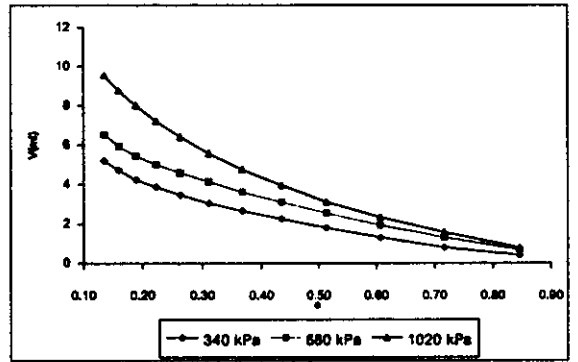


(ข)

รูปที่ 3.89 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-t} ของน้ำกลั่นที่ผ่านเมมเบรน (ก) CA 1
(ข) CA 2

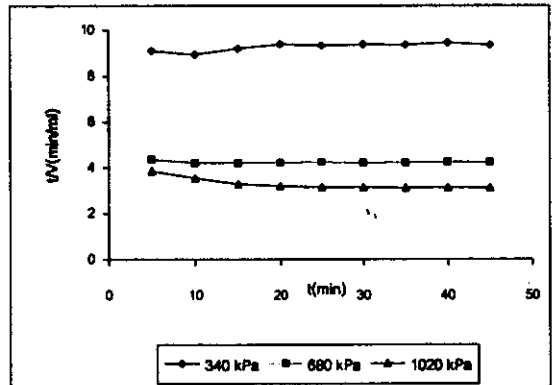
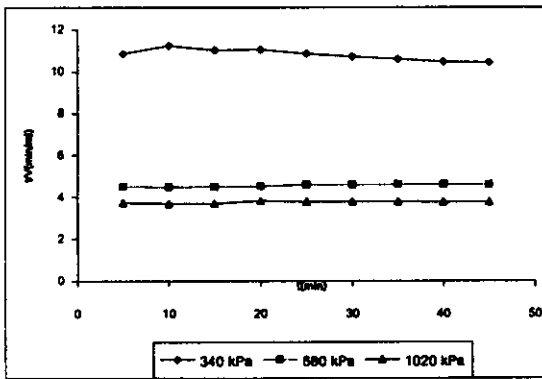


(ก)

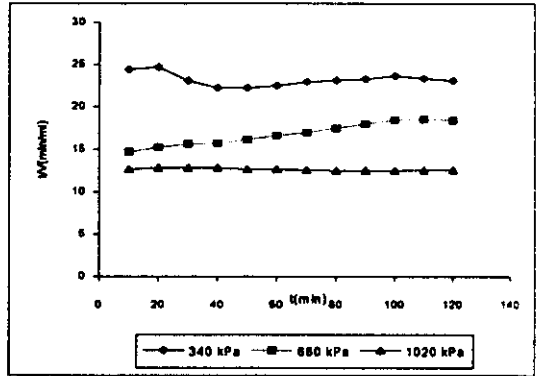
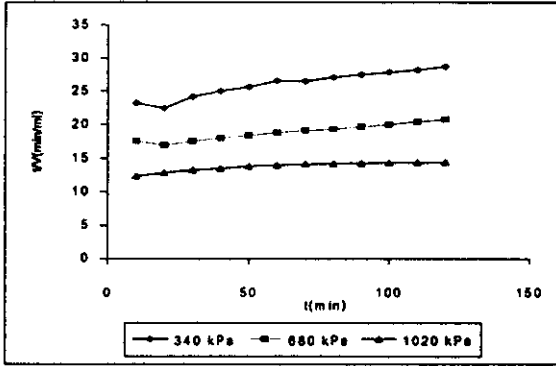


(ข)

รูปที่ 3.90 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ e^{-t} ของน้ำเสียที่ผ่านเมมเบรน (ก) CA 1
(ข) CA 2

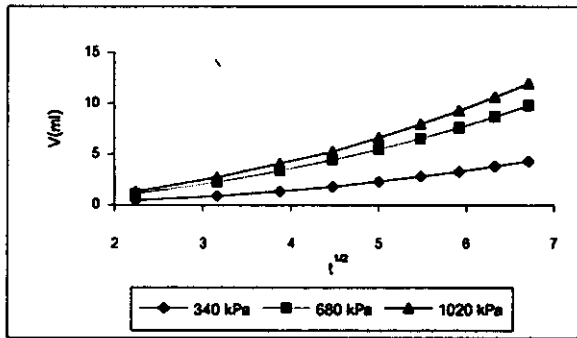


รูปที่ 3.91 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง t/v กับ t ของน้ำกลั่นที่ผ่านเมมเบรน (ก) CA 1
(ข) CA 2

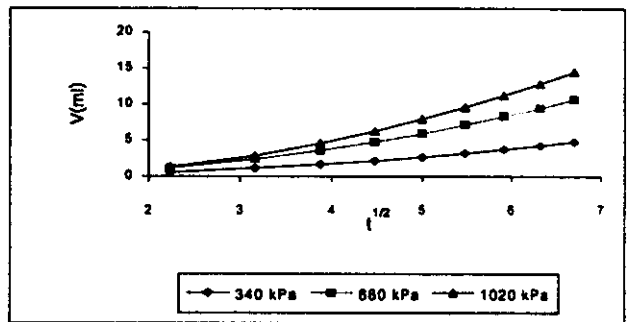


รูปที่ 3.92 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ t^2 ของน้ำเสียที่ผ่านเมมเบรน (ก) CA 1

(ข) CA 2



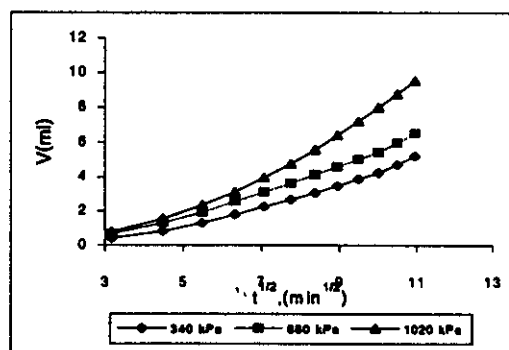
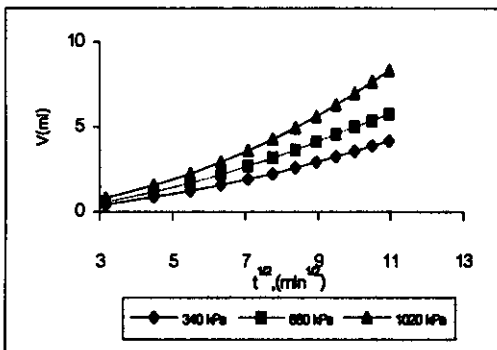
(ก)



(ข)

รูปที่ 3.93 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำกลั่นที่ผ่านเมมเบรน (ก) CA 1

(ข) CA 2



รูปที่ 3.94 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง V กับ $t^{1/2}$ ของน้ำเสียที่ผ่านเมมเบรน (ก) CA 1

(ข) CA 2