

การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรโซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด เพื่อใช้ในการ
บำบัดสีที่เกิดจากลิกนินในอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษ

นางสาวสุภนิช เลิศลาภวสิน

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

บทคัดย่อและแฟ้มข้อมูลฉบับเต็มของวิทยานิพนธ์ตั้งแต่ปีการศึกษา 2554 ที่ให้บริการในคลังปัญญาจุฬาฯ (CUIR)
เป็นแฟ้มข้อมูลของนิสิตเจ้าของวิทยานิพนธ์ ที่ส่งผ่านทางบัณฑิตวิทยาลัย

The abstract and full text of theses from the academic year 2011 in Chulalongkorn University Intellectual Repository (CUIR)
are the thesis authors' files submitted through the University Graduate School.

วิทยานิพนธ์นี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต

สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ปีการศึกษา 2558

ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Development of hybrid process: hydrocyclone and GAC adsorption, for color removal caused by lignin in paper industry.



A Thesis Submitted in Partial Fulfillment of the Requirements
for the Degree of Master of Engineering Program in Environmental Engineering
Department of Environmental Engineering
Faculty of Engineering
Chulalongkorn University
Academic Year 2015
Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด เพื่อใช้ในการบำบัดสีที่เกิดจากลิกนินในอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษ
โดย	นางสาวสุกนิช เลิศลาภวศิน
สาขาวิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	รองศาสตราจารย์ ดร.พิสุทธิ เพ็ชรมนกุล

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้บัณฑิตวิทยาลัย
หนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาโทบัณฑิต

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(ศาสตราจารย์ ดร.บัณฑิต เอื้ออาภรณ์)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.อรทัย ขวาลภาฤทธิ์)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ)

..... อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม
(รองศาสตราจารย์ ดร.พิสุทธิ เพ็ชรมนกุล)

..... กรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อรอนงค์ ลาภปริสุทธิ)

..... กรรมการ
(ดร.ดาว สุวรรณแสง จันเจริญ)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ดร.ศรายุทธ ราชู)

สุภนิช เลิศลาภวศิน : การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วย ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด เพื่อใช้ในการบำบัดสีที่เกิดจากลิกนินในอุตสาหกรรมการผลิต กระดาษ (Development of hybrid process: hydrocyclone and GAC adsorption, for color removal caused by lignin in paper industry.) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ หลัก: ผศ. ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม: รศ. ดร.พิสุทธิ เพ็ชรมนกุล, 186 หน้า.

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์ที่จะศึกษาความเป็นไปได้ในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาใช้ในการกำจัดสีจากลิกนินในอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษ ในงานวิจัยนี้ได้ใช้อัลคาไลน์ลิกนินเป็นตัวแทนของสี โดยทำการศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการดูดซับสีจากอัลคาไลน์ลิกนินของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดโดยใช้ไฮโดรไซโคลน

ผลการศึกษาพบว่าสภาวะที่เหมาะสมต่อการทำงานของระบบไฮบริดในงานวิจัยนี้ คือ ใช้ ถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb200 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 30x35 เมช ในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนิน และการดูดซับสอดคล้องกับฟรอนต์ลิชไอโซเทอม ในส่วนของการแยกถ่านกัมมันต์พบว่า ควรใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออก ด้านล่าง 6 มิลลิเมตร ที่ความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน 0.5 บาร์ ถึงแม้ว่าการแตกของถ่านกัมมันต์ในระบบไฮโดรไซโคลนจะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดของไฮโดรไซโคลนนั้นลดลง แต่ประสิทธิภาพในการแยกยังคงสูงถึง ร้อยละ 95 ซึ่งเมื่อนำสภาวะที่เลือกดังกล่าว ไปเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง (Continuous operating) พบว่า เมื่อพิจารณาประสิทธิภาพของระบบในด้านการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนิน ระบบสามารถกำจัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินในน้ำเสียสังเคราะห์ให้ลดลงได้ โดยที่ อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 0.5 ลิตรต่อนาที ต้องการอัตราการไหลตัวกลางดูดซับ มากกว่า 16.6 กรัมต่อนาที ถึงจะบำบัดน้ำเสียให้ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินเหลือน้อยกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ดังนั้นจึงสามารถสรุปในขั้นต้นได้ว่า ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วย ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดสามารถใช้ในการกำจัดอัลคาไลน์ลิกนินได้

ภาควิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

ลายมือชื่อนิสิต

สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ปีการศึกษา 2558

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม

5670439321 : MAJOR ENVIRONMENTAL ENGINEERING

KEYWORDS:

SUPANID LERTLAPWASIN: Development of hybrid process: hydrocyclone and GAC adsorption, for color removal caused by lignin in paper industry..
 ADVISOR: ASST. PROF. CHAIYAPORN PUPRASERT, Ph.D., CO-ADVISOR: ASSOC. PROF. PISUT PAINMANAKUL, Ph.D., 186 pp.

The purpose of this research was to study the application of the hybrid process consisted of adsorption and hydrocyclone for treating lignin which represented color of wastewater in paper industry. This work also used Alkali lignin to be wastewater and studied various parameters which affected the adsorption capacity and the separation performance of hydrocyclone. The results showed that the optimum operating condition for this hybrid process was a using of Filtrasorb 200 GACs with a particle size of 30x35 mesh for Alkali lignin removal. The adsorption isotherm of Alkali lignin could be represented by Freundlich isotherm. Moreover, in order to separate the applied GACs completely, a 30 mm diameter hydrocyclone with a 6 mm diameter apex was required for GACs separation at inlet pressure of 0.5 bar. However, due to the breaking of particle of adsorbent in hydrocyclone system would make the separation's efficiency decreased, the efficiency of separation was approximately 95 percent. Subsequently, the selected condition was further applied in the continuous operation. In term of adsorption, the result showed that the concentration of Alkali lignin could be decreased by this system. At wastewater flow rate of 0.5 L/min, the system required adsorbent flow rate of more than 16.6 g/min to eliminate Alkali lignin concentration of less than 50 mg/l. Hence, it could be concluded that the hybrid system could be possibly operated for removing lignin from wastewater in paper industry.

Department:	Environmental Engineering	Student's Signature
		Advisor's Signature
Field of Study:	Environmental Engineering	Co-Advisor's Signature

Academic Year: 2015

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยความอนุเคราะห์ช่วยเหลือจากบุคคลหลายท่าน ผู้วิจัยจึงขอกราบขอบพระคุณต่อผู้ที่ให้ความอนุเคราะห์ดังต่อไปนี้

ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร. ชัยพร ภูประเสริฐ อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก และ รองศาสตราจารย์ .ดร.พิสุทธิ เพ็ชรมนกุล อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม ผู้ที่ให้โอกาสและสละเวลาให้คำปรึกษา ชี้แนะแนวทางการปฏิบัติ หลักการในการดำเนินงานวิจัย รวมทั้งแก้ไขสิ่งบกพร่องมาตลอดระยะเวลาการทำงานวิจัย ซึ่งเป็นส่วนสำคัญอย่างมากในการทำให้งานวิจัยนี้สำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

รองศาสตราจารย์ ดร.อรรถัย ขวาลภาฤทธิ์ ที่กรุณาเป็นประธานในการสอบวิทยานิพนธ์ตลอดจน ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.อรอนงค์ ลาภปริสุทธิ ดร.ดาว สุวรรณแสง จันเจริญ และ ดร.ศรายุทธ ราชู ที่ได้ให้คำชี้แนะ และแก้ไขจนวิทยานิพนธ์สำเร็จได้ด้วยดี

ขอขอบพระคุณภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ห้องปฏิบัติการน้ำดี ที่ได้ให้ความอนุเคราะห์เอื้อเฟื้อสถานที่และอุปกรณ์ที่เป็นประโยชน์อย่างมากต่อการทำงานวิจัย

ขอขอบคุณ บริษัท Siam Kraft Industry Co., Ltd. และ ทุน 90 ปี จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ที่กรุณาให้ทุนสนับสนุนการวิจัย

ขอขอบคุณ นาย สิริสิทธิ์ สาครดี นาย กริชชาติ ว่องไวลิขิต นาย วิชยุตม์ นิยม เรือเอก ชีรทัต กงทอง นาย ศกานต์ จงจิตร นส. ลักษิกา กองวิเชียร นาย ศุภบุศย์ ดำรงกิจการ ที่เป็นส่วนหนึ่งในงานวิจัย คอยให้คำปรึกษาและช่วยเหลือในระหว่างทำงานวิจัย จนงานวิจัยสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

ขอขอบคุณ นาย สุริยพงศ์ ศศิวรรณพงศ์ สมาชิกในห้องปฏิบัติการน้ำดี และ สมาชิกในห้องปฏิบัติการด้านชีววิทยา ที่ให้การต้อนรับ คอยช่วยเหลือ เป็นกำลังใจ และดูแลกันและกันเป็นอย่างดี ในระหว่างการทำงานวิจัย

และสุดท้ายขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา พี่สาว พี่ชาย และน้องชาย ที่ให้การสนับสนุนในทุกเรื่อง และให้กำลังใจแก่ผู้วิจัยตลอดมา

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญตาราง.....	ฐ
สารบัญภาพ	ฌ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	3
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	4
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	5
2.1 การผลิตเยื่อกระดาษ.....	5
2.2 กระบวนการผลิตกระดาษ	5
2.2.1 วัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตกระดาษ	5
2.2.2 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษ.....	9
2.2.3 กรรมวิธีผลิตกระดาษ.....	10
2.2.4 เคมีวิทยาของกระบวนการฟอกเยื่อ	11
2.3 ลิกนิน (Lignin)	12
2.3.1 โครงสร้างโมเลกุลของลิกนิน	13
2.3.2 สาเหตุที่ต้องกำจัดลิกนิน.....	14
2.4 สีของน้ำเสีย	16

2.4.1 การวัดสี.....	16
2.5 กระบวนการดูดซับ (Adsorption process).....	17
2.5.1 การดูดซับ.....	17
2.5.2 ลักษณะของการดูดซับ.....	17
2.5.3 แรงที่เกี่ยวข้องกับการดูดซับ.....	18
2.5.4 ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการดูดซับ.....	20
2.5.5 กลไกการดูดซับ (Adsorption Mechanism).....	22
2.5.6 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetics).....	23
2.5.7 ไอโซเทอมของการดูดซับ (Adsorption isotherm).....	25
2.6 ไฮโดรไซโคลน (Hydrocyclone).....	28
2.6.1 ส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลน.....	29
2.6.2 ความเร็วของการไหลในไฮโดรไซโคลน (Velocity in hydrocyclone).....	30
2.6.3 กฎของสโตค (Stoke law).....	35
2.6.4 การไหลของของไหลและการเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในไฮโดรไซโคลน.....	37
2.6.5 พารามิเตอร์ที่มีผลต่อการทำงานของไฮโดรไซโคลน.....	38
2.6.6 สัดส่วนขนาดของไฮโดรไซโคลน.....	44
2.6.7 ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลน.....	45
2.7 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	48
2.7.1 การศึกษากระบวนการดูดซับและกระบวนการโคแอกกูเลชัน.....	48
2.7.2 การออกแบบกระบวนการต่อเนื่องแบบตัวกลางเคลื่อนที่.....	56
2.7.3 การศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการทำงานของไฮโดรไซโคลน.....	57
2.7.4 การศึกษากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์.....	59
2.7.5 สรุปข้อมูลที่ได้จากการทบทวนเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	65

บทที่ 3 ขั้นตอนและวิธีการดำเนินงานวิจัย	68
3.1 วัสดุอุปกรณ์และสารเคมี	68
3.1.1 วัสดุอุปกรณ์.....	68
3.1.2 เครื่องมือที่ใช้วิเคราะห์ผลการทดลอง	68
3.1.3 สารเคมี.....	69
3.2 แผนการทดลอง	72
3.3 วิธีการดำเนินงานวิจัย.....	75
3.3.1 การทดลองที่ 1 ศึกษาลักษณะของน้ำเสียเพื่อนำมาใช้เป็นค่าเริ่มต้นในการเตรียม น้ำเสียสังเคราะห์.....	75
3.3.2 การทดลองที่ 2 การทดลองการดูดซับแบบทีละเท (Batch experiment) เพื่อ ศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับลิกันของถ่านกัมมันต์ชนิด เกล็ด ได้แก่ ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ปริมาณของตัวกลางดูดซับ และพีเอช รวมไปถึงจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับ	75
3.3.3 การทดลองที่ 3 ศึกษาพารามิเตอร์ที่มีผลต่อประสิทธิภาพการการแยกถ่านกัมมันต์ ชนิดเกล็ดออกจากน้ำของไฮโดรไซโคลน ได้แก่ ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและขนาดเส้นผ่าน ศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน	77
3.3.4 การทดลองที่ 4 ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริด ไฮโดรไซโคลน เพื่อวิเคราะห์หาจุดสมดุลของการดูดซับและปริมาณตัวกลางดูดซับ ที่เหมาะสมกับระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการดูดซับ ลิกัน.....	80
3.3.5 การทดลองที่ 5 ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบ ไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อวิเคราะห์หาอัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ที่ ต้องการบำบัดและปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด รวมทั้งศึกษาถึงเวลาการกักเก็บ ตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมในระบบ และเวลาที่ตัวกลางดูดซับจะหมดประสิทธิภาพ ...	82

3.3.6 การทดลองที่ 6 ทำการทดลองแบบถังกวนต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อศึกษาประสิทธิภาพของระบบ	84
3.4 วิธีการที่ใช้วิเคราะห์ข้อมูล	86
บทที่ 4 ผลการทดลองและการวิเคราะห์ข้อมูล	87
4.1 ผลการศึกษาลักษณะของน้ำเสีย	88
4.1.1 น้ำจากบ่อน้ำทิ้ง	89
4.1.2 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 1)	90
4.1.3 น้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด	91
4.1.4 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2)	91
4.2 ลักษณะของน้ำเสียสังเคราะห์ที่ปนเปื้อนสีจากลิกนิน	93
4.3 ผลการศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการดูดซับ	94
4.3.1 ผลการศึกษาอิทธิพลของความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกนินต่อความสามารถในการดูดซับ	94
4.3.2 ผลการศึกษาอิทธิพลของปริมาณตัวดูดซับต่อความสามารถในการดูดซับ	95
4.3.3 ผลการศึกษาอิทธิพลของค่าพีเอชต่อความสามารถในการดูดซับ	97
4.3.4 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดตัวกลางดูดซับต่อความสามารถในการดูดซับ	98
4.3.5 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetic)	100
4.3.6 ไอโซเทอมการดูดซับ (Adsorption isotherm)	101
4.3.7 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิกนินและน้ำเสียจริง	104
4.3.8 บทสรุป	105
4.4 ผลการศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน	106
4.4.1 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลนต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาค	106

4.4.2 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดร ไซโคลนต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาค	107
4.4.3 ผลการศึกษาอิทธิพลของความดันจ่ายเข้าต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วย ไฮโดรไซโคลน	108
4.4.4 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดของถ่านกัมมันต์ต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาค ด้วยไฮโดรไซโคลน	110
4.4.5 เปรียบเทียบการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดโดยการตกตะกอนแบบธรรมดากับการ ใช้ไฮโดรไซโคลน.....	112
4.5 ผลการศึกษาการดูดซับในโรงงานนำร่องด้วยระบบทีละเท (Batch experiment)	117
4.5.1 จลนศาสตร์การดูดซับภายในโรงงานนำร่อง	117
4.5.2 ไอโซเทอมการดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัม มันต์ชนิดเกล็ด.....	119
4.5.3 สมการทำนายการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ในระบบไฮบริด.....	120
4.6 ผลการศึกษาการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous)	122
4.6.1 สมการที่ใช้ในการทำนายเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ.....	123
4.6.2 การศึกษาอิทธิพลของอัตราการไหลของน้ำที่ต้องการบำบัดในระบบไฮบริดไฮโดร ไซโคลนและการดูดซับ	128
4.6.3 การศึกษาอิทธิพลของปริมาณของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในระบบไฮบริดไฮโดร ไซโคลนและการดูดซับ	130
4.6.4 การเปรียบเทียบค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่จุดสมดุลและค่า T_E จากผล การทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่องและจากสมการทำนาย	131
4.7 ผลการศึกษาการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor).....	135
บทที่ 5 สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ	139

5.1 สรุปผลการวิจัย.....	139
5.1.1 พารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด.....	139
5.1.2 พารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดของ ไฮโดรไซโคลน.....	140
5.1.3 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์.....	141
5.2 ข้อเสนอแนะเพื่อการวิจัยต่อไป.....	141
รายการอ้างอิง.....	143
ภาคผนวก.....	148
ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์.....	186

สารบัญตาราง

หน้า

ตารางที่ 2.1 แสดงอัตราการใช้เยื่อใยสั้นต่อเยื่อใยยาว ตามคุณภาพกระดาษต่างๆ	7
ตารางที่ 2.2 สัดส่วนของพันธะต่างๆในลิกนิน	13
ตารางที่ 2.3 สัดส่วนขนาดของไฮโดรโซโคลนแบบ Rietema และ Bradley	44
ตารางที่ 2.4 การเปรียบเทียบการทำงานของไฮโดรโซโคลนแบบ Rietema และ Bradley	45
ตารางที่ 2.5 แสดงถึงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์และค่าคงที่ของไอโซเทอมแบบต่างๆ	53
ตารางที่ 2.6 แสดงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ที่แบบจำลองของโทมัสและคลาร์ก	55
ตารางที่ 2.7 ขนาดของไฮโดรโซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย	57
ตารางที่ 2.8 ลักษณะอนุภาคในห้องปฏิบัติการและการกระจายตัวของอนุภาค	58
ตารางที่ 2.9 ลักษณะอนุภาคในอุตสาหกรรมการผลิตโอเลฟินและการกระจายตัวของอนุภาค	58
ตารางที่ 2.10 อุปกรณ์ภายในงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ	60
ตารางที่ 3.1 รายละเอียดเฉพาะไฮโดรโซโคลนแบบ Bradley ที่ใช้ในงานวิจัย	69
ตารางที่ 3.2 สมบัติของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด.....	70
ตารางที่ 3.3 คุณสมบัติทางกายภาพของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb200	71
ตารางที่ 3.4 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 2	75
ตารางที่ 3.5 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3	77
ตารางที่ 3.6 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 4	80
ตารางที่ 3.7 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 5	82
ตารางที่ 3.8 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 6	84
ตารางที่ 4.1 ลักษณะและสมบัติของน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิกนิน จาก บริษัท สยามคราฟท์ อุตสาหกรรม จำกัด.....	92
ตารางที่ 4.2 ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกิริยา.....	100

ตารางที่ 4.3 ค่าคงที่และตัวแปรของสมการไอโซเทอม	103
ตารางที่ 4.4 อัตราการไหลเฉลี่ยของน้ำที่ทางเข้าและทางออกต่างๆของไฮโดรไซโคลนที่ความดัน จ่ายเข้าแตกต่างกัน	109
ตารางที่ 4.5 ประสิทธิภาพการตกตะกอนของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่อัตราน้ำล้นผิวต่างๆ	114
ตารางที่ 4.6 พารามิเตอร์ที่สำคัญต่อการคำนวณของไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย	115
ตารางที่ 4.7 แสดงข้อมูลผลการคำนวณหาความเร็วสุดท้ายในการแยกของอนุภาค.....	116
ตารางที่ 4.8 ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกิริยาอันดับสอง.....	119
ตารางที่ 4.9 ค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุลและ T_E ที่ทำนายได้จากสมการทางคณิตศาสตร์.....	125
ตารางที่ 4.10 การเปรียบเทียบค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันที่จุดสมดุลและค่า T_E จาก ผลการทดลองและจากสมการทางคณิตศาสตร์	132
ตารางที่ 4.11 ค่าใช้จ่ายในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกัน.....	138

สารบัญภาพ

หน้า

ภาพที่ 2.1 แสดงแผนผังกระบวนการผลิตเยื่อและกระดาษ (บริษัทไทยเปเปอร์มิลล์ จำกัด).....	6
ภาพที่ 2.2 แสดงหน่วยโมโนเมอร์ฟีนิลโพรเพน (Runge., 2005).....	13
ภาพที่ 2.3 แสดงพันธะระหว่างหน่วยฟีนิลโพรเพน (Runge., 2005).....	14
ภาพที่ 2.4 แสดงถึงโครงสร้างของลิกนิน (Runge., 2005)	15
ภาพที่ 2.5 การดูดซับของสารดูดซับด้วยแรงทางไฟฟ้าสถิตย์ (กฤษณ์ พลรัตน์, 2547).....	19
ภาพที่ 2.6 ขั้นตอนการเคลื่อนตัวของตัวถูกดูดซับในกระบวนการดูดซับ.....	22
ภาพที่ 2.7 กลไกการดูดซับ (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547).....	23
ภาพที่ 2.8 ไอโซเทอมการดูดซับแบบแลงเมียร์ (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)	27
ภาพที่ 2.9 ไอโซเทอมการดูดซับแบบฟรุนดลิช (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)	28
ภาพที่ 2.10 ส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลน (วรศิริ เสียงสนั่น, 2552).....	30
ภาพที่ 2.11 ความเร็วของของไหลในไฮโดรไซโคลน (สนธิลักษณ์ สุขะสุนนท์, 2552).....	31
ภาพที่ 2.12 ลักษณะการกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงทั้ง 3 ประเภท.....	32
ภาพที่ 2.13 การกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (V_y) ภายในไฮโดรไซโคลน.....	33
ภาพที่ 2.14 การกระจายความเร็วในแนวแกน (Axial Velocity, V_z) ภายในไฮโดรไซโคลน.....	34
ภาพที่ 2.15 การกระจายความเร็วในแนวรัศมี (Radial Velocity, V_x) ภายในไฮโดรไซโคลน.....	34
ภาพที่ 2.16 ลักษณะการไหลแบบหมุนวน (Vortex flow) ภายในไฮโดรไซโคลน	37
ภาพที่ 2. 17 ภาพการไหลตามแนวแกนและตามแนวรัศมีภายในไฮโดรไซโคลน.....	38
ภาพที่ 2.18 กราฟแสดงเส้นโค้งประสิทธิภาพระดับชั้นและเส้นโค้งประสิทธิภาพ	48
ภาพที่ 2.19 ไอโซเทอมการดูดซับของถ่านกัมมันต์และเรซิน	49
ภาพที่ 2.20 ประสิทธิภาพการดูดซับของถ่านกัมมันต์และเรซิน.....	50

ภาพที่ 2.21 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับของ แก้วลอยที่ ปริมาณต่างๆ.....	52
ภาพที่ 2.22 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนิน	52
ภาพที่ 2.23 แสดงถึงปริมาณของสารที่ถูกดูดซับต่อปริมาณของตัวดูดซับ ณ จุดสมดุล ใน สารละลายที่มีความเข้มข้นต่างๆภายใต้อุณหภูมิคงที่.....	53
ภาพที่ 2.24 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใดๆต่อความเข้มข้นเริ่มต้น ของซีโอดีและ ลิกนินกับเวลา.....	54
ภาพที่ 2.25 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใดๆต่อความเข้มข้นเริ่มต้น ของลิกนินกับเวลา ที่ระดับความสูงต่างๆของคอลัมน์.....	54
ภาพที่ 2.26 แสดงการเปรียบเทียบค่าที่ได้จากการทดลองและแบบจำลอง ของโทมัสและคลาร์ก....	55
ภาพที่ 2.27 ประสิทธิภาพในการบำบัดซีโอดีและสีจากกระบวนการโคแอกกูเลชัน.....	56
ภาพที่ 2.28 แสดงถึงการกระจายตัวของอนุภาคในห้องปฏิบัติการ	58
ภาพที่ 2.29 รูปแบบของถังปฏิกริยาที่ใช้ในงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ	59
ภาพที่ 2.30 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ ลักชิกา กองวิเชียร	62
ภาพที่ 2.31 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ ศุภบุศย์ ดำรงคึกิจการ	64
ภาพที่ 3.1 รายละเอียดของไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย (ลักชิกา กองวิเชียร, 2556).....	69
ภาพที่ 3.2 โครงสร้างโมเลกุลของอัคราไลน์ลิกนิน (อิสริยาภรณ์ บุญยีน, 2552).....	70
ภาพที่ 3.3 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 3	78
ภาพที่ 3.4 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 4	80
ภาพที่ 3.5 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 5	82
ภาพที่ 3.6 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 6	84
ภาพที่ 4.1 จุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียจริงจากบริษัท Siam Kraft	88
ภาพที่ 4.2 กราฟมาตรฐานอัคราไลน์ลิกนิน.....	89

ภาพที่ 4.3 น้ำจากบ่อน้ำทิ้ง	89
ภาพที่ 4.4 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 1)	90
ภาพที่ 4.5 น้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด	91
ภาพที่ 4.6 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2)	92
ภาพที่ 4.7 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทของ Filtrasorb200 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้น ต่างกัน	94
ภาพที่ 4.8 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทที่ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน	95
ภาพที่ 4.9 ความเข้มข้นของสีในน้ำเสียสังเคราะห์ที่เวลา 1440 นาที	96
ภาพที่ 4.10 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทที่มีเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน ที่เวลา 1440 นาที	96
ภาพที่ 4.11 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิท ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตรที่ pH 5 – 9	98
ภาพที่ 4.12 ความสามารถในการดูดซับดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิท ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของ ถ่านกัมมันต์ต่างกัน	99
ภาพที่ 4.13 ไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลน์ลิทมิทและถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200	102
ภาพที่ 4.14 การเปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับที่ได้จากข้อมูลจริงกับไอโซเทอม จากสมการ ทางคณิตศาสตร์	103
ภาพที่ 4.15 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์ จากอัลคาไลน์ ลิทมิทและน้ำเสียจริง	104
ภาพที่ 4.16 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลอน ขนาด 30 และ 50 มิลลิเมตร ที่เวลาต่างๆกัน	107
ภาพที่ 4.17 ประสิทธิภาพเฉลี่ยในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนที่ความดันจ่ายเข้าต่างกัน	109
ภาพที่ 4.18 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆกันที่เวลาใดๆ ของไฮโดรไซโคลอน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร	110
ภาพที่ 4.19 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในไฮโดรไซโคลอนขนาด 30 มิลลิเมตร ความดัน 0.5 บาร์ .	111

ภาพที่ 4.20 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เปลี่ยนไปเมื่อวัดด้วย Particle size distribution.....	112
ภาพที่ 4.21 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนที่ไม่สามารถตกตะกอน หรือแยกได้และความเร็วในการตกตะกอนของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	113
ภาพที่ 4.22 ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ด้วยไฮโดรไซโคลน และการตกตะกอนแบบโดด	117
ภาพที่ 4.23 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทินิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณตัวดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร	118
ภาพที่ 4.24 เปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับระหว่างในห้องปฏิบัติการ และในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน.....	119
ภาพที่ 4.25 การหาค่า k จากการทดลองจลนศาสตร์การดูดซับ	121
ภาพที่ 4.26 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินินที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์	127
ภาพที่ 4.27 กราฟเบรกทรู ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทินิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร ที่อัตราการไหลของน้ำเสียต่างกัน	129
ภาพที่ 4.28 กราฟเบรกทรู ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทินิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณตัวกลางดูดซับ 10 กรัมต่อลิตร ที่อัตราการไหลของน้ำเสีย 1 ลิตรต่ออนาที....	129
ภาพที่ 4.29 กราฟเบรกทรู ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทินิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสีย 1 ลิตรต่ออนาที และปริมาณตัวกลางดูดซับต่างกัน	131
ภาพที่ 4.30 การเปรียบเทียบค่า T_E ที่ได้จากการทดลอง.....	132
ภาพที่ 4.31 การเปรียบเทียบค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินินที่จุดสมดุลและค่า T_E จากการทดลองและค่าที่ได้จากสมการทางคณิตศาสตร์	134
ภาพที่ 4.32 ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินินที่เวลาใดๆในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง	135
ภาพที่ 4.33 น้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทินินที่ผ่านการบำบัดด้วยระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน	136

ภาพที่ 4.34 ไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน
แบบต่อเนื่อง 137



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

อุตสาหกรรมกระดาษเป็นอุตสาหกรรมขนาดใหญ่ที่มีความสำคัญต่อการพัฒนาประเทศ (สมาคมเยื่อและกระดาษแห่งประเทศไทย, 2548) อีกทั้งปริมาณความต้องการกระดาษของประชากรในประเทศมีแนวโน้มที่จะเพิ่มสูงขึ้นเรื่อยๆ ซึ่งในกระบวนการผลิตเยื่อกระดาษนั้นมีการใช้น้ำในการฟอกเยื่อปริมาณมาก เมื่ออัตราการผลิตกระดาษเพิ่มสูงขึ้นจึงส่งผลให้อัตราการใช้น้ำในกระบวนการผลิตเยื่อกระดาษมีปริมาณเพิ่มขึ้นและเกิดเป็นน้ำเสียจากกระบวนการผลิต ซึ่งเป็นที่มาของปัญหาการใช้น้ำและการบำบัดน้ำเสียในอุตสาหกรรม เนื่องจากในกระบวนการฟอกเยื่อจะทำให้ ลิกนินซึ่งเป็นสารตามธรรมชาติที่มีอยู่ในเนื้อไม้ละลายปนกับน้ำในกระบวนการผลิต ลิกนินที่ปนเปื้อนในน้ำเสียจากกระบวนการผลิตกระดาษ จะก่อให้เกิดสีและยากต่อการบำบัด นอกจากนี้ลิกนินจะทำให้เกิดสีในน้ำแล้วยังพบว่า สารประกอบลิกนินนั้นมีผลยับยั้งต่อระบบการหายใจของสิ่งมีชีวิตในน้ำ ดังนั้นจึงมีความจำเป็นที่จะต้องบำบัดลิกนินในน้ำทิ้งให้มีค่าที่ผ่านมาตรฐานก่อนปล่อยออกสู่แหล่งน้ำสาธารณะ เพื่อลดผลกระทบต่อสิ่งแวดล้อมและสิ่งมีชีวิตที่อาศัยอยู่ในน้ำ

ลิกนินเป็นสารอินทรีย์ที่มีอยู่ตามธรรมชาติ ซึ่งเป็นสารประกอบจากเซลลูโลสในพืช โดยพบได้ในระหว่างกระบวนการผลิตกระดาษ สารประกอบลิกนินในพีซีร้อยละ 20 ถึง 40 จะละลายออกมาจากเส้นใยของไม้ ซึ่งลิกนินในเนื้อไม้มีสีน้ำตาลเข้มและย่อยสลายยาก จึงส่งผลให้กระบวนการบำบัดน้ำเสียโดยทั่วไปไม่สามารถบำบัดลิกนินให้มีค่าต่ำกว่าค่ามาตรฐานได้ ดังนั้นในการบำบัดสารประกอบลิกนิน จึงต้องมีการนำเอากระบวนการอื่นๆ นอกเหนือจากกระบวนการทางชีวภาพมาช่วยในการบำบัด ยกตัวอย่างเช่น กระบวนการดูดซับ กระบวนการออกซิเดชัน-รีดักชัน และอื่นๆ โดยกระบวนการดูดซับสารด้วยถ่านกัมมันต์ (Activated carbon) เป็นวิธีหนึ่งที่ได้รับการนิยมนิยมและถูกนำมาใช้ในการกำจัดสารที่บำบัดได้ยากในขั้นตอนสุดท้ายของการบำบัดน้ำเสีย เนื่องจากถ่านกัมมันต์มีโครงสร้างที่มีรูพรุนจำนวนมากทำให้มีพื้นที่ผิวสัมผัสมาก ถ่านกัมมันต์จึงมีความสามารถในการดูดซับสารต่างๆได้ดี

วัสดุที่สามารถนำมาใช้เป็นตัวกลางดูดซับนั้นมีหลากหลายประเภท แต่วัสดุที่มักถูกนำมาใช้ในกระบวนการดูดซับ คือ ถ่านกัมมันต์ ซึ่งนอกจากจะสามารถดูดซับที่สูงแล้วยังสะดวกสบายต่อการนำมาใช้งาน เนื่องจากสามารถหาซื้อไปทั่วไปตามท้องตลาด ถ่านกัมมันต์สามารถแบ่งออกเป็น 2 ประเภท คือ ถ่านกัมมันต์ชนิดผง (Powder Activated Carbon, PAC) และ

ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด (Granular Activated Carbon, GAC) โดยถ่านกัมมันต์ชนิดผงจะมีขนาดเล็ก จึงทำให้มีพื้นที่ผิวสัมผัสมาก ส่งผลให้การดูดซับเกิดได้อย่างรวดเร็ว อีกทั้งยังง่ายต่อการใช้งาน ในทางปฏิบัติแล้วมักเติมถ่านกัมมันต์ชนิดผงพร้อมกับสารโคแอกกูแลนต์ในถังกวนเร็ว (Rapid mixing tank) เพื่อให้ถ่านกัมมันต์ที่ใช้แล้วรวมตัวกับตะกอนแขวนลอยในน้ำกลายเป็นฟล็อก จากนั้นจึงแยกออกจากน้ำโดยการตกตะกอนหรือการกรอง (มันสิน ตันกุลเวศน์, 2542) จากขนาดที่เล็กของถ่านกัมมันต์ชนิดผง ทำให้ในปัจจุบันยังไม่มีระบบที่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ชนิดผงออกจากน้ำได้อย่างมีประสิทธิภาพ เนื่องจากเกิดการอุดตันในชั้นกรอง อีกทั้งในงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับการกำจัดสารอินทรีย์ในน้ำส่วนใหญ่พบว่า PAC ไม่เหมาะสมกับการนำมาใช้ในการกำจัดสี เพราะสีมักมีมวลโมเลกุลขนาดใหญ่ รวมไปถึงข้อจำกัดเรื่องการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอน ทำให้ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมีความเหมาะสมที่จะนำมาใช้ในงานวิจัยนี้

ถังปฏิกรณ์ที่ใช้สำหรับกระบวนการดูดซับนั้นได้ออกแบบให้เป็นแบบถังกวนต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) เนื่องจากถังปฏิกรณ์ชนิดนี้ อาศัยข้อมูลการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) เพียงอย่างเดียวในการออกแบบ จึงช่วยลดความยุ่งยากในการออกแบบและสามารถคำนวณหาประสิทธิภาพของระบบอย่างคร่าวๆได้ด้วยสมการคณิตศาสตร์ อีกทั้งยังสามารถนำถ่านกัมมันต์กลับมาใช้ใหม่โดยไม่จำเป็นต้องหยุดเดินระบบเหมือนถังปฏิกรณ์แบบคอลัมน์ (Column reactor) (Islam M.A. และคณะ, 2009) ซึ่งในการออกแบบระบบบำบัด นอกจากจะต้องออกแบบระบบการดูดซับให้มีประสิทธิภาพแล้ว ยังต้องคำนึงถึงระบบที่ใช้ในการแยกตัวกลางดูดซับออกจากน้ำที่บำบัดแล้ว เพื่อไม่ให้ตัวกลางดูดซับปะปนออกไปกับน้ำทิ้ง ดังนั้นจึงต้องมีการพิจารณาและเลือกใช้อุปกรณ์ที่สามารถแยกสารดูดซับออกจากระบบได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยกระบวนการที่ใช้แยกของแข็งออกจากของเหลวมีด้วยกันหลายวิธี ยกตัวอย่างเช่น การตกตะกอน การแยกโดยอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง และการกรอง เป็นต้น ในการเลือกใช้แต่ละระบบนั้นขึ้นอยู่กับลักษณะของอนุภาคที่ต้องการแยกออก ไฮโดรไซโคลอน (Hydrocyclone) เป็นอุปกรณ์ที่อาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางในการแยกสารที่มีความหนาแน่นแตกต่างกันออกจากกัน จึงนิยมนำไฮโดรไซโคลอนมาใช้ในการแยกอนุภาคของแข็งออกจากของเหลวมากกว่าอุปกรณ์ที่อาศัยแรงโน้มถ่วงในการตกตะกอน เนื่องจากความเร่งจากแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลอนนั้นมีค่ามากกว่าความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก ไฮโดรไซโคลอนจึงใช้พื้นที่ติดตั้งและเวลาในการแยกอนุภาคที่น้อยกว่าอุปกรณ์ที่อาศัยแรงโน้มถ่วงในการตกตะกอนชนิดอื่นๆ

จากข้อมูลดังกล่าวจึงเกิดแนวคิดในการทำระบบไฮบริด คือ การทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการดูดซับลิแกนด์ด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดออกจากน้ำที่บำบัดแล้วด้วยไฮโดรไซโคลอน เพื่อนำมาใช้ในการบำบัดน้ำปนเปื้อนสีที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตกระดาษ โดยน้ำที่นำมาเข้ากระบวนการบำบัดนี้เป็นน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดทางชีวภาพแล้วมี

ค่าพารามิเตอร์สี่ที่ไม่ผ่านค่ามาตรฐาน ซึ่งกระบวนการนี้จะช่วยบำบัดน้ำเสียให้มีค่าที่ผ่านค่ามาตรฐาน น้ำทิ้งก่อนที่จะปล่อยลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะ โดยน้ำเสียที่ปนเปื้อนลิกนินจะเข้าสู่กระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดภายในถังกวนผสม จากนั้นของผสมทั้งสองจะถูกส่งเข้าสู่กระบวนการแยกด้วยไฮโดรไซโคลอน ซึ่งจะทำการแยกถ่านกัมมันต์ที่ใช้แล้วออกทางด้านล่างของอุปกรณ์ ส่วนน้ำที่ผ่านการบำบัดแล้วนั้นจะออกทางช่องเปิดด้านบนของอุปกรณ์ โดยภายในระบบนั้นได้ออกแบบให้มีการนำถ่านกัมมันต์ที่ใช้แล้วบางส่วนกลับมาใช้งานต่อจนหมดประสิทธิภาพก่อนแยกออกจากระบบ ซึ่งระบบดังกล่าวยังมีผู้ศึกษาจำนวนไม่มากนัก ทำให้ยังขาดข้อมูลที่จะนำมาใช้ในการออกแบบระบบให้มีประสิทธิภาพ เช่น ปัจจัยที่มีผลต่อการทำงาน ประกอบกับงานวิจัยของลักษิกา กอวงวิเชียร (2556) และงานวิจัยของ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) ที่ทำการศึกษางานของระบบไฮบริด พบว่าในส่วนของการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอนนั้น ยังไม่สามารถให้ประสิทธิภาพได้ร้อยละ 100 เนื่องจาก ถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในกระบวนการดูดซับมลสารนั้นเกิดการแตกจากการกระทบกับใบพัดเครื่องสูบน้ำ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีจุดประสงค์เพื่อศึกษาปัจจัยต่างๆที่ส่งผลกระทบต่อระบบไฮบริดเพื่อนำข้อมูลไปใช้พัฒนาและออกแบบระบบให้มีประสิทธิภาพ รวมไปถึงการสร้างสมการทางคณิตศาสตร์เพื่อใช้ทำนายพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลอนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด และวิเคราะห์ความเป็นไปได้ในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลอนมาใช้ในการบำบัดลิกนินก่อนปล่อยน้ำทิ้งลงสู่แหล่งน้ำ

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1 เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลอนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาใช้ในการกำจัดลิกนินในน้ำเสียที่มาจากอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษ

1.2.2 เพื่อศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการทำงานของกระบวนการดูดซับลิกนินด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด กระบวนการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดด้วยไฮโดรไซโคลอน และระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลอนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

1.2.3 สร้างสมการทางคณิตศาสตร์เพื่อทำนายพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลอนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1.3.1 งานวิจัยนี้เป็นการทดลองในระดับทดลอง (Pilot scale) ดำเนินการภายใต้อนุมัติห้องปฏิบัติการวิจัย ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

1.3.2 สารอัลคาไลน์ลิกนินที่ใช้ในการทดลองมาจากบริษัท SIGMA-ALDRICH

1.3.3 น้ำเสียที่ใช้ในการทดลองเป็นน้ำที่สังเคราะห์จากน้ำประปาผสมสารอัลคาไลน์ลิทมิ้นให้ได้ความเข้มข้นตามที่ต้องการ

1.3.4 ทำการตรวจวัดความเข้มข้นของลิทมิ้นด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์

1.3.5 ไฮโดรไซโคลนที่ใช้มี 2 ขนาด คือ ไฮโดรไซโคลนแบบ Bradley ยี่ห้อ NEYRTEC ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร ทำจากโพลียูเรเทน (Polyurethane) และไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ทำจากสแตนเลส (Stainless steel)

1.3.6 ถ่านกัมมันต์ที่นำมาใช้ในการทดลองคือ Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon Carbon Corporation โดยจะใช้ตะแกรงแยกขนาด (Molecular sieve) คัดจนได้ขนาดที่นำมาใช้ในการทดลอง คือ 12x14 16x18 20x24 และ 30x35 เมช (Mesh)

1.3.7 การพิจารณาประสิทธิภาพและพารามิเตอร์ในการดำเนินการของระบบไฮบริดจะแยกออกเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนของการกำจัดสารถูกดูดซับออกจากของไหลด้วยกระบวนการดูดซับและส่วนของการแยกตัวกลางดูดซับออกจากของไหลด้วยไฮโดรไซโคลน

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 ทราบความเป็นไปได้ในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ไปใช้ในการกำจัดลิทมิ้นออกจากน้ำเสียจริงน้ำจากบริษัท Siam Kraft Industry Co., Ltd.

1.4.2 ได้ข้อมูลเบื้องต้นเพื่อใช้ในการพัฒนาและออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับ

1.4.3 สามารถใช้สมการทางคณิตศาสตร์ทำนายพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด เพื่อใช้ในการกำจัดลิทมิ้น

บทที่ 2

ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 การผลิตเยื่อกระดาษ

(อิสริยาภรณ์ บุญยืน, 2552)

ในการผลิตเยื่อกระดาษนั้นมีวัตถุดิบประสมค์ คือ ต้องการแยกเส้นใยของไม้ออกจากองค์ประกอบอื่นๆ เพื่อนำมาใช้เป็นวัตถุดิบหลักในการผลิตกระดาษ โดยสารที่มักปนอยู่ในเนื้อไม้ประกอบไปด้วย

1) โพลีแซคคาไรด์ (Polysaccharides) ได้แก่ แป้ง น้ำตาล และเซลลูโลส ซึ่งเป็นสารประกอบโพลีเมอร์ของคาร์โบไฮเดรต มีอยู่ในวัตถุดิบประมาณร้อยละ 60 – 80 โดยน้ำหนัก ซึ่งในระหว่างกระบวนการผลิตและฟอกเยื่อจะทำให้ แป้ง น้ำตาล และเซลลูโลสบางส่วนละลายออกมาจากเนื้อไม้

2) ลิกนิน (Lignin) และ แทนนิน (Tannin) เป็นสารตามธรรมชาติที่มีอยู่ในเนื้อไม้ โดยในระหว่างกระบวนการย่อยเยื่อจะทำให้ลิกนินและแทนนินประมาณ ร้อยละ 20 – 40 ละลายออกมาจากเส้นใยไม่ว่าจะใช้กระบวนการผลิตกระดาษแบบซัลไฟต์ กระบวนการผลิตกระดาษแบบซัลเฟตหรือกระบวนการคราฟท์

3) สารประกอบอื่นๆ (Extraneous component) สารเหล่านี้มีอยู่ในเนื้อไม้ประมาณร้อยละ 2 - 10 โดยมักเป็นสารประกอบที่ละลายในน้ำ ได้แก่ สารอินทรีย์และเกลืออนินทรีย์ เป็นต้น

2.2 กระบวนการผลิตกระดาษ

(อิสริยาภรณ์ บุญยืน, 2552)

จากภาพที่ 2.1 แสดงให้เห็นถึงกระบวนการผลิตเยื่อและกระดาษ โดยเริ่มจากต้นไม้จนได้กระดาษเป็นแผ่นออกมา ซึ่งในแต่ละขั้นตอนมีรายละเอียดดังนี้

2.2.1 วัตถุดิบที่ใช้ในการผลิตกระดาษ

วัตถุดิบที่ใช้ผลิตเยื่อและกระดาษสามารถแบ่งออกเป็นประเภทหลักๆได้ 2 ประเภท คือ

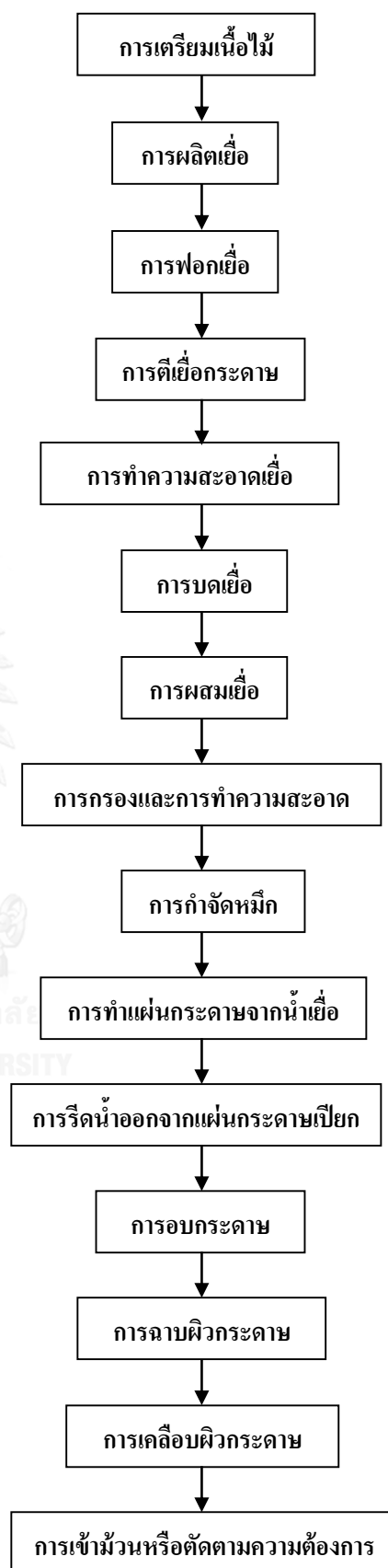
2.2.1.1 เยื่อกระดาษ (Pulp) ผลิตมาจากเนื้อไม้ ที่ประกอบด้วย เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส ลิกนินและส่วนประกอบอื่นๆ ซึ่งสามารถแบ่งได้เป็น 2 ชนิด คือ เยื่อใยยาวและเยื่อใยสั้น

การผลิตเยื่อ

ขั้นตอนการเตรียมน้ำเยื่อ

การทำแผ่นกระดาษจากน้ำเยื่อ

การปรับปรุงคุณสมบัติและแปรรูป



ภาพที่ 2.1 แสดงแผนผังกระบวนการผลิตเยื่อและกระดาษ (บริษัทไทยเปเปอร์มิลล์ จำกัด)

1) เยื่อใยยาว (Needle Bleached Kraft Pulp, Softwood) มีความยาว 3.5-5 มิลลิเมตร และมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30-50 ไมโครเมตร เยื่อใยยาวมีคุณสมบัติในการจับตัวกันสูง ทำให้กระดาษมีความแข็งแรง ทนต่อแรงดึงและการฉีกขาด แต่หากใช้เยื่อใยยาวในการผลิตมากเกินไปจะเกิดข้อเสียในการฟอร์มตัวกระดาษ เพราะจะทำให้เกิดการจับตัวกัน กระดาษที่ได้จะไม่มีระเบียบ

2) เยื่อใยสั้น (Leaf Bleached Kraft Pulp, hardwood) มีความยาวเพียง 1-1.5 มิลลิเมตร และมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20-30 ไมโครเมตร กระดาษที่ผลิตจากเยื่อใยสั้นจะมีคุณสมบัติของเนื้อกระดาษที่แน่นสม่ำเสมอ มีความเรียบและที่สำคัญคือทึบแสง เพราะเยื่อใยสั้นสามารถแทรกตัวไปตามช่องว่างได้ดี แต่มีข้อเสียคือ กระดาษจะไม่มี ความแข็งแรง เกิดการฉีกขาดได้ง่าย ดังนั้นในการผลิตกระดาษส่วนใหญ่จึงใช้การผสมกันระหว่างเยื่อใยสั้นและเยื่อใยยาวในอัตราส่วนที่แตกต่างกันตามความเหมาะสมที่จะนำไปใช้ ซึ่งสามารถแสดงอัตราส่วนระหว่างเยื่อใยสั้นและเยื่อใยยาวได้ดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 แสดงอัตราการใช้เยื่อใยสั้นต่อเยื่อใยยาว ตามคุณภาพกระดาษต่างๆ

คุณภาพกระดาษ (แกรม)	% เยื่อใยยาว	% เยื่อใยสั้น
40 - 50	15	85
60	10	90
70	5	95
80 -100	0	100

2.2.1.2 สารเคมี (Chemical) การใช้สารเคมีในกระบวนการผลิตนั้นก็เพื่อเป็นการปรับปรุงคุณภาพของกระดาษให้ได้ตรงตามความต้องการ โดยสารเคมีที่นิยมใช้คือ

1) ฟิลเตอร์ (Filter) ได้แก่ ปูนขาว (CaCO_3) ดินขาว และไทเทเนียมไดออกไซด์ (TiO_2) ซึ่งสารเคมีเหล่านี้จะช่วยปรับปรุงสมบัติด้านการพิมพ์กระดาษ โดยฟิลเตอร์จะเข้าไปอุดช่องว่างเพื่อเพิ่มเนื้อกระดาษ ทำให้กระดาษมีเนื้อแน่นมากขึ้น ทึบแสง และมีสีขาวสว่าง

2) สารด้านการซีมน้ำ (Sizing Agent) มีลักษณะคล้ายน้ำมัน โดยใส่เพื่อลดการดูดซีมน้ำของเนื้อกระดาษในกระบวนการผลิต ซึ่งสามารถใช้ได้ 2 แบบ คือ การใส่ลงไปเนื้อกระดาษโดยตรง (internal sizing) และการเคลือบที่ผิว (surface sizing)

3) สารเพิ่มความตกค้าง (Retention Aid) มีคุณสมบัติคล้ายกาว ช่วยให้เยื่อและฟิลเตอร์จับตัวกัน โดยสารเคมีที่ใช้มี 2 ชนิดคือ โพลีเมอร์ประจุบวกและลบ (Cationic polymer and Anionic clay)

4) สารเพิ่มความเหนียว (Wet-end Strength Agent) เป็นแป้งชนิดพิเศษ เมื่อนำไปละลายน้ำจะมีประจุบวก นำไปผสมกับเยื่อกระดาษ เพื่อรักษาสมดุลประจุระหว่างเส้นใยเยื่อ ทำให้เยื่อกระดาษเกาะกันแน่นมากขึ้น มีความแข็งแรงและไม่ฉีกขาด โดยสารเพิ่มความเหนียวที่นิยมใช้ ได้แก่ แป้งธรรมชาติ (Native starch) แป้งปรุงแต่ง (Modified starch) และ โพลีอะคริลเอไมด์ (Polyacrylamide)

5) สารเคลือบผิว (Size-press Starch) เป็นน้ำแป้งสุกที่ทำมาจากแป้งมันสำปะหลัง โดยใช้เคลือบผิวกระดาษเพื่อปรับปรุงผิวกระดาษให้เรียบ (Smoothness) เพิ่มความมันวาว (Glossness) เพิ่มความแข็งแรงของผิวหน้ากระดาษ (Surface strength) เพิ่มความคงตัวของกระดาษ (Stiffness) ลดฝุ่นละอองบนผิวกระดาษ (Dusting) และเพิ่มความต้านทานการซึมน้ำ สารที่นิยมใช้ในการเคลือบผิวกระดาษ ได้แก่ แป้งแปรรูปประเภทออกซิไดซ์ (Oxidized starch)

6) สารเพิ่มความสดใส (Optical Brightening Agent, OBA) มีคุณสมบัติในการช่วยทำให้กระดาษมีความสว่าง และเกิดการสะท้อนของแสงฟลูออเรสเซนต์หรือแสงสีขาวจากผิวกระดาษ ซึ่งสารเติมแต่งที่ใช้นั้นเป็นสีย้อมประเภทเรืองแสง (fluorescent dye)

7) สีย้อม (Dye) ประกอบด้วยสองสีหลัก คือ สีแดงและสีน้ำเงิน เนื่องจากปกติลิกนินจะมีสีเหลือง และจะแสดงสีให้เห็นชัดเจนเมื่อกระดาษนั้นโดนความร้อนและแสงแดด ดังนั้นจึงต้องมีการเติมสีเพื่อรักษาโทนสีของกระดาษให้คงที่

8) ยาฆ่าจุลินทรีย์ (Biocide) ที่สะสมในท่อ เครื่องจักร รวมถึงที่เกิดในกระบวนการผลิต สิ่งเหล่านี้จะส่งผลให้กระดาษมีความสกปรก โดยจุลินทรีย์ที่จำเป็นต้องกำจัด คือ ราเมือก (Slime) และ แบคทีเรีย (Bacteria) ซึ่งสารเหล่านี้ต้องใช้ในปริมาณที่เหมาะสม เพราะถ้าใส่มากเกินไป จะส่งผลต่อจุลินทรีย์ในระบบบำบัดน้ำเสีย

2.2.2 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษ

กรรมวิธีที่ใช้ในการทำเยื่อกระดาษนั้นมีหลายวิธี ขึ้นอยู่กับชนิดและลักษณะสมบัติของวัตถุดิบที่เลือกใช้ รวมไปถึงราคาของวัตถุดิบ โดยสามารถแบ่งออกเป็น 3 วิธีการ คือ

2.2.2.1 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษเชิงกล (Mechanical Pulping)

เยื่อกระดาษที่ได้จากกระบวนการนี้ มีชื่อเรียกว่า กราว์วูด (Ground wood) เกิดจากการนำเนื้อไม้ไปบด โดยขณะที่ทำการบดนั้นต้องฉีดน้ำตลอดเวลาเพื่อให้เส้นใยในเนื้อไม้กระจายตัวออกจากกัน ในกระบวนการนี้จะได้เยื่อกระดาษถึงร้อยละ 85 แต่เยื่อกระดาษที่ได้จะมีคุณสมบัติไม่ดี เส้นใยขาดเป็นท่อน ๆ มีเนื้อหยาบกระด้างและยังมีลิกนินตกค้างอยู่ จึงทำให้เยื่อกระดาษชนิดนี้ถูกกว่าเยื่อชนิดอื่น กราว์วูดนั้นมีความทึบแสงสูง จึงเหมาะนำมาใช้ผลิตกระดาษที่ไม่ต้องการความเหนียวและความขาวสะอาดมากนัก ส่วนใหญ่จึงนิยมนำมาผลิตกระดาษหนังสือพิมพ์ และกระดาษเช็ดมือ

2.2.2.2 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษแบบกึ่งเคมี (Semi-Chemical Pulping)

เยื่อกระดาษที่ได้จากกระบวนการนี้เกิดจากการนำเนื้อไม้ไปบดเช่นเดียวกับ กราว์วูด แต่มีการใช้ปริมาณสารเคมีมากกว่าและใช้พลังงานในการบดน้อย จึงมีลิกนินตกค้างอยู่ไม่มากเท่ากราว์วูด ในปัจจุบันมีการนำกระบวนการนี้มาใช้ในการผลิตเยื่อกระดาษอย่างแพร่หลาย เนื่องจากสามารถใช้ได้กับเนื้อไม้หลากหลายชนิด โดยสามารถแบ่งกระบวนการผลิตได้เป็น 4 ลักษณะตามสารเคมีที่ใช้ ได้แก่

1) กระบวนการกราว์วูดเคมี (Chemi-groundwood process) วิธีการนี้ใช้สำหรับไม้ใบกว้าง โดยจะนำไม้มาต้มกับน้ำยาซัลไฟต์ภายใต้แรงดัน แล้วจึงบดไม้ จนได้เป็นเยื่อกระดาษ

2) กระบวนการโซดาไฟ (Cold caustic soda) วิธีการนี้จะต้มไม้ด้วยน้ำยาโซดาไฟแล้วทำการแยกเยื่อกระดาษโดยใช้เครื่องย่อย เนื่องจากเยื่อกระดาษที่ต้มแล้วจะบดได้ง่าย ทำให้วิธีนี้มีราคาถูกกว่าการบดเยื่อกระดาษโดยตรง

3) กระบวนการโซเดียมซัลไฟต์ (Neutral sulphite semichemical process) วิธีการนี้จะใช้น้ำยาโซเดียมซัลไฟต์และก๊าซซัลเฟอร์ไดออกไซด์ในการต้มไม้

4) กระบวนการซัลเฟต (Sulphate semichemical process หรือ Kraft semichemical process) วิธีการนี้จะใช้น้ำยาผสมโซเดียมซัลไฟต์และโซดาไฟในการต้มไม้

2.2.2.3 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษแบบเคมี (Chemical Pulping)

ในกระบวนการนี้อาศัยการต้มไม้หรือเส้นใยด้วยสารเคมีภายใต้แรงดัน เพื่อแยกเยื่อกระดาษ ซึ่งสารเคมีและความร้อนที่ใช้ในกระบวนการนี้จะละลายลิกนินออกไป ส่งผลให้เยื่อกระดาษมีปริมาณ ลิกนินเจือปนอยู่น้อย เหมาะแก่การนำไปผลิตกระดาษคุณภาพดีที่ต้องการความเหนียว แต่ปริมาณ เยื่อกระดาษที่ได้จากกระบวนการผลิตแบบเคมีจะมีปริมาณน้อย คือ ประมาณร้อยละ 45 – 60 โดย สามารถแบ่งกระบวนการผลิตได้เป็น 3 ลักษณะตามสารเคมีที่ใช้ ได้แก่

1) กระบวนการโซดา (Soda Process) เป็นกระบวนการที่ใช้โซดาไฟ (Sodium Hydroxide) เป็นสารเคมีในการต้มเยื่อกระดาษ แล้วจึงนำเยื่อกระดาษมาล้างและทำการฟอกเยื่อ โดยเยื่อกระดาษ จากกระบวนการนี้ มักนำมาใช้ผลิตกระดาษจดหมาย กระดาษพิมพ์เขียนและกระดาษที่ต้องการความ นุ่ม

2) กระบวนการซัลเฟต (Sulphate Process) หรือกระบวนการคราฟท์ (Kraft process) เป็นกระบวนการที่ใช้โซดาไฟและโซเดียมซัลไฟต์ในการต้มเยื่อกระดาษ โดยเยื่อกระดาษที่ได้จะมีความเหนียวมาก เยื่อกระดาษซัลเฟตนั้นมี 2 ชนิดคือ แบบฟอกสี ซึ่งนำมาใช้ผลิตถุงกระดาษ กระดาษ ห่อของและกระดาษฟิวกล่อง และแบบฟอกขาว ซึ่งจะนำมาใช้ในการผลิตกระดาษพิมพ์เขียน กระดาษ หนังสือคุณภาพดี และกระดาษอนามัย

3) กระบวนการซัลไฟต์ (Sulphite Process) เป็นกระบวนการที่เหมาะสมในการผลิตเยื่อ กระดาษจากไม้เนื้อแข็งและไม้จำพวกหญ้า โดยใช้สารละลายไบซัลไฟต์ของแคลเซียม แมกนีเซียม หรือแอมโมเนียม ในการต้ม โดยกระบวนการนี้ไม่เหมาะสมสำหรับไม้ที่มีเรซิน หรืออาจเป็นส่วนประกอบ ในปริมาณมาก

2.2.3 กรรมวิธีผลิตกระดาษ

1) การล้างเยื่อกระดาษ (Washing) และร่อนเอาเยื่อกระดาษหยาบออก (Screening) เมื่อได้ เยื่อกระดาษมาแล้วต้องทำการล้างน้ำยาเคมีจากกระบวนการผลิตเยื่อและสิ่งสกปรกออกให้หมด จากนั้นจึงนำไปเข้าเครื่องร่อน เพื่อแยกสิ่งเจือปนและแยกเยื่อกระดาษแบบหยาบไปผ่านกระบวนการ ผลิตใหม่อีกครั้ง

2) การฟอกสีเยื่อกระดาษ (Bleaching) เมื่อได้เยื่อกระดาษที่ละเอียดและสะอาดแล้ว จะ นำไปฟอกขาวเพื่อให้กระดาษมีความมันวาวด้วยน้ำยาคลอรีนหรือโอโซน การควบคุมความเป็นกรด

ต่าง ปริมาณสารเคมี เวลาและปริมาณเยื่อกระดาษที่เข้าสู่กระบวนการนี้จึงมีความสำคัญมาก โดยสามารถแบ่งการฟอกเยื่อออกเป็น 2 วิธีคือ

- 2.1) วิธีฟอกเยื่อเพื่อขจัดลิกนินออก (removing lignin)
- 2.2) วิธีฟอกเยื่อเพื่อเปลี่ยนสีของลิกนินให้อยู่ในรูปไม่มีสี (bleaching lignin)

3) การผสมกับเยื่อกระดาษชนิดอื่นๆ (Mixing) เนื่องจากเยื่อกระดาษแต่ละชนิดมีลักษณะเส้นใยที่ต่างกัน จึงต้องมีการนำเยื่อกระดาษต่างชนิดมาผสมกันเพื่อให้ได้เยื่อกระดาษตามลักษณะที่ต้องการ

4) การตีหรือบดเยื่อกระดาษ (Beating) ภายในเครื่องตีเยื่อจะมีแผ่นเหล็กเพื่อตีให้เยื่อผสมกัน รวมไปถึงทำให้เยื่อมีลักษณะที่อ่อนตัวลง และเป็นการเพิ่มพื้นที่ผิวของเยื่อกระดาษ ดังนั้นจึงทำให้กระดาษมีความเหนียวและทนทาน นอกจากนี้ยังทำให้สีเกาะติดกับเยื่อกระดาษได้มากขึ้น

5) การเติมสารอื่นๆ (Paper additive) เพื่อปรับปรุงคุณภาพของเยื่อกระดาษ สารที่ถูกเติมลงไปในช่วงตอนนี้คือ ซันสเน สารส้มและแป้งมันสำปะหลัง เพื่อให้กระดาษไม่ดูตม้เกินไป ป้องกันไม่ให้เกิดการซึม ทำให้กระดาษขาวขึ้น อีกทั้งยังช่วยทำให้เส้นใยประสานตัวกัน กระดาษที่ได้จึงมีความทนทานต่อการลบและไม่ยุ่ยง่าย

6) เข้าเครื่องเดินแผ่น (Paper machine) เมื่อเยื่อกระดาษผ่านกระบวนการด้านต้นมาแล้ว จะถูกนำไปทำให้เป็นแผ่น โดยเข้าสู่เครื่องเดินแผ่นซึ่งประกอบด้วย ส่วนตะแกรง (Wire section) ส่วนที่ทำหน้าที่บีบอัด (Press section) และส่วนที่ทำให้แห้ง (Dryer section)

2.2.4 เคมีวิทยาของกระบวนการฟอกเยื่อ

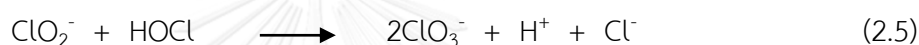
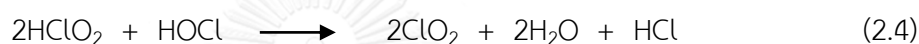
สารเคมีที่นิยมนำมาใช้ในการฟอกเยื่อกระดาษคือ คลอรีนไดออกไซด์ (ClO_2) ซึ่งเป็นสารเรดิคัล (Radical) และเป็นสารออกซิแดนท์ที่รุนแรง สามารถปล่อยอิเล็กตรอนได้ 5 ประจุ จนกลายเป็นคลอไรด์ไอออน (Cl^-) ในกระบวนการรีดักชัน ดังสมการที่ 3.1



ในขณะที่ก๊าซคลอรีน (Cl_2) ในปฏิกิริยารีดักชันปล่อยอิเล็กตรอนเพียง 2 ประจุ กลายเป็นคลอไรด์ไอออน ดังสมการที่ 3.2



จากสมการที่ 2.1 และ 2.2 พบว่าคลอรีนไดออกไซด์มีออกซิเดทีฟพาวเวอร์ที่แรงกว่าก๊าซคลอรีน 2.5 เท่า ซึ่งในความเป็นจริงแล้ว คลอรีนไดออกไซด์ที่ทำปฏิกิริยากับลิกนินและแทนนินนั้น ไม่ได้ถูกเปลี่ยนไปเป็นคลอไรต์ไอออนทั้งหมด โดยคลอรีนไดออกไซด์ทำปฏิกิริยากับลิกนินจะเกิดเป็นกรดไฮโปคลอรัส (HOCl) และกรดคลอรัส (HClO₂) ซึ่งกรดไฮโปคลอรัสจะสามารถออกซิไดซ์ลิกนินและกลายเป็นคลอไรต์ไอออนดังสมการที่ 2.3 ส่วนกรดคลอรัสนั้นไม่ทำปฏิกิริยากับลิกนินและแทนนิน แต่จะทำปฏิกิริยากับกรดไฮโปคลอรัสกลายเป็นคลอรีนไดออกไซด์ดังสมการที่ 2.4 อีกทั้งยังสามารถแตกตัวออกเป็นคลอไรท์ และทำปฏิกิริยากับกรดไฮโปคลอรัสได้เป็น คลอเรต (ClO₃⁻) ตามสมการ 3.5



การเกิดคลอเรตนั้นเป็นรูปแบบสุดท้ายของคลอรีนไดออกไซด์ เนื่องจากคลอเรตจะไม่ทำปฏิกิริยากับลิกนินและสารออกไซด์ตัวอื่นของคลอรีน

2.3 ลิกนิน (Lignin)

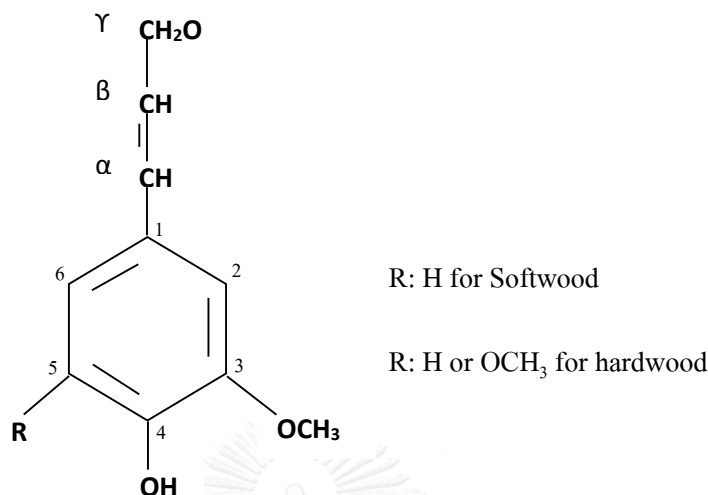
(โชคเอื้อ ศรีสุชาติ, 2549)

ลิกนินเป็นสารโพลีเมอร์อะโรมาติกที่ไม่มีรูปผลึกที่มีความซับซ้อนมากกว่าเซลลูโลส (Cellulose) และเฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) โดยประกอบด้วยคาร์บอน ไฮโดรเจนและออกซิเจนที่รวมตัวกันเป็นหน่วยย่อยหลายชนิด โครงสร้างพื้นฐานของลิกนินคือ ฟีนิลโพรเพน (Phenylpropane) ดังภาพที่ 2.2 ลิกนินนั้นเป็นสารอินทรีย์ที่ไม่ละลายน้ำ และไม่ยืดหยุ่น ดังนั้นพืชที่มีลิกนินเป็นองค์ประกอบจึงมีความแข็งแรงทนทาน แม้แต่ละชนิดจะมีสัดส่วนระหว่างเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินที่ต่างกันขึ้นกับชนิดและอายุของไม้ ซึ่งไม้ที่มีสารลิกนินมากจะมีความแข็งแรงสูง หากทำเปรียบเทียบกับไม้ชนิดเดียวกัน พบว่าไม้ที่มีอายุน้อยกว่าจะมีปริมาณลิกนินมากกว่าไม้ที่มีอายุน้อย และเมื่อพืชตายจะถูกย่อยด้วยเอนไซม์ลิกเนส (Lignase)

คำว่าลิกนินนั้นมาจากคำว่า Lignum ซึ่งเป็นภาษาละติน หมายถึง ไม้ โดยคุณสมบัติสำคัญของลิกนินคือ ช่วยในการยึดประสานเนื้อไม้เข้าด้วยกัน รวมไปถึงป้องกันไม่ให้น้ำไหลออกจากผนังเซลล์ ซึ่งทำให้เกิดการขนถ่ายสารอาหารและน้ำในเซลล์

แม้ว่าจะมีการศึกษาลิกนินมาเป็นเวลาหลายปี แต่ในปัจจุบันยังไม่สามารถแยกลิกนิน ออกจากไม้โดยไม่มีการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างของลิกนิน เนื่องจากลิกนินเป็นโพลีเมอร์อะโรมาติกที่

ไม่มีรูปผลึกที่อยู่ในโครงสร้างของเนื้อไม้ จึงทำได้เพียงสกัดลิกนินออกมาในรูปของสารละลาย โดยแยก โพลีแซคคาไรด์ที่อยู่รอบๆออกด้วยกระบวนการ ไฮโดรไลซิส หรือทำให้พันธะแตกออกจากกัน



ภาพที่ 2.2 แสดงหน่วยโมโนเมอร์ฟีนิลโพรเพน (Runge., 2005)

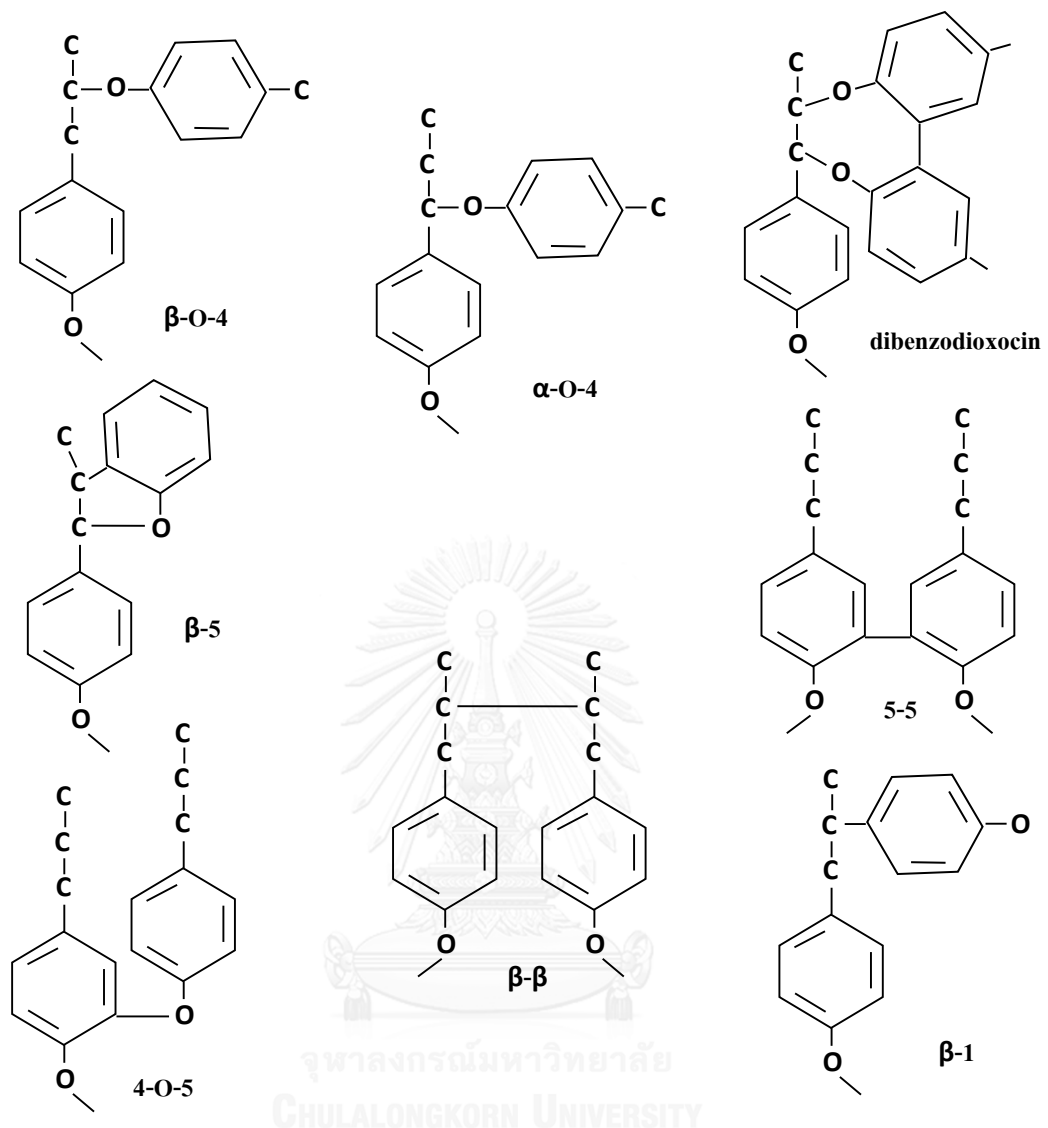
2.3.1 โครงสร้างโมเลกุลของลิกนิน

ในการศึกษาโครงสร้างของลิกนินเพื่อนำมาใช้ในกระบวนการฟอกหรือทำเยื่อ พบว่า การย่อยสลายลิกนินและการใช้วิธีอัลตราไวโอเลตสเปกโตรสโคปี สามารถทำให้เห็นถึงหน่วยย่อยของลิกนิน โดยพันธะระหว่างหน่วยย่อยที่ต่างกันจะส่งผลให้เกิดแมโครโมเลกุลที่ซับซ้อน ซึ่งหน่วยของฟีนิลโพรเพน มักต่อกันด้วยพันธะอีเทอร์ (C-O-C) หรือพันธะคาร์บอน ดังภาพที่ 2.3 โดยตารางที่ 2.2 แสดงถึงสัดส่วนของพันธะต่างๆในลิกนินในไม้สน ซึ่งข้อมูลเหล่านี้ถูกนำไปใช้ในการสร้างโครงสร้างของลิกนินในไม้เนื้ออ่อน ดังภาพที่ 2.4

ตารางที่ 2.2 สัดส่วนของพันธะต่างๆในลิกนิน

Name	Bond Type	Percentage
β -O-4	Phenylpropane β -aryl ether	48
α -O-4	Phenylpropane α -aryl ether	6 - 8
β -5	Phenylcoumaran	9 - 12
5-5	Biphenyl	9 - 11
4-O-5	Diaryl ether	3 - 4
β - β	β - β -linked structures	2
β -1	1,2-Diarylpropane	7

ที่มา : (Runge., 2005)

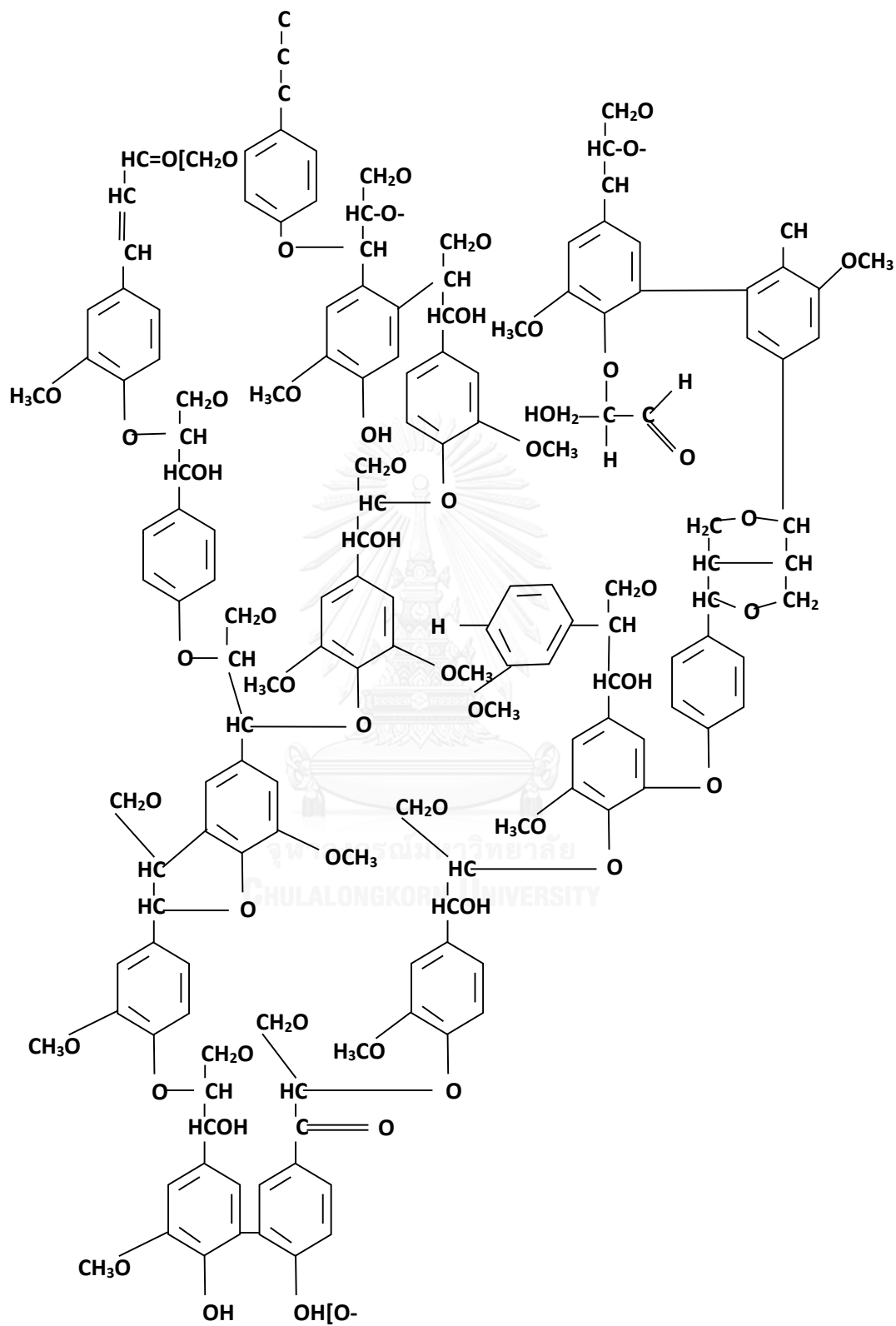


ภาพที่ 2.3 แสดงพันธะระหว่างหน่วยฟีนิลโพรเพน (Runge., 2005)

2.3.2 สาเหตุที่ต้องกำจัดลิกนิน

(ริกาญจน์ ฉัตรสกุลวิไล, 2548)

- 1) ทำให้เกิดสีในน้ำ อันก่อให้เกิดความรู้สึกน่ารังเกียจ
- 2) ย่อยสลายทางชีวภาพได้ยาก
- 3) มีการศึกษาที่พบว่า สารประกอบลิกนินสามารถไปยับยั้งระบบหายใจของสัตว์น้ำ



ภาพที่ 2.4 แสดงถึงโครงสร้างของลิกนิน (Runge., 2005)

2.4 สีของน้ำเสีย

(ไพฑูริย์ หมายมั่นสมสุข, 2548)

1) สีจริง (True Color)

สีที่วัดได้หรือมองเห็นหลังจากที่แยกเอาสารแขวนลอยหรือความขุ่นออกไปแล้ว นั่นคือ สีที่สามารถละลายเป็นเนื้อเดียวกับน้ำได้ เนื่องจากการละลายของสารประกอบที่มีอยู่ในน้ำ ยกตัวอย่างเช่น โปรตีน ไนมัน คาร์โบไฮเดรต

2) สีปรากฏ (Apparent Color)

สีที่เกิดจากการรวมตัวของสารที่ละลายน้ำและสารที่ไม่ละลายน้ำ หรือเป็นสีที่เกิดจากการสะท้อนของสารที่แขวนลอยในน้ำ สามารถแยกออกได้ด้วยวิธีทางกายภาพ เช่น ตะกอนดินและทราย

ในการแยกสีทั้งสองชนิดออกจากกันนั้น สามารถทำได้โดยใช้วิธีการหมุนเหวี่ยง (Centrifuge) (กรรณิการ์ สิริสิงห, 2544) โดยส่วนที่เป็นสีปรากฏจะตกตะกอนอยู่ด้านล่าง และส่วนที่เป็นสีจริงจะไม่ตกตะกอน

สีของน้ำเสียที่เกิดจากโรงงานผลิตกระดาษนั้นเป็นสีที่เกิดจากสารประกอบลิกนิน ซึ่งเป็นสีที่สามารถละลายน้ำได้ และไม่สามารถกำจัดออกได้ด้วยวิธีตกตะกอน ดังนั้นสีของน้ำเสียจากโรงงานผลิตกระดาษจึงเป็นสีจริง

2.4.1 การวัดสี

2.4.1.1 วิธีเปรียบเทียบกับแพลทินัมโคบอลต์มาตรฐาน (Platinum Cobalt Standard) แพลทินัมโคบอลต์มาตรฐาน เป็นวิธีที่ถูกกำหนดขึ้นโดย American Public Health Association (APHA) ซึ่งเป็นการจำกัดให้ใช้งานเกี่ยวกับแหล่งน้ำธรรมชาติโดยเฉพาะ เนื่องจากสารละลายมาตรฐานนั้นมีสีออกเหลือง ข้อดีของการใช้วิธีวัดนี้คือ มีราคาถูกแต่ข้อเสียคือต้องทำการเตรียมสารมาตรฐานใหม่ทุกครั้งที่มีการใช้งาน

2.4.1.2 วิธีวัดด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ (Spectrophotometer) เป็นการวัดสีโดยอาศัยความยาวคลื่น (Wavelength) ที่เหมาะสมในการดูดกลืนแสงให้มากที่สุด (Absorption Maxima) โดยวิธีการวัดคือ นำน้ำตัวอย่างมาวัดการดูดกลืนแสง (Absorbance) โดยน้ำที่มีสีเข้มจะมีการดูดกลืนแสงมาก อัตราการทะลุผ่านของแสงน้อย วิธีการนี้ต้องทำการสร้างกราฟมาตรฐานเพื่อใช้เปรียบเทียบค่าความเข้มของสี

2.4.1.3 หน่วยสีเอดีเอ็มไอ (ADMI Unit) เป็นการวัดสีตามวิธี 2120E จาก Standard Methode, 1995 ซึ่งเป็นวิธีการที่เพิ่มเติมมาจาก Tristimulus Method ซึ่งวิธีการวัดสีวิธีนี้จะไม่ขึ้นอยู่กับเฉดสี โดยทำการหาสีโดยใช้สมการสีของ Adums-Nickerson นั่นคือ การวัดสีด้วยวิธี ADMI เป็นการวัดความเบี่ยงเบนจากการไม่มีสี เช่น ถ้านำสี A และ B มาละลายในน้ำให้มีความเข้มข้นที่มองด้วยตาเปล่าเท่ากัน เมื่อนำมาวัดค่าสีด้วยวิธี ADMI ก็จะได้ค่าที่เท่ากัน

2.5 กระบวนการดูดซับ (Adsorption process)

2.5.1 การดูดซับ

(มันสิน ตัณฑุลเวศน์, 2542)

การดูดซับ (Adsorption) เป็นความสามารถของวัสดุหรือของแข็งบางชนิดในการดึงโมเลกุลที่อยู่ในของเหลวหรือก๊าซให้มาเกาะติดบนพื้นผิวของวัสดุ กระบวนการนี้จัดเป็นการเคลื่อนย้ายมวลสาร (Mass transfer) ที่อยู่ในรูปของเหลวหรือก๊าซมายังพื้นผิวของของแข็ง โดยเรียกโมเลกุลหรือคอลลอยด์ที่ถูกดูดซับว่า สารที่ถูกดูดซับ (Adsorbate) และเรียกวัสดุที่มีพื้นผิวไว้เป็นที่เกาะจับว่า ตัวกลางดูดซับ (Adsorbent)

2.5.2 ลักษณะของการดูดซับ

(กฤษณ์ พลรัตน์, 2547)

เป็นปัจจัยสำคัญที่ใช้ในการบอกชนิดของการดูดซับโดยพิจารณาได้จาก ลักษณะโครงสร้างของตัวกลางดูดซับ สมบัติทางเคมีของพื้นผิวตัวกลางดูดซับและสมบัติของสารดูดซับ เนื่องจากลักษณะเหล่านี้สามารถทำให้สารบางชนิดในสารละลายเกิดการกระจายตัวไปบนพื้นผิว ส่งผลให้สารแต่ละชนิดเกิดการดึงดูดกับตัวกลางดูดซับที่ต่างชนิดกัน ลักษณะของการดูดซับนั้นสามารถจำแนกออกเป็น 2 ประเภท

1) การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption)

เกิดจากแรงดึงดูดทางกายภาพระหว่างโมเลกุลของตัวกลางดูดซับกับองค์ประกอบของสารที่ถูกดูดซับมีค่ามากกว่าแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลขององค์ประกอบภายในสารละลาย ทำให้องค์ประกอบของสารที่ถูกดูดซับยึดติดบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับด้วยแรงทางกายภาพ อันได้แก่ แรงทางไฟฟ้าสถิตย์ (Electrostatic force) และแรงแวนเดอวาลล์ (Van der Waal's force) โดยการดูดซับประเภทนี้จะไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงคุณสมบัติทางเคมีของตัวกลางดูดซับ การดูดซับประเภทนี้มักเป็นการดูดซับแบบหลายชั้น (multilayer adsorption)

2) การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption)

เป็นปฏิกิริยาเคมีที่เกิดขึ้นบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับระหว่างองค์ประกอบที่ต้องการดูดซับกับตัวกลางดูดซับ ตัวกลางดูดซับกับสารที่ถูกดูดซับจะมีการใช้อิเล็กตรอนร่วมกัน ดังนั้นปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นเป็นแบบผันกลับไม่ได้ จึงไม่สามารถเกิดการคายการดูดซับ ความร้อนที่เกิดหรือที่ใช้ในปฏิกิริยามีค่าสูงกว่าการดูดซับทางกายภาพ การดูดซับทางเคมีนั้นจะเกิดบนพื้นผิวเฉพาะแห่งของตัวกลางดูดซับเท่านั้น ต่างจากการดูดซับทางกายภาพที่สามารถเกิดได้บนพื้นผิวทั้งหมดของตัวกลางดูดซับ การดูดซับประเภทนี้มักเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (monolayer adsorption)

2.5.3 แรงที่เกี่ยวข้องกับการดูดซับ

(ภุชณั พลรัตน์, 2547)

แรงที่เกิดขึ้นในกระบวนการดูดซับสามารถแบ่งได้เป็น 2 ลักษณะคือ แรงทางกายภาพ และแรงทางเคมี โดยแรงทางกายภาพ นั้นได้แก่ แรงแวนเดอวาลล์ และแรงไฟฟ้าสถิตย์ ซึ่งเกิดที่บริเวณผิวรอบนอกของสารประกอบ ส่วนแรงทางเคมีนั้นเกิดจากอันตรกิริยา (Interaction) รวมไปถึงการเกิดสารประกอบเชิงซ้อนที่พื้นผิวด้านใน ทำให้เกิดกลไกการแลกเปลี่ยนลิแกนด์ (Ligand exchange) พันธะโควาเลนต์ (Covalent bonding) และพันธะไฮโดรเจน (Hydrogen bonding)

1) แรงแวนเดอวาลล์ (Van der Waal's force) เกิดจากการเคลื่อนที่ของอิเล็กตรอนอย่างไม่เป็นระเบียบในอะตอมหรือโมเลกุลที่อยู่อย่างอิสระที่อยู่ในสภาพไม่มีขั้ว ทำให้มีความหนาแน่นของกลุ่มหมอกอิเล็กตรอนในแต่ละบริเวณภายในของอะตอมหรือโมเลกุลไม่เท่ากันจึงทำให้เกิดสภาพขั้วขึ้นเกิดการดึงดูดกันระหว่างตัวกลางดูดซับกับสารที่ถูกดูดซับ การดูดซับประเภทนี้มีพลังงานในการดูดซับต่ำ จึงสามารถนำมาฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับได้ง่าย

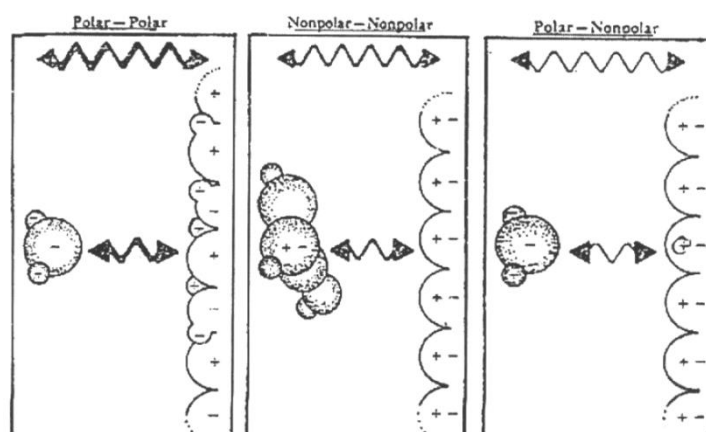
2) แรงทางไฟฟ้าสถิตย์ (Electrostatic force) เป็นแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลที่มีลักษณะเหมือนกัน เช่น ระหว่างโมเลกุลที่มีขั้วเหมือนกันหรือระหว่างสารที่ไม่มีขั้วกับสารที่มีขั้ว โดยการเกาะจับของโมเลกุลด้วยแรงทางไฟฟ้า สามารถจำแนกได้เป็น 3 ประเภท ดังภาพที่ 2.5

2.1) แรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลที่มีขั้ว เกิดจากการจัดเรียงโมเลกุล (Orientation effect) ที่มีขั้ว 2 โมเลกุล ทำให้เกิดแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลที่มีประจุตรงกันข้าม กล่าวคือ ขั้วลบของโมเลกุลหนึ่งดึงดูดขั้วบวกของอีกโมเลกุลหนึ่ง

2.2) แรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลที่ไม่มีขั้ว (Non-polar molecule) เกิดจากผลของ การกระจายตัว (Dispersion effect) เนื่องจากโมเลกุลที่ไม่มีขั้วนั้นสามารถเปลี่ยนเป็นไดโพลโมเลกุลได้

โดยเมื่อมีอีกโมเลกุลที่ไม่มีขั้วที่มีลักษณะเช่นเดียวกันเข้ามาใกล้ก็จะเกิดแรงดึงดูด แต่มักเกิดเป็นแรงที่ไม่แข็งแรง

2.3) แรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลที่มีขั้วกับโมเลกุลที่ไม่มีขั้วนั้นเกิดจากการเหนี่ยวนำ (Induction effect) จากโมเลกุลที่มีขั้ว ทำให้โมเลกุลที่ไม่มีขั้วที่อยู่ใกล้เกิดประจุที่ตรงกันข้าม ซึ่งจะให้เกิดการดึงดูดซึ่งกันและกัน



ภาพที่ 2.5 การดูดซับของสารดูดซับด้วยแรงทางไฟฟ้าสถิตย์ (กฤษณ์ พลรัตน์, 2547)

3) แรงทางเคมี การดูดซับประเภทนี้เกิดขึ้นเมื่อสารที่ถูกดูดซับทำปฏิกิริยาเคมีกับหมู่ฟังก์ชัน (Functional group) บนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับแล้วเกิดเป็นสารประกอบเชิงซ้อน โดยแรงที่เกิดขึ้นเป็นการยึดเหนี่ยวกันระหว่างไอออนกับตัวกลางดูดซับ โดยมีการใช้อิเล็กตรอนร่วมกัน หรือให้อิเล็กตรอนเกิดการแลกเปลี่ยนอิเล็กตรอน จึงทำให้เกิดแรงยึดเหนี่ยวที่แข็งแรงกว่าแรงทางฟิสิกส์ และไม่สามารถเปลี่ยนกลับไปกลับมาได้ (Irreversible) เนื่องจากมีการจัดเรียงอะตอมกลายเป็นสารประกอบใหม่ขึ้นมา

ข้อแตกต่างระหว่างการดูดซับทางกายภาพและเคมี

1) การดูดซับทางกายภาพ เกิดจากแรงดึงดูดระหว่างขั้วของโมเลกุลและอิทธิพลของการแพร่ ส่วนการดูดซับทางเคมีนั้น เกิดจากการทำปฏิกิริยาการระหว่างพื้นผิวของตัวกลางดูดซับกับสารที่ถูกดูดซับ ซึ่งมีการให้อิเล็กตรอนร่วมกัน การแยกโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับออกจากตัวกลางดูดซับจึงไม่สามารถทำได้หรือทำได้ยาก ต่างจากการดูดซับทางกายภาพที่สามารถแยกสารที่ถูกดูดซับออกจากตัวกลางดูดซับได้ โดยการเพิ่มอุณหภูมิหรือลดความดัน

2) การดูดซับทางกายภาพที่เกิดจากแรงแวนเดอร์วาลส์นั้นจะส่งผลให้สารที่ถูกดูดซับสามารถเกาะบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับได้หลายชั้น (Multilayer) แต่การดูดซับทางเคมีนั้นสารที่ถูกดูดซับจะเกาะบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer)

3) เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น อัตราการดูดซับทางเคมีจะเพิ่มขึ้นแต่อัตราการดูดซับทางกายภาพจะลดลง

2.5.4 ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการดูดซับ

(กฤษณ์ พลรัตน์, 2547)

การดูดซับจะเกิดได้อย่างมีประสิทธิภาพมากหรือน้อยนอกจากจะขึ้นอยู่กับคุณภาพของตัวกลางดูดซับแล้ว สภาวะแวดล้อมอื่น ๆ ก็สามารถส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการดูดซับ เช่น คุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของตัวกลางดูดซับ ตัวถูกดูดซับ โดยปัจจัยที่ส่งผลต่อการดูดซับนั้นได้แก่

2.5.4.1 ธรรมชาติของตัวกลางดูดซับ (Nature of the adsorbent)

1) พื้นที่ผิวและโครงสร้างของรูพรุน (Surface area and pore structure)

พื้นที่ผิวเป็นคุณสมบัติที่สำคัญอย่างหนึ่งของตัวกลางดูดซับที่มีผลต่อความสามารถในการดูดซับ กล่าวคือ เมื่อตัวกลางดูดซับมีพื้นที่ผิวเพิ่มมากขึ้น ความสามารถในการดูดซับก็จะเพิ่มขึ้น แต่พื้นที่ผิวของตัวกลางดูดซับเพียงอย่างเดียวไม่สามารถใช้อธิบายความสามารถในการดูดซับว่าจะเกิดได้ดีหรือไม่ ดังนั้นโครงสร้างรูพรุนของตัวกลางดูดซับจึงเป็นอีกคุณสมบัติหนึ่งซึ่งช่วยให้พื้นที่ผิวสามารถดูดซับสารได้เพิ่มขึ้น หากโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับสามารถเข้าไปในรูพรุนของตัวกลางดูดซับได้ แต่ถ้าขนาดโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับไม่สามารถเข้าไปในรูพรุนของตัวกลางดูดซับได้ โครงสร้างรูพรุนของตัวกลางดูดซับก็จะไม่ใช่ปัจจัยที่ช่วยให้พื้นที่ผิวของตัวกลางดูดซับสามารถดูดซับสารได้เพิ่มขึ้น

2) หมู่ฟังก์ชันทางเคมีที่ผิวหน้า

หมู่ฟังก์ชันทางเคมีที่อยู่บนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับนั้นสามารถส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการดูดซับ เนื่องจากหมู่ฟังก์ชันทางเคมีสามารถยึดเหนี่ยวสารที่ถูกดูดซับ จนเกิดเป็นการดูดซับทางเคมีได้

3) ขนาดของตัวดูดซับ (Particle size)

ขนาดของตัวกลางดูดซับจะมีผลต่อพื้นที่ผิวในการดูดซับโดยตรงในกรณีที่ตัวกลางดูดซับไม่มีรูพรุน โดยพื้นที่ผิวในการดูดซับจะเพิ่มขึ้น เมื่อตัวกลางดูดซับมีขนาดที่เล็กลง ซึ่งทำให้ความสามารถ

ในการดูดซับเพิ่มขึ้น แต่ในกรณีที่ตัวกลางดูดซับมีรูพรุนมาก พื้นที่ผิวที่ใช้ในการดูดซับจะอยู่ในรูพรุน จึงทำให้ความสามารถในการดูดซับไม่ขึ้นกับขนาดของตัวกลางดูดซับ

2.5.4.2 ลักษณะของสารที่ถูกดูดซับ (Characteristic of the adsorbate)

ลักษณะของสารที่ถูกดูดซับเป็นปัจจัยหนึ่งที่ส่งผลต่อการดูดซับ ในแง่ของการเลือกจับคู่กันระหว่างตัวกลางดูดซับกับสารที่ถูกดูดซับ ยกตัวอย่างเช่น ขนาดโมเลกุลของสาร หากสารที่ถูกดูดซับมีขนาดโมเลกุลที่ใหญ่กว่ารูพรุนของตัวกลางดูดซับ จะทำให้การดูดซับที่เกิดขึ้นเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว เนื่องจากโมเลกุลของสารไม่สามารถเข้าไปเกาะติดภายในรูพรุนของตัวกลางดูดซับได้ ในส่วนของสารอินทรีย์ที่ปนเปื้อนในสารละลายที่ต้องการดูดซับก็มีผลกระทบต่อ การดูดซับด้วยเช่นกัน เนื่องจากการดูดซับนั้นสามารถเกิดได้กับสารเกือบทุกประเภทที่อยู่ในสารละลาย ดังนั้น ประสิทธิภาพในการดูดซับเฉพาะสารจึงลดลง เพราะอาจเกิดการดูดซับสารอินทรีย์อื่นๆที่อยู่ในสารละลายส่งผลให้พื้นที่ผิวในการดูดซับเหลือน้อยลง

2.5.4.3 สภาวะในการดูดซับ (ปนัดดา โลหะสาร, 2551)

1) ความเป็นกรด-ด่างหรือพีเอช (pH)

ความเป็นกรดหรือด่างนั้นเป็นผลมาจากไฮโดรเจนไอออนและไฮดรอกไซด์ไอออน ซึ่งส่งผลต่อการเปลี่ยนแปลงสมบัติของโมเลกุล เช่น การละลายน้ำของสาร ดังนั้นค่าพีเอชจึงมีผลต่อความสามารถในการดูดซับ

2) อุณหภูมิ (Temperature)

อัตราเร็วในการเกิดปฏิกิริยานั้นจะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิที่เพิ่มสูงขึ้นและจะลดลงเมื่อทำการลดอุณหภูมิลง ซึ่งกระบวนการดูดซับโดยทั่วไปนั้นเป็นกระบวนการคายความร้อน (Exothermic reaction) ดังนั้นความสามารถในการดูดซับจึงเพิ่มขึ้นเมื่อลดอุณหภูมิลงนอกจากนี้อุณหภูมียังมีผลต่อความสามารถในการละลายของสารได้ กล่าวคือ เมื่อทำการเพิ่มอุณหภูมิจะทำให้ความสามารถในการละลายสูงขึ้น จึงส่งผลให้ความสามารถในการดูดซับลดลง

3) ความปั่นป่วน (Turbulence or Mixing)

ความปั่นป่วนนั้นมีผลต่อความหนาของชั้นฟิล์มน้ำที่เคลือบตัวกลางดูดซับ ดังนั้นถ้าภายในระบบมีความปั่นป่วนต่ำ ฟิล์มน้ำ (ของไหล) ที่อยู่รอบตัวกลางดูดซับจะมีความหนาซึ่งจะทำให้โมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับเคลื่อนที่เข้าไปหาพื้นผิวของตัวกลางดูดซับได้ยากขึ้น ดังนั้นการแพร่ภายนอก (Film diffusion) จึงเป็นขั้นตอนที่เป็นตัวกำหนดอัตราเร็วในการดูดซับ ในทางตรงข้าม ถ้าภายใน

ระบบมีความปั่นป่วนสูงจะทำให้ชั้นฟิล์มบางลง ส่งผลให้การแพร่ภายใน (Pore diffusion) เป็นขั้นตอนที่เป็นตัวกำหนดอัตราเร็วในการดูดซับแทน

2.5.5 กลไกการดูดซับ (Adsorption Mechanism)

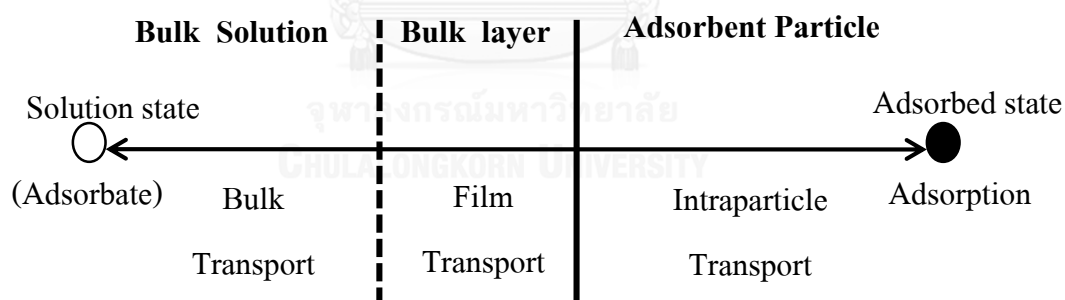
(กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

คือ การเคลื่อนที่ของสารที่ถูกดูดซับเข้าไปในตัวกลางดูดซับ โดยเกิดขึ้นเป็นขั้นตอน 3 ขั้นตอนติดต่อกัน แสดงดังภาพที่ 2.6 และ 2.7

ขั้นตอนที่ 1 (Bulk transport) เป็นกลไกที่โมเลกุลของสารที่ละลายในของเหลวจะเคลื่อนที่ไปยังชั้นฟิล์มของเหลวที่ห่อหุ้มตัวกลางดูดซับ ขั้นตอนนี้เกิดขึ้นเร็วที่สุด

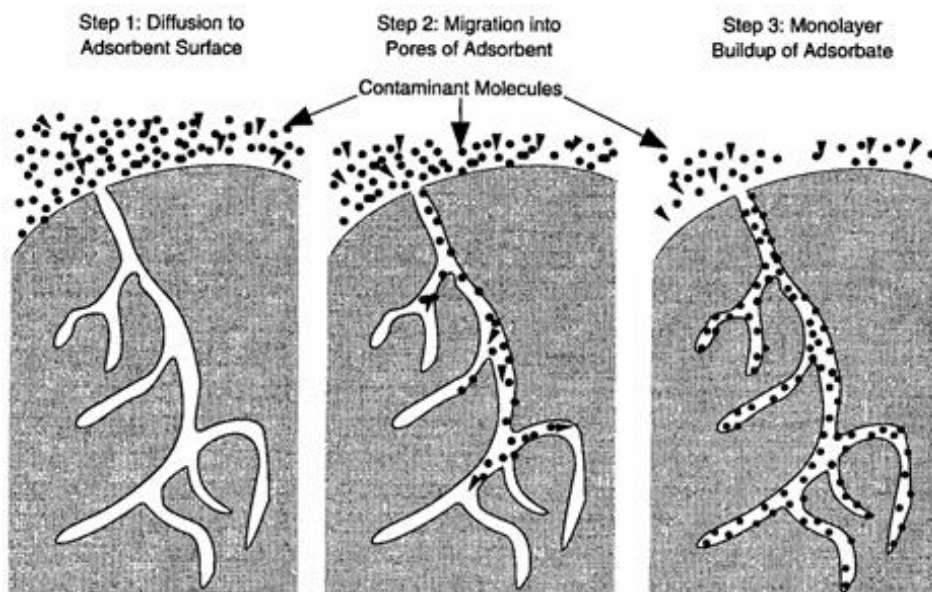
ขั้นตอนที่ 2 (Film transport) จัดเป็นขั้นตอนที่เป็นตัวกำหนดอัตราการดูดซับขั้นตอนหนึ่ง โดยโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับที่ผิวหน้าของชั้นของเหลวเคลื่อนที่มาถึงตัวกลางดูดซับโดยการแพร่ผ่านฟิล์มของเหลว (Film diffusion)

ขั้นตอนที่ 3 (Intraparticle transport หรือ Pore transport) จัดเป็นขั้นตอนที่เป็นตัวกำหนดอัตราการดูดซับเช่นกัน โดยหลังจากที่โมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับแทรกตัวผ่านชั้นฟิล์มที่ห่อหุ้มตัวกลางดูดซับมาได้แล้วนั้น ก็จะแพร่เข้าสู่รูพรุนของตัวดูดซับ (Pore diffusion) เกิดเป็นการดูดซับขึ้นภายใน



ภาพที่ 2.6 ขั้นตอนการเคลื่อนตัวของตัวถูกดูดซับในกระบวนการดูดซับ

(กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)



ภาพที่ 2.7 กลไกการดูดซับ (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

2.5.6 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetics)

(Rossman G.R. และคณะ, 1997)

จลนศาสตร์การดูดซับเป็นการศึกษาอัตราการเกิดปฏิกิริยา (Reaction rate) และกลไกของปฏิกิริยาเคมี (Mechanism) โดยแสดงในรูปของความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการดูดซับเทียบกับเวลา โดยในช่วงแรกของปฏิกิริยาจะมีอัตราการดูดซับที่สูงและลดลงอย่างช้าๆตามเวลาที่เพิ่มขึ้นจนกระทั่งปฏิกิริยาเข้าสู่สมดุล สมการที่นิยมนำมาใช้ในการอธิบายจลนศาสตร์การดูดซับ ได้แก่ ปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction) และปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction)

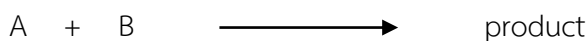
อันดับของปฏิกิริยา (Order of reaction) หมายถึง ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราเร็วของปฏิกิริยากับความเข้มข้นของสาร

$$\text{กฎของอัตราเร็ว (Rate law)} = k[C]^n \quad (2.6)$$

โดย	C	คือ ความเข้มข้นของสาร
	k	คือ ค่าคงที่ของอัตราเร็ว ณ อุณหภูมิใดๆ
	n	คือ อันดับของปฏิกิริยา

2.4.6.1 ปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction)

คือ ปฏิกิริยาที่อัตราเร็วของปฏิกิริยาจะแปรผันตามความเข้มข้นของสารตั้งต้นเพียงชนิดเดียว เป็นปฏิกิริยาที่มีอันดับ (เลขยกกำลัง) เท่ากับ 1 โดยปฏิกิริยาที่เกิด คือ



เมื่อความเข้มข้นของสาร B มีค่ามากกว่าสาร A มากๆ เมื่อเกิดปฏิกิริยาขึ้นจะทำให้สาร B ไม่เกิดการเปลี่ยนแปลง ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจึงขึ้นกับความเข้มข้นของสาร A

$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = -\frac{d[A]}{dt} = k[A]^1 = k[A] \quad (2.7)$$

เมื่ออินทิเกรตสมการดังกล่าว จะได้ว่า

$$\log[A_0] = \log[A] + \frac{kt}{2.303} \quad (2.8)$$

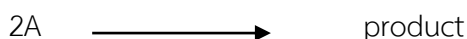
หรือจัดรูปได้ดังสมการที่ 3.9 ดังนั้นปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction) คือ

$$\log(q_e - q_t) = \log q_e + \frac{k_1 t}{2.303} \quad (2.9)$$

2.5.6.2 ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction)

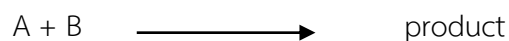
คือ ปฏิกิริยาที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารตั้งต้นยกกำลังสอง หรือขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารตั้งต้นสองชนิด ซึ่งแต่ละชนิดยกกำลังหนึ่ง หรือปฏิกิริยาที่มีอันดับเท่ากับ 2 (Second Order) โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาของการดูดซับแบบปฏิกิริยาอันดับสองเสมือนนั้นจะขึ้นกับจำนวนของสารที่ถูกดูดซับบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับและจำนวนของสารที่ถูกดูดซับที่สถานะสมดุล

1) กรณีที่สารตั้งต้นมีชนิดเดียว



$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = \frac{-d[A]}{dt} = k[A]^2 \quad (2.10)$$

2) กรณีที่สารตั้งต้นมีสองชนิด



$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = \frac{-d[A]}{dt} = k[A][B] \quad (2.11)$$

เนื่องจากเลขชี้กำลังของ A และ B ก็เท่ากับหนึ่ง จึงรวมกันเป็นสอง ดังนั้นจึงเรียกว่าเป็นปฏิกิริยาอันดับสอง

$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = -\frac{d[A]}{dt} = k[A]^2 \quad (2.12)$$

เมื่ออินทิเกรตสมการดังกล่าว จะได้ว่า

$$\frac{1}{[A]} = kt + \frac{1}{[A_0]^2} \quad (2.13)$$

ดังนั้น ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction) คือ

$$\frac{t}{q_t} = \frac{1}{k_2 q_e^2} + \frac{t}{q_e} \quad (2.14)$$

โดย	q_e	คือ ความสามารถในการดูดซับ ณ. ที่จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	q_t	คือ ความสามารถในการดูดซับ ณ. ที่เวลาต่างๆ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	t	คือ เวลาที่ใช้ในการดูดซับ (นาที)
	k_1	คือ ค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง (นาที ⁻¹)
	k_2	คือ ค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยาอันดับสอง (กรัมต่อมิลลิกรัม-นาที)

2.5.7 ไอโซเทอมของการดูดซับ (Adsorption isotherm)

(กรณีการ รักษากิจ, 2547)

ไอโซเทอมการดูดซับ เป็นความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของสารที่ถูกดูดซับต่อหน่วยของตัวกลางดูดซับกับความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับ ณ จุดสมดุล ที่อุณหภูมิคงที่ โดยไอโซเทอม (Isotherm) ของการดูดซับที่นิยมใช้ในปัจจุบัน มีดังนี้

2.5.7.1 สมการการดูดซับแบบแลงเมียร์ (Langmuir adsorption isotherm)

สมการแลงเมียร์อยู่บนสมมติฐานพื้นฐานที่ว่า พื้นผิวของตัวกลางดูดซับมีความเหมาะสมกับสารที่ถูกดูดซับเพียงชั้นเดียว จึงสามารถสรุปสมมติฐานได้ดังนี้

- โมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับจะอยู่ในบริเวณที่แน่นอนบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับ
- มีโมเลกุลเดียวในบริเวณที่ถูกดูดซับ
- พื้นที่ของบริเวณดูดซับมีจำนวนที่แน่นอน โดยมีลักษณะของพื้นผิวเป็นตัวกำหนด
- พลังงานในการดูดซับมีค่าเท่ากันทุกบริเวณที่เกิดการดูดซับ

สมการการดูดซับแบบแลงเมียร์สามารถได้ดังสมการที่ 2.15

$$q = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e} \quad (2.15)$$

โดย q คือ ปริมาณสารที่ถูกดูดซับต่อหน่วยน้ำหนักของตัวกลางดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)

q_m คือ ปริมาณสารที่ถูกดูดซับมากที่สุดที่ถูกดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)

C_e คือ ความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับ ณ จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อลิตร)

b คือ ค่าคงที่ของการดูดซับแบบแลงเมียร์ (ลิตร/มิลลิกรัม)

หรือ

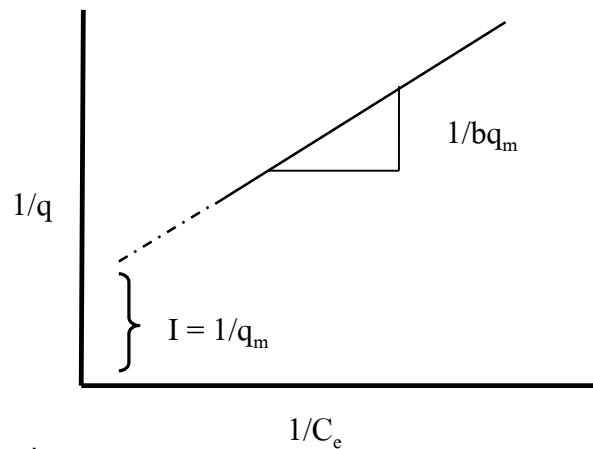
$$\frac{C_e}{q} = \frac{1}{b q_m} + \frac{C_e}{q_m} \quad (2.16)$$

เมื่อหารสมการที่ 2.17 ด้วย C_e จะได้สมการเส้นตรง คือ

$$\frac{1}{q} = \frac{1}{q_m} + \frac{1}{C_e} \left(\frac{1}{b q_m} \right) \quad (2.17)$$

เมื่อเขียนกราฟระหว่าง $1/q$ กับ $1/C_e$ จะได้กราฟที่เป็นเส้นตรง ที่มีความชัน (Slope)

เท่ากับ $1/bq_m$ และจุดตัดแกน y (Intercept) เท่ากับ $1/q_m$ ดังภาพที่ 2.8



ภาพที่ 2.8 ไอโซเทอมการดูดซับแบบแลงเมียร์ (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

2.5.7.2 สมการการดูดซับแบบฟรุนดลิช (Freundlich adsorption isotherm)

สมการการดูดซับแบบฟรุนดลิชเป็นสมการที่มีการใช้งานแพร่หลายที่สุดในการใช้อธิบายการดูดซับในระบบของเหลว โดยตั้งอยู่บนสมมติฐานดังนี้

- การดูดซับเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (Multilayer)
- มีการถ่ายเทพลังงานผ่านพื้นผิวแบบไม่เป็นเนื้อเดียว
- สารที่ถูกดูดซับมีแนวโน้มถูกดูดซับได้ง่าย
- สารที่ถูกดูดซับมีความเข้มข้นปานกลางถึงต่ำ

สามารถเขียนสมการได้ดังนี้

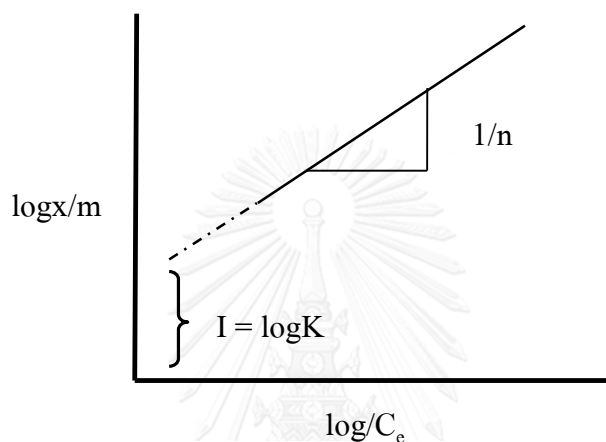
$$\frac{X}{m} = KC_e^{1/n} \quad (2.18)$$

โดย	X	คือ น้ำหนักของสารที่ถูกดูดซับ (มิลลิกรัม)
	M	คือ น้ำหนักของตัวกลางดูดซับ (กรัม)
	C _e	คือ ความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับ ณ จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อลิตร)
	K	คือ ค่าคงที่ซึ่งสัมพันธ์กับความสามารถในการดูดซับของตัวกลาง ดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	1/n	คือ ค่าคงที่ทางพลังงานของการดูดซับ (ลิตรต่อกรัม)

จากสมการที่ 2.18 สามารถเขียนให้อยู่ในรูป logarithmic ได้ดังนี้

$$\log\left(\frac{X}{m}\right) = (\log K) + \left(\frac{1}{n}\right) (\log C_e) \quad (2.19)$$

เมื่อเขียนกราฟระหว่าง $\log(X/m)$ กับ $\log C_e$ จะได้กราฟที่เป็นเส้นตรงโดยมีความชัน (Slope) เท่ากับ $1/n$ และ และมีจุดตัดแกน y (Intercept) เท่ากับ $\log K$ ที่ $\log C_e=0$ ($C_e=1$) ดังภาพที่ 2.9



ภาพที่ 2.9 ไอโซเทอมการดูดซับแบบฟรุนดลิช (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

จากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการดูดซับลิแกนด์ด้วยถ่านกัมมันต์ ทั้งภายในและภายนอกประเทศ พบว่า ไอโซเทอมการดูดซับลิแกนด์ด้วยถ่านกัมมันต์นั้น สอดคล้องกับไอโซเทอมการดูดซับแบบฟรุนดลิช โดยการดูดซับเป็นการดูดซับแบบกายภาพ (Physical adsorption) ซึ่งโมเลกุลที่ถูกดูดซับมีความอิสระที่จะจับหรือเกาะได้ทั่วทั้งพื้นผิวของตัวดูดซับตรงบริเวณใดก็ได้ (อิสริยาภรณ์ บุญยยืน, 2552) เนื่องจากลักษณะทางกายภาพของถ่านกัมมันต์นั้นประกอบไปด้วยหมู่ฟังก์ชันที่หลากหลาย นั่นคือ มีพื้นผิวที่ไม่เป็นเนื้อเดียวกัน

2.6 ไฮโดรไซโคลน (Hydrocyclone)

ไฮโดรไซโคลนเป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกของผสมออกจากกัน ซึ่งสามารถแยกของแข็งออกจากของแข็ง ของแข็งออกจากของเหลว และของเหลวออกจากของเหลว โดยอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางเพื่อเพิ่มความเร็วที่ใช้ในการตกตะกอน การทำงานของไฮโดรไซโคลนนั้นแตกต่างจากเครื่องแยกแบบหมุนเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง (Centrifuge) ที่ต้องหมุนเพื่อให้เกิดแรงหนีศูนย์กลาง เนื่องจากใน

ระหว่างการทำงานจะไม่มีชิ้นส่วนใดๆของไฮโดรไซโคลนเคลื่อนที่ อย่างไรก็ตามเครื่องแยกทั้งสองชนิดนี้ต่างก็ใช้หลักการแยกอนุภาคแบบเดียวกัน (สนธิลักษณ์ สุขะสุนธ์, 2552)

2.6.1 ส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลน

(วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

1) ส่วนทรงกระบอก (Cylindrical section)

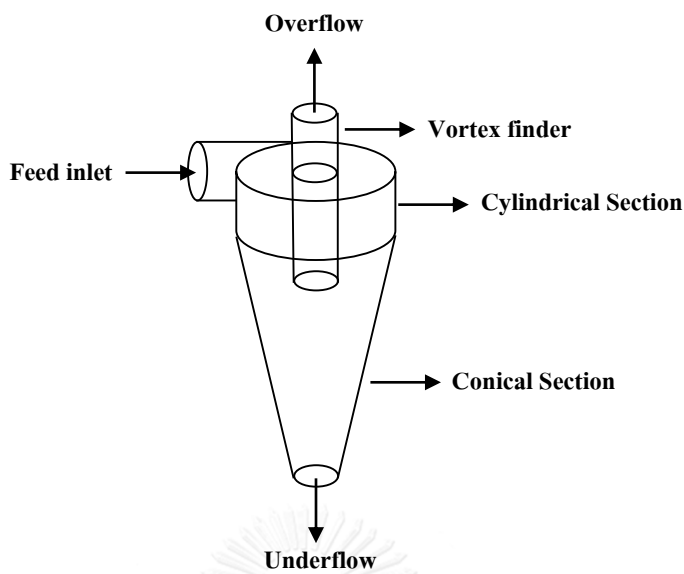
2) ส่วนกรวย (Conical section)

3) ช่องทางเข้าของของผสม (Feed inlet) จะอยู่ทางด้านข้างของไฮโดรไซโคลนเพื่อให้ของเหลวเกิดความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวง ซึ่งจะส่งผลให้อนุภาคที่มีขนาดใหญ่สามารถเข้าใกล้ผนังของไฮโดรไซโคลนและออกมาที่ช่องทางออกด้านล่าง โดยที่อนุภาคขนาดเล็กจะไหลออกทางช่องทางออกด้านบน

4) ช่องทางออกด้านบน (Overflow) เป็นทางออกของของเหลวและอนุภาคของแข็งที่มีขนาดเล็กหรือมีความหนาแน่นต่ำ

5) ช่องทางออกด้านล่าง (Underflow) เป็นทางออกของของเหลวและอนุภาคของแข็งที่มีขนาดใหญ่หรือมีความหนาแน่นสูง

6) ท่อทะเลสำหรับให้ของไหลออกทางช่องทางด้านบน (Vortex finder)



ภาพที่ 2.10 ส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลน (วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

2.6.2 ความเร็วของการไหลในไฮโดรไซโคลน (Velocity in hydrocyclone)

(สนธิลักษณ์ สุขะสุนธ์, 2552)

ความเร็วที่เกิดขึ้นจากการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนนั้นสามารถแบ่งออกเป็น 3 ชนิด คือ ความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวงของไฮโดรไซโคลน (Tangential velocity, V_y) ความเร็วตามแนวแกน (Axial velocity, V_z) และ ความเร็วตามแนวรัศมี (Radial velocity, V_x)

2.6.2.1 ความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวง (Tangential Velocity, V_y)

ความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวง คือ ความเร็วเชิงเส้นของของผสมที่จ่ายเข้าไปที่บริเวณทางเข้าของไฮโดรไซโคลน โดยมีทิศทางสัมผัสกับผิวเส้นรอบวงของไฮโดรไซโคลน โดยสมการที่ 3.20 แสดงถึงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลเข้าของของผสมที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนกับพื้นที่หน้าตัดของช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลน

$$V_i = \frac{Q}{A_i} \quad (2.20)$$

โดย V_i คือ ความเร็วของของผสมที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลน
(เมตรต่อวินาที)

Q คือ อัตราการไหลเข้าของของผสมที่ไหลเข้าไฮโดรไซโคลน
(ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)

A_i คือ พื้นที่หน้าตัดช่องทางเข้าของของผสม (ตารางเมตร)

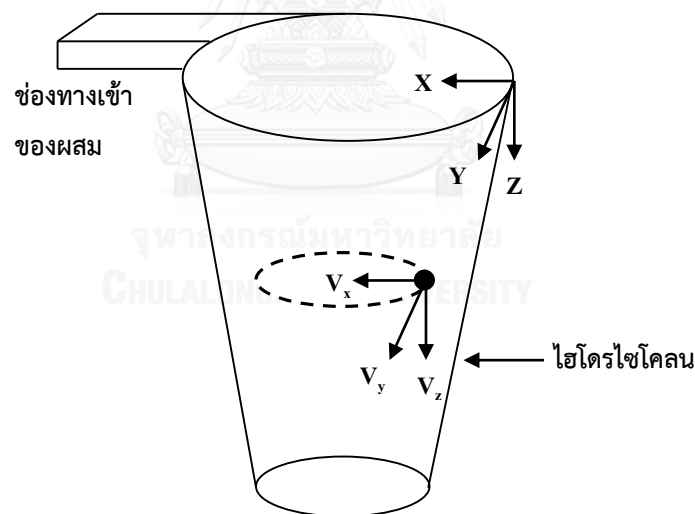
โดยที่ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (V_y) และความเร็วที่ช่องทางเข้า (V_i) ภายในไฮโดรไซโคลอน สามารถแสดงได้ ดังนี้

$$\text{จาก} \quad \alpha = \frac{V_y}{V_i} \quad (2.21)$$

$$\text{ดังนั้น} \quad V_y = \alpha V_i \quad (2.22)$$

$$\text{หรือ} \quad V_y = \alpha \frac{Q}{A_i}$$

เมื่อ α คือ อัตราส่วนระหว่างความเร็วภายในไฮโดรไซโคลอน (V_y) กับความเร็วที่ช่องทางเข้า (V_i) ซึ่งมีค่าอยู่ระหว่าง 0.4 ถึง 0.8 (Bradley D., 1965)



ภาพที่ 2.11 ความเร็วของของไหลในไฮโดรไซโคลอน (สนธิลักษณ์ สุขะสุนนท์, 2552)

จากสมการที่ 2.22 แสดงให้เห็นว่า ที่อัตราการไหล (Q) คงที่ ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงจะเพิ่มขึ้นเมื่อพื้นที่หน้าตัดของช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลอนลดลง

การหมุนวนของของไหลในอุดมคติจาก Helmholtz's law อาศัยหลักการอนุรักษ์โมเมนตัมเชิงมุม (Angular momentum) โดยไม่พิจารณาแรงต้านทาน ซึ่งแสดงดังนี้

$$V_y R = \text{Constant} \quad (2.23)$$

เมื่อ V_y คือ ความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวงที่รัศมีการหมุน
 R คือ รัศมีการหมุน

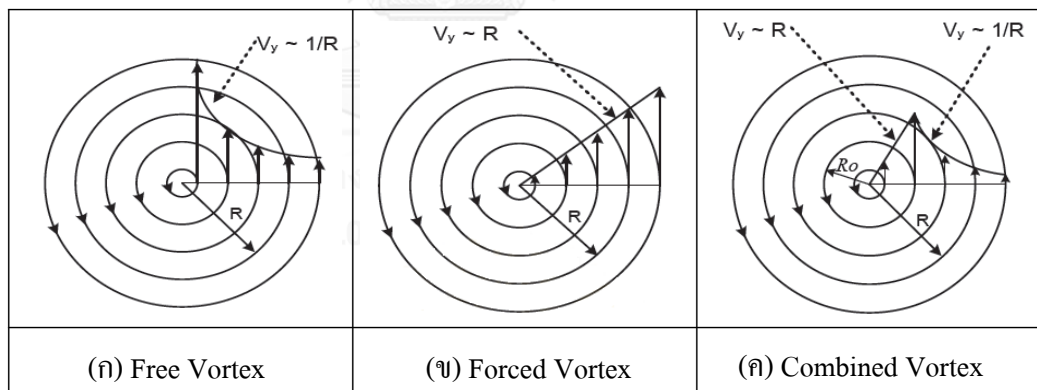
แต่ในทางปฏิบัติจริง จะเกิดการสูญเสียโมเมนตัมเชิงมุม (Angular momentum) จึงทำให้ค่าที่ได้ค่าน้อยกว่าสมการด้านบน ดังนั้นจะได้ว่า

$$V_y R^n = \text{Constant} \quad (2.24)$$

โดยที่ n มีค่าอยู่ระหว่าง 0.5 ถึง 0.9 โดยเมื่อคิดว่าการไหลนั้นไม่มีแรงเสียดทาน ค่า n จะมีค่าเท่ากับ 1 (Svarovsky, 1984 อ้างถึงใน สนธิลักษณ์ สุขะสุนนท์, 2552)

สมการที่ 3.23 และ 3.24 ใช้ได้กับการหมุนวนภายนอก (Outer vortex) นั่นคือ เมื่อเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลนมีขนาดที่เล็กลงจะส่งผลให้ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงจะเพิ่มขึ้น ดังสมการ

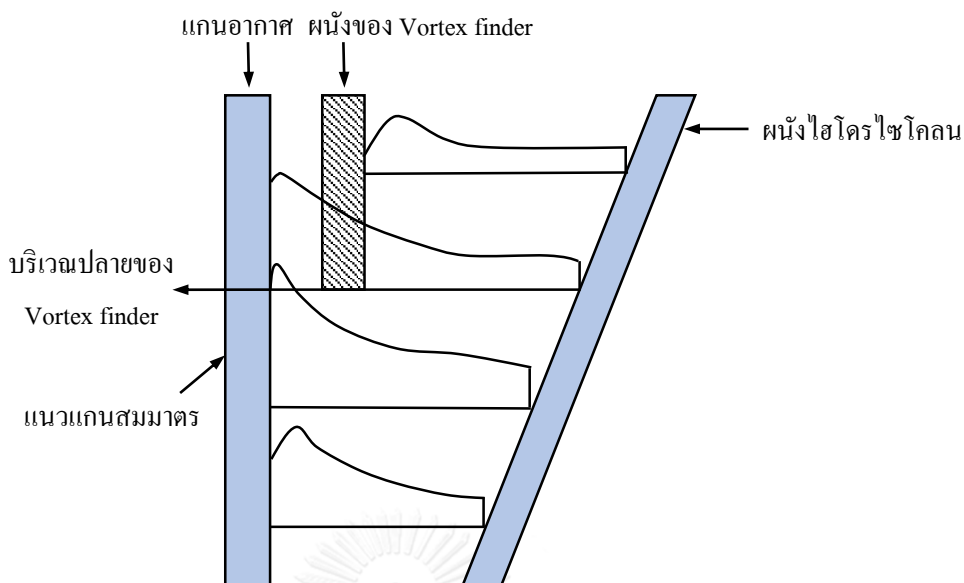
$$\frac{V_y}{R} = \text{constant} \quad (2.25)$$



ภาพที่ 2.12 ลักษณะการกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงทั้ง 3 ประเภท

(Puprasert C. และคณะ, 2004)

จากภาพที่ 2.12 แสดงให้เห็นว่า การหมุนวนแบบ (ค) Combined vortex คือสถานะจริงที่เกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลน เมื่ออนุภาคอยู่ในบริเวณใกล้กับตำแหน่งที่มีความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงมากที่สุด จะทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลนสูงที่สุด ดังนั้นเพื่อเป็นการเพิ่มโอกาสให้อนุภาคเข้าสู่ตำแหน่งที่มีความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงมากขึ้น จึงควรออกแบบไฮโดรไซโคลนที่มีมุมกรวยแหลมและยาว



ภาพที่ 2.13 การกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (V_t) ภายในไฮโดรไซโคลอน

(Heiskanen K., 1993)

จากภาพที่ 2.13 จะสังเกตได้ว่า

ความเร็วตามแนวสัมผัสนั้นไม่ขึ้นกับตำแหน่งในแนวตั้งและความเร็วตามแนวสัมผัสจะเพิ่มขึ้นเมื่อรัศมีของไฮโดรไซโคลอนลดลง โดยสามารถอธิบายได้ด้วยสมการที่ 2.23 และ 2.24

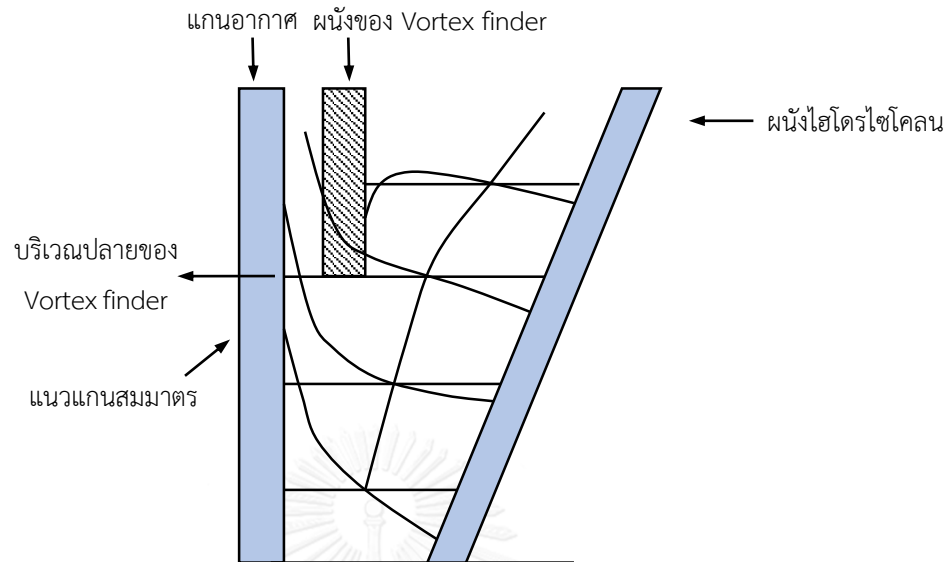
สมการข้างต้นนั้นสามารถอธิบายได้เฉพาะในบริเวณที่อยู่ด้านล่างของ Vortex finder เท่านั้น เนื่องจากบริเวณเหนือขอบของ Vortex finder นั้น รัศมีที่ทำให้ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงมีค่าสูงสุดนั้นมีขนาดใหญ่กว่ารัศมีของ Vortex finder

อย่างไรก็ตาม ความเร็วตามแนวเส้นสัมผัสรอบวงก็ยังเป็นความเร็วของของไหลที่สำคัญที่สุด เนื่องจากเป็นความเร็วที่มีค่ามากที่สุดที่เกิดขึ้นในไฮโดรไซโคลอน

2.6.2.2 ความเร็วในแนวแกน (Axial Velocity, V_z)

ความเร็วตามแนวแกน คือ ความเร็วที่มีทิศทางตามแนวแกนของไฮโดรไซโคลอนโดยอาจมีทิศทางขึ้นหรือลง นั่นคือ การหมุนวนภายใน (Inner vortex) ที่มีทิศทางขึ้นไปสู่ทางออกด้านบน และการหมุนวนภายนอก (Outer vortex) ที่มีทิศทางลงสู่ทางออกด้านล่าง โดยทิศทางการไหลที่สวนทางกันของการหมุนวนภายในและการหมุนวนภายนอก จะทำให้เกิดตำแหน่งที่ไม่มีความเร็วตามแนวแกนเท่ากับศูนย์ (Locus zero vertical velocity, LZV) ซึ่งเป็นตำแหน่งที่ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (Tangential velocity) มีค่ามากที่สุด แต่บริเวณด้านบนของไฮโดรไซโคลอนตรงขอบด้านบน

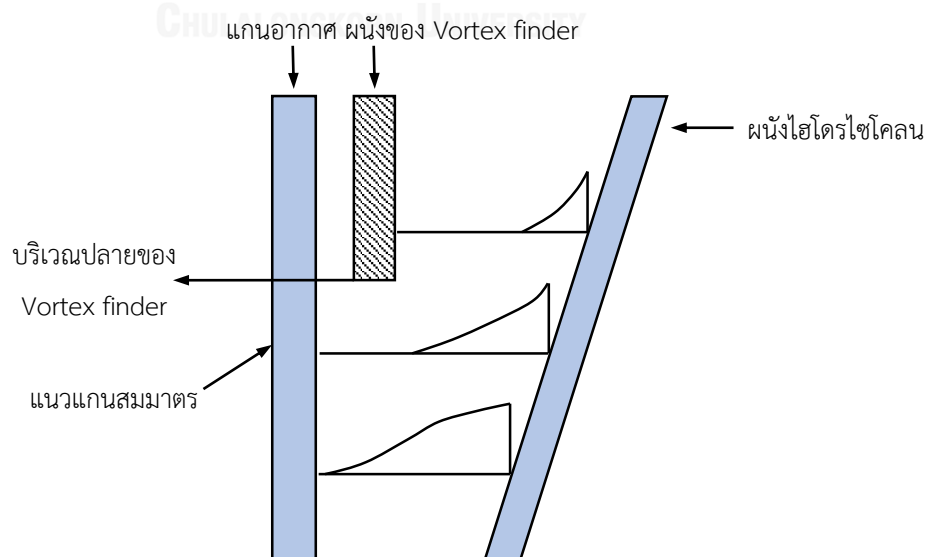
ของ Vortex finder จะเกิดการไหลลัดวงจร (Short circuit flow) ทำให้มีอนุภาคขนาดใหญ่หลุดออกไปที่ทางออกด้านบน



ภาพที่ 2.14 การกระจายความเร็วในแนวแกน (Axial Velocity, V_z) ภายในไฮโดรไซโคลน (Heiskanen K., 1993)

2.6.2.3 ความเร็วในแนวรัศมี (Radial Velocity, V_r)

ความเร็วตามแนวรัศมี คือ ความเร็วที่มีทิศทางตั้งฉากกับแนวแกนของไฮโดรไซโคลน ซึ่งเป็นความเร็วที่มีค่าน้อยที่สุดของความเร็วทั้ง 3 ชนิดที่เกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลน โดยบริเวณเหนือขอบของ Vortex finder ใกล้กับผนังของไฮโดรไซโคลนจะมีความเร็วตามแนวรัศมีที่มีค่ามากที่สุด ดังภาพที่ 2.15



ภาพที่ 2.15 การกระจายความเร็วในแนวรัศมี (Radial Velocity, V_r) ภายในไฮโดรไซโคลน (Heiskanen K., 1993)

2.6.3 กฎของสโตค (Stoke law)

(ฉัญยธรรม์ สวัสดิวงษ์, 2553)

กฎของสโตคเป็นกฎพื้นฐานที่ใช้ในการอธิบายความเร็วที่เกิดขึ้นในกระบวนการหรือกลไกการทำงานภายในอุปกรณ์ต่างๆที่ใช้ในการแยกอนุภาค เช่น ถังตกตะกอน หรือไฮโดรไซโคลอน โดยตั้งอยู่บนสมมติฐานที่ว่า อนุภาคนั้นมีลักษณะเป็นทรงกลมและสามารถตกตะกอนด้วยความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก

การเคลื่อนที่ภายในระบบ นอกจากจะมีแรงโน้มถ่วงของโลกแล้ว ยังมีแรงที่มีทิศทางตรงกันข้ามกับการเคลื่อนที่ของอนุภาคหรือที่เรียกว่า แรงต้าน เช่น แรงต้าน (Drag force) และความหนืดจากของเหลว (Viscosity)

แรงสำคัญที่ทำให้เกิดการแยกอนุภาคภายในไฮโดรไซโคลอนนั้นเกิดจากการหมุน ซึ่งเรียกว่า แรงหนีศูนย์กลาง ดังแสดงในสมการ

$$F = \frac{mV_y^2}{R} \quad (2.26)$$

ความเร็วที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนนั้นจะส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอน นั่นคือเมื่อเพิ่มความเร็วการไหลเข้าจะทำให้ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนเพิ่มขึ้น ความเร็วที่เกิดขึ้นในการแยกของผสมออกจากกัน สามารถหาได้จากสมการกฎของสโตค

$$V_p = \frac{\Delta\rho d_p^2 g}{18\mu} \quad (2.27)$$

เมื่อ	V_p	คือ	ความเร็วในการตกตะกอน (Terminal velocity)(เมตรต่อวินาที ²)
	$\Delta\rho$	คือ	ความแตกต่างระหว่างความหนาแน่นของอนุภาคและของเหลวในระบบ (กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร)
	d_p	คือ	ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (เมตร)
	g	คือ	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก มีค่า 9.81 เมตรต่อวินาที
	μ	คือ	ความหนืดพลศาสตร์ของของเหลว (Dynamic viscosity) (นิวตัน-วินาทีต่อตารางเมตร)

จากกฎของสโตค พบว่าแรงโน้มถ่วงของโลกนั้นมักถูกนำมาใช้ในแยกอนุภาคด้วยการตกตะกอน แต่สำหรับอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกอนุภาคอื่นๆ เช่น ไฮโดรไซโคลอนนั้น สามารถทำการเพิ่มความเร่งเพื่อให้ค่าความเร็วในการตกตะกอนเพิ่มขึ้นได้ โดยความสัมพันธ์ระหว่างความเร่งหนี

ศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลนกับความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก สามารถแสดงได้ดังนี้ (รัญยธรรม์ สวัสดิวัณษ์, 2553)

$$\zeta = \frac{V_y^2}{Rg} \quad (2.28)$$

เมื่อ ζ	คือ ความเร่งหนีศูนย์กลางสัมพัทธ์ภายในไฮโดรไซโคลน (Relative centrifugal acceleration in hydrocyclone) (เมตรต่อวินาที ²)
V_y	คือ ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นผ่านศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลน (เมตรต่อวินาที)
R	คือ รัศมีของไฮโดรไซโคลน (เมตร)
g	คือ ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก มีค่า 9.81 เมตรต่อวินาที ²

จากสมการกฎของสโตคั้นนั้นจะเห็นได้ว่ามีตัวแปรที่มีผลต่อความเร็วในการแยกอนุภาคดังนี้

1) ความแตกต่างระหว่างความหนาแน่นของอนุภาค ($\Delta\rho$)

ความหนาแน่นนั้นมีความสำคัญในการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลน เนื่องจากไฮโดรไซโคลนนั้นอาศัยหลักของความแตกต่างระหว่างความหนาแน่นของอนุภาคและน้ำในการแยกอนุภาค หากความหนาแน่นของผสมไม่มีความแตกต่างกัน ($\Delta\rho = \rho_p - \rho_w = 0$) จะทำให้ความเร็วในการแยกอนุภาค (V_p) นั้นเท่ากับศูนย์ ส่งผลให้ไฮโดรไซโคลนนั้นไม่สามารถแยกอนุภาคทั้งสองออกจากกันได้

2) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (d_p)

ขนาดของอนุภาคเป็นตัวแปรหนึ่งที่มีความสำคัญ จากสมการกฎของสโตคพบว่า ขนาดของอนุภาคจะอยู่ในรูปยกกำลังสอง นั่นคือ การเปลี่ยนขนาดของอนุภาคจะส่งผลอย่างมากต่อความเร็วในการแยกอนุภาค เมื่ออนุภาคในระบบมีขนาดใหญ่จึงส่งผลให้ความเร็วในการแยกอนุภาคเพิ่มขึ้น หากอนุภาคในระบบมีขนาดเล็กจะส่งผลให้ความเร็วในการแยกอนุภาคลดลง

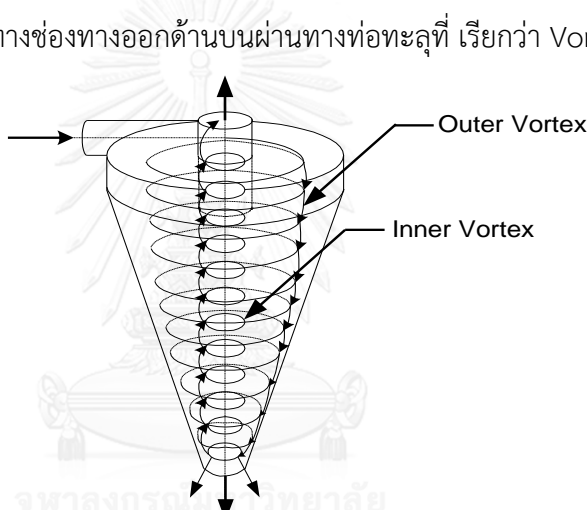
3) ความหนืดของของไหล (μ)

ความหนืดนั้นเป็นตัวแปรที่สัมพันธ์กับอุณหภูมิจากของไหล นั่นคือ เมื่ออุณหภูมิสูงจะส่งผลให้ความหนืดของของไหลมีค่าต่ำลง ดังนั้น ความเร็วในการแยกอนุภาคจึงมีค่าสูงขึ้น

2.6.4 การไหลของของไหลและการเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในไฮโดรไซโคลอน

(Fluid Flow and Particle Motion in Hydrocyclone) (ฉัญจรณ์ สวัสดิวิงษ์, 2553)

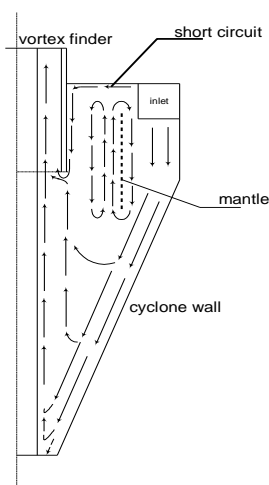
การทำงานของไฮโดรไซโคลอนนั้นอาศัยหลักการของแรงหนีศูนย์กลาง ดังนั้นของผสมที่ถูกจ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงนั้นจะเคลื่อนที่เป็นวงกลมภายในไฮโดรไซโคลอนด้วยแรงดังกล่าว ซึ่งการเคลื่อนที่ของของไหลภายในไฮโดรไซโคลอนนั้นเป็นแบบสมมาตร ดังแสดงในภาพ 2.16 โดยของไหลที่ถูกจ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนจะเกิดการเคลื่อนที่สองแบบ นั่นคือ อนุภาคขนาดใหญ่ที่อยู่ในของไหลจะเคลื่อนที่ในลักษณะการไหลแบบเกลียววงนอก (Outer vortex) ไปสู่ด้านล่างของกรวยและทำให้ของไหลและอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ไหลไปสู่ทางออกด้านล่าง (Underflow) ส่วนน้ำและอนุภาคที่มีขนาดเล็กบางส่วนจะไหลแบบเกลียววงใน (Inner vortex) กลับขึ้นตามแนวแกนกลางของไฮโดรไซโคลอนเพื่อออกทางช่องทางออกด้านบนผ่านทางท่อทะเลที่ เรียกว่า Vortex finder



ภาพที่ 2.16 ลักษณะการไหลแบบหมุนวน (Vortex flow) ภายในไฮโดรไซโคลอน

(วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

การไหลภายในไฮโดรไซโคลอนนอกเหนือจากทั้งสองประเภทที่กล่าวไปข้างต้น ยังมีการไหลอีกประเภทหนึ่งที่เกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลอน ซึ่งการไหลประเภทนี้เป็นการไหลวนที่เกิดขึ้นเฉพาะบริเวณส่วนบนของไฮโดรไซโคลอนที่เรียกว่า Mantle โดยอนุภาคที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนจะไหลวนอยู่บริเวณด้านบนของไฮโดรไซโคลอนและไหลออกไปทางด้านบนโดยไม่ผ่านการหมุนวนแบบเกลียววงนอก (Outer vortex) และการหมุนวนแบบเกลียววงใน (Inner vortex) เป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดการไหลรั่ววงจร (Short circuit flow) ดังภาพที่ 2.17 ซึ่งจะทำให้ความเร็วของการหมุนวนภายในไฮโดรไซโคลอนลดลง



ภาพที่ 2.17 ภาพการไหลตามแนวแกนและตามแนวรัศมีภายในไฮโดรไซโคลน
(วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

2.6.5 พารามิเตอร์ที่มีผลต่อการทำงานของไฮโดรไซโคลน

(ธัญยธรณ์ สวัสดิวงษ์, 2553)

รูปร่างทางเรขาคณิตของไฮโดรไซโคลน (Geometric parameter) นั้นมีผลต่อประสิทธิภาพในการแยกอนุภาค โดยส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลนที่มีผลต่อการทำงานมีดังนี้

1) เส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน ขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลนนั้นจะวัดที่ส่วนของทรงกระบอก และเมื่อเปรียบเทียบประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนในแง่ของขนาดตัด (Cut size) โดยกำหนดให้อัตราการไหลคงที่ พบว่าความสัมพันธ์ระหว่างขนาดตัด (d_{50}) และความดันลด (ΔP) ต่อเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลน (D_c) มีดังนี้

$$d_{50} \propto D_c^x \quad (2.29)$$

$$\Delta P \propto D_c^y \quad (2.30)$$

โดย x มีค่าอยู่ระหว่าง 1.36 ถึง 1.52 และ y มีค่าอยู่ระหว่าง -3.6 ถึง -4.1 ซึ่งจะเห็นได้ว่าเมื่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลนเล็กลง จะทำให้สามารถแยกอนุภาคขนาดเล็กได้ดีขึ้น และเมื่อไฮโดรไซโคลนมีขนาดใหญ่ขึ้นจะทำให้ค่าความดันลดภายในไฮโดรไซโคลนน้อยลง

ความสัมพันธ์ตามสมการที่ 2.29 และ 2.30 นั้น เป็นการเปรียบเทียบเมื่ออัตราการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนคงที่ หากกำหนดให้ความดันลด (Pressure drop) มีค่าคงที่ จะได้ว่าความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลและเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลนดังนี้

$$Q \propto D_c^z \quad (2.31)$$

โดย z มีค่าอยู่ระหว่าง 1.8 ถึง 2.0

ความสัมพันธ์ระหว่างขนาดตัด (d_{50}) กับเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลอนที่ความดันลดคงที่ สามารถแสดงได้ดังสมการที่ 2.32

$$d_{50} \propto D_c^x \quad (2.32)$$

โดย x มีค่าอยู่ระหว่าง 0.41 ถึง 0.5 ซึ่งแสดงให้เห็นว่า เมื่อไฮโดรไซโคลอนมีขนาดที่เล็กลงจะทำให้ขนาดตัด (d_{50}) มีขนาดที่เล็กลงเช่นกัน หมายถึงไฮโดรไซโคลอนสามารถคัดแยกอนุภาคที่มีขนาดเล็กลงไปได้อีก

2) ลักษณะของช่องจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอน

ช่องจ่ายเข้า (Feed inlet) สามารถมีรูปร่างได้หลายแบบและหลายตำแหน่ง ซึ่งจะมีผลต่อประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนไม่มาก โดยช่องเปิดแบบสี่เหลี่ยมที่มีด้านยาวขนานกับแกนของไฮโดรไซโคลอนจะดีกว่าช่องเปิดแบบวงกลม เมื่อพื้นที่เปิดสมมูล (Equivalent area) เท่ากัน ความยาวต่อความกว้างควรเป็น 2:1 (Bradley D., 1965)

3) ขนาดช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลอน (Area of Inlet: D_i)

ขนาดของช่องทางเข้าไฮโดรไซโคลอนนั้นมีความสำคัญต่ออัตราการไหลของของผสมที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลอน โดยทั่วไปขนาดของช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลอนที่เหมาะสม จะส่งผลให้ของผสมเกิดการไหลวนและกระจายตัวได้ดีขึ้น จึงทำให้มีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของแข็งกับของเหลวที่ดี

ขนาดของช่องจ่ายเข้า (D_i) ที่เหมาะสมนั้นจะทำให้อัตราโมเมนต์ (QV) ที่จ่ายเข้ามีค่าสูงสุด ซึ่งการเพิ่มขนาดของช่องทางจ่ายเข้า จะทำให้โมเมนต์เพิ่มขึ้นจนถึงค่าหนึ่งแล้วจึงลดลง ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่เหมาะสมนั้นจะทำให้ความเร็วเฉลี่ยที่ช่องทางเข้าไฮโดรไซโคลอนเท่ากับความเร็วสัมผัส (Tangential velocity) ที่รัศมีเฉลี่ยของทางเข้า (Mean radius of entry) (Bradley D., 1965)

ในงานวิจัยต่างๆได้มีการรายงานขนาดช่องทางจ่ายเข้า (D_i) ที่เหมาะสม โดยค่าที่ใช้กันทั่วไปและเป็นที่ยอมรับนั้นแสดงโดย Chaston คือ $D_c/6$ ถึง $D_c/7$ โดย D_c คือขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลอน (Bradley D., 1965)

4) ขนาดของช่องทางออกด้านบน (Vortex Finder Diameter: D_o)

ขนาดของช่องทางออกด้านบน (D_o) นั้นมีผลต่อประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลน การเปลี่ยนขนาดของช่องทางออกด้านบนจึงทำให้เกิด 2 ปรากฏการณ์ภายในไฮโดรไซโคลนคือ การไหลลัดวงจร (Short-circuit flow) และผลกระทบที่ตำแหน่งเส้นความเร็วเป็นศูนย์ (Locus of zero vertical velocity)

การไหลลัดวงจรนั้นเกิดจากผลของการเปลี่ยนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางช่องทางออกด้านบน โดยการไหลในลักษณะนี้จะทำให้อนุภาคขนาดใหญ่ไหลออกทางช่องทางออกด้านบน (Overflow) ซึ่งเกิดขึ้นเมื่อรัศมีด้านนอก ของช่องทางด้านบนหรือ Vortex finder มีขนาดเล็กกว่าตำแหน่งที่มีความเร็วสัมผัส (Tangential velocity) สูงสุด เนื่องจากอนุภาคจะถูกหมุนเหวี่ยงในไฮโดรไซโคลนน้อยลงจึงส่งผลให้ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนลดลง แต่ถ้ารัศมีด้านนอก ของช่องทางด้านบนหรือ Vortex finder มีขนาดใหญ่กว่าตำแหน่งที่มีความเร็วสัมผัส (Tangential velocity) สูงสุด อนุภาคที่อยู่ในเส้นการไหลลัดวงจรจะไหลกลับเข้ามาในบริเวณของการเพิ่มความเร็วสัมผัสภายในไฮโดรไซโคลน จึงเป็นการเพิ่มแรงหนีศูนย์กลางทำให้อนุภาคเกิดการไหลไปตามขอบด้านล่างของ Vortex finder ซึ่งจะเป็นการเพิ่มโอกาสให้อนุภาคไหลสู่กระบวนการแยกในไฮโดรไซโคลน

หากช่องทางออกด้านบน (D_o) มีขนาดใหญ่กว่าเส้นผ่านศูนย์กลางของ LZVV (Locus of Zero Vertical Velocity) (บริเวณที่ความเร็วตามแนวแกนภายในไฮโดรไซโคลนเป็นศูนย์ ซึ่งมีขนาดประมาณ 4.3 เท่าของเส้นผ่านศูนย์กลางของไซโคลน ($4.3D_c$)) จะส่งผลให้ลักษณะการไหลตามแนวรัศมีที่ควรเป็นตามปกตินั้นลดลง ทำให้อนุภาคไหลแยกออกไปทางด้านบนโดยไม่ผ่านลงมาที่ตัวไซโคลน จึงก่อให้เกิดการไหลลัดวงจร

ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของช่องทางออกด้านบน (D_o) ที่เหมาะสมอยู่ในช่วง $D_c/8$ ถึง $D_c/2.3$ ซึ่งสามารถพิจารณาได้จากลักษณะการไหล สำหรับค่าที่ทำให้มีปริมาณอนุภาคขนาดใหญ่ ออกที่ช่องทางด้านบนน้อยที่สุดมีค่าเท่ากับ $D_c/7$ และขนาดช่องทางออกด้านบน(D_o) ควรจะมีขนาดใหญ่กว่าช่องทางจ่ายเข้า (D_i) ซึ่งอาจจะอยู่ในช่วง $D_o = D_i$ ถึง $1.6D_i$ และ ค่า $2D_i + D_o$ ควรน้อยกว่า D_c เพื่อเป็นการป้องกันการเซาะผนังไฮโดรไซโคลนจากการจ่ายเข้า สำหรับความสัมพันธ์ของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทั้งสามสามารถแสดงได้ดังนี้

$$2D_i + D_o = 0.4 - 0.6D_c \quad (2.33)$$

ความสัมพันธ์ของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทั้งสามสำหรับไฮโดรไซโคลนขนาดเล็กสามารถแสดงได้ดังนี้

$$2D_i + D_o = 0.35 - 0.7D_c \quad (2.34)$$

Rietema K. (1961) เสนอว่าขนาดของช่องทางออกด้านบน (D_o) ควรจะมีขนาด $0.16D_c$ ถึง $0.5D_c$ โดยมีค่าที่เหมาะสมคือ $0.34D_c$

5) ขนาดของช่องทางออกด้านล่าง (Underflow Diameter: D_u)

ขนาดของช่องทางออกด้านล่าง (D_u) มักเป็นขนาดที่สามารถแปรผันหรือปรับเปลี่ยนได้ ใช้สำหรับควบคุมอัตราการไหลของทางออกด้านล่าง ดังนั้นขนาดของช่องทางออกด้านล่างจึงขึ้นกับลักษณะการใช้งาน

ขนาดของช่องทางออกด้านล่างมีผลต่อความเข้มข้นที่ออกทางด้านล่างของไฮโดรไซโคลอน โดยต้องมีขนาดใหญ่พอที่จะให้อนุภาคหยาบไหลผ่านออกมาได้ โดยช่องทางออกด้านล่างที่เหมาะสมจะก่อให้เกิดช่องอากาศภายในไฮโดรไซโคลอน หากช่องทางออกด้านล่างมีขนาดใหญ่เกินไป จะทำให้ความเข้มข้นของของผสมที่ไหลทางออกด้านล่างลดลง

ขนาดของช่องทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลอน (D_u) มักอยู่ในช่วง $D_c/10$ ถึง $D_c/5$ และควรมีค่า $D_u = D_o/3$ เมื่อ $D_o = D_c/5$ ซึ่งจะให้ค่าอัตราส่วนระหว่างอัตราการไหลเข้า (Feed flowrate) กับอัตราการไหลออกที่ช่องทางด้านล่าง (Underflow flowrate) มีค่าประมาณ 10 เปอร์เซนต์ภายใต้สภาวะความดันคงที่ ขนาดของช่องทางออกด้านล่างอาจถือได้ว่าไม่มีผลกระทบอย่างมีนัยสำคัญต่อประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนหรืออาจมีน้อย โดยประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนจะลดลงเพียงเล็กน้อยเมื่อขนาดของช่องทางออกด้านล่างลดลง สำหรับไฮโดรไซโคลอนขนาดใหญ่จะมีขนาดของช่องทางต่างๆ ใหญ่ตามไปด้วย ส่วนไฮโดรไซโคลอนขนาดเล็กนั้น จะได้รับผลกระทบจากการเปลี่ยนขนาดของช่องทางออกด้านล่าง เมื่อขนาดของช่องทางด้านล่างมีค่าประมาณ $D_c/7$ (Bradley D., 1965)

6) ความยาวของส่วนที่ยื่นเข้ามาในไฮโดรไซโคลอน (Vortex Finder Length: L)

ความยาวของส่วนที่ยื่นเข้ามาในไฮโดรไซโคลอน มีความสำคัญต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคของแข็งออกจากของเหลวในแง่ของขนาดตัด (d_{50}) เนื่องจากความยาวของ Vortex finder ส่งผลต่อประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอน อีกทั้งยังสามารถป้องกันปัญหาการไหลลัดวงจร โดยเมื่อลดความยาว Vortex finder ลงจะทำให้ได้ขนาดตัดที่เล็กลง และจะต่ำที่สุดเมื่อไม่มี Vortex finder ภายใต้สภาวะนี้ทำให้การแยกอนุภาคขนาดใหญ่เกิดได้ไม่ดี นั่นคืออนุภาคขนาดใหญ่ดังกล่าวจะออกไปที่ช่องทางออกด้านบน (Overflow) โดยทางเส้นการไหลลัดวงจร

มีบางผลการทดลองที่แสดงผลตรงกันข้ามกับไฮโดรไซโคลอนที่ใช้ในโรงงาน โดยใช้ไฮโดรไซโคลอนขนาดใหญ่ (24 นิ้ว) ในการแยกของผสมที่มีขนาดใหญ่ด้วยความดันต่ำ พบว่าความยาว Vortex finder ไม่มีผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอน ซึ่งอธิบายได้ว่า อาจเกิด

จากการที่อนุภาคตกด้วยแรงโน้มถ่วงของโลก ทำให้อนุภาคไหลออกจากเส้นการไหลลัดวงจรและเข้าสู่การไหลแบบปกติภายในไฮโดรไซโคลน

การทำให้ Vortex finder ยาวขึ้น จะทำให้อนุภาคมีโอกาสอยู่ในไฮโดรไซโคลนมากขึ้น เป็นการเพิ่มประสิทธิภาพสำหรับการคัดแยกอนุภาคขนาดใหญ่ ในทางตรงกันข้าม ส่วนของอนุภาคขนาดเล็กซึ่งควรจะไหลไปออกที่ทางออกด้านบน (Overflow) กับน้ำใส จะย้อนกลับมาออกที่ส่วนปลายของไฮโดรไซโคลน อีกทั้งการเพิ่มความยาว Vortex finder ทำให้อนุภาคมีเวลาในการแยกภายในตัวไฮโดรไซโคลนน้อยลง ซึ่งเป็นสาเหตุทำให้ประสิทธิภาพลดลง

7) ความยาวของไฮโดรไซโคลน (Length of Hydrocyclone: H)

(ลักษิกา กองวิเชียร, 2556)

ความยาวของไฮโดรไซโคลนมีผลต่อการแยกอนุภาค หากไฮโดรไซโคลนมีความยาวมากหรือน้อยเกินไป จะส่งผลให้ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนลดลง เนื่องจากอนุภาคของแข็งจะไหลออกทางช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลนในปริมาณที่มากเกินไป

(Rietema K., 1961) กล่าวว่า ความยาวทั้งหมดของไฮโดรไซโคลนควรมีอัตราส่วนความยาวต่อเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลนที่เหมาะสม คือ $H/D_c = 5$ และมีมุมกรวยเล็กกว่า 30 องศา

8) ส่วนกรวย

8.1) ความยาวของกรวย (H-h) โดยทั่วไปจะอยู่ในช่วง $2/3D_c$ ถึง D_c

8.2) มุมของกรวย (Angle of cone : θ) ในเปรียบเทียบขนาดมุมของไฮโดรไซโคลนที่อัตราการไหลเดียวกัน โดยดูที่ค่าประสิทธิภาพระหว่างไฮโดรไซโคลนที่มีมุมของกรวย 9 และ 20 องศา พบว่าไฮโดรไซโคลนที่มีมุมของกรวย 20 องศา จะให้ขนาดตัด (d_{50}) เล็กกว่า จากความสัมพันธ์ระหว่างความดันลดและอัตราการไหล และจากการสังเกตค่าขนาดตัดที่เปลี่ยนไป พบว่า ที่ค่าความดันลดที่กำหนดไว้นั้น ไฮโดรไซโคลนที่มีมุมของกรวย 9 องศา จะให้ปริมาณอัตราการจ่ายเข้าที่สูงกว่า โดยมีประสิทธิภาพการแยกเท่ากัน จึงอธิบายได้ว่า การเปลี่ยนมุมในช่วง 9 องศา ถึง 20 องศาไม่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการแยกที่ความดันลดเดียวกัน (Bradley D., 1965)

Dahlstrom, 1960 (อ้างถึงใน ัญญชรรณ สวัสดิวิวงศ์, 2553) ได้ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการแยกอนุภาค โดยได้ทำการเพิ่มความยาวของไฮโดรไซโคลนที่อัตราการไหลเดียวกัน พบว่าเมื่อลดมุมกรวยจาก 45 องศาเป็น 15 องศาจะทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลนเพิ่มขึ้น

กรวยมุมกว้างนั้นเหมาะสำหรับไฮโดรไซโคลนที่ใช้สำหรับการทำใส (Classifier) ซึ่งสาเหตุที่ต้องใช้ไฮโดรไซโคลนที่มีมุมกรวยใหญ่มี 2 ประการ ประการที่หนึ่งคือ ความดันลดที่ใช้กับไฮโดร

ไซโคลนมุมกว้างที่อัตราการไหลเดียวกัน จะให้ขนาดตัด (d_{50}) เล็กกว่าไฮโดรไซโคลนที่มีมุมแหลม ประการที่สองคือ ไฮโดรไซโคลนมุมกว้างมีแนวโน้มที่จะเกิดการอุดตันที่ทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลนน้อยกว่า โดยมีการทดลองในแง่การใช้ไฮโดรไซโคลนเล็กๆ ที่มีช่องทางจ่ายเข้าเป็นแบบสัมผัส (Tangential inlet) พบว่าสามารถนำมาใช้ในการคัด (Classification) ตามขนาดที่ต้องการได้ดี

9) แกนอากาศ (Air core)

แกนอากาศนั้นจะเกิดขึ้นบริเวณแกนกลางด้านในของไฮโดรไซโคลน สาเหตุของการเกิดแกนอากาศนั้นมาจากการไหลแบบหมุนวนภายในไฮโดรไซโคลน ซึ่งเป็นปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นตามปกติ เมื่อทางออกของไฮโดรไซโคลนเปิดออกสู่บรรยากาศ โดยแกนอากาศจะเคลื่อนที่ไปตามความยาวของไฮโดรไซโคลน อีกทั้งแกนอากาศยังเป็นตัวที่บอกถึงเสถียรภาพการไหลแบบหมุนวน ซึ่งควรมีลักษณะเป็นเส้นตรงและมีเส้นผ่านศูนย์กลางคงที่ตลอดความยาวของไฮโดรไซโคลน

สรุปผลของรูปร่างทางเรขาคณิตที่มีต่อไฮโดรไซโคลน (ธัญยธรณ์ สวัสดิวงษ์, 2553)

1) ขนาดของไฮโดรไซโคลนส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคกับอัตราการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน โดยไฮโดรไซโคลนที่มีขนาดเล็ก จะทำให้ได้ขนาดตัดของอนุภาคเล็กลง

2) การลดขนาดของทางออกด้านบน (Overflow) จะทำให้ความดันลด (Pressure drop) เพิ่มขึ้น จึงทำให้ได้ขนาดตัดที่เล็กลง โดยขนาดของช่องจ่ายเข้าที่เหมาะสมที่ทำให้ได้ขนาดตัดและความดันลดน้อยที่สุด ควรมีค่า $D_i = D_c/3.5$ และ $D_o = D_c/3$

3) การเพิ่มความยาวของ Vortex finder จะทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคขนาดหยาบเพิ่มขึ้น แต่ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคขนาดละเอียดจะลดลง โดยความยาวที่เหมาะสมนั้นขึ้นอยู่กับลักษณะการใช้งาน ซึ่งควรอยู่ระหว่าง $D_c/2.5$ ถึง $D_c/3$ อีกทั้งความหนาของผนังด้านนอกที่ฐานของช่องทางออกด้านบนควรหนากว่าส่วนปลายเพื่อป้องกันการกัดกร่อน

4) ไฮโดรไซโคลนที่ยาวจะทำให้มีอัตราการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนสูง โดยไม่คำนึงถึงสัดส่วนความยาวของส่วนกรวยและทรงกระบอก อีกทั้งไม่ส่งผลต่อขนาดตัดเมื่อความดันคงที่ โดยมุมของกรวยไม่ควรมีขนาดใหญ่กว่า 20 องศา ยกเว้นในกรณีที่เกิดปัญหาการอุดตันที่ปลายกรวย

5) ความยาวที่เหมาะสมของช่องทางจ่ายเข้าที่ลักษณะเป็นสี่เหลี่ยมและมีด้านยาวขนานกับแกนไฮโดรไซโคลน ควรมีขนาดเป็นสองเท่าของด้านกว้าง

6) ช่องท่อจ่ายเข้าควรมีผนังเป็นเนื้อเดียวกันกับส่วนปิดด้านบนของไฮโดรไซโคลอน

7) ควรป้องกันการสีกกร่อนที่จะเกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลอนเมื่อมีของแข็งที่สามารถกัดกร่อนได้อยู่ภายในของผสมที่จ่ายเข้า ซึ่งควรป้องกันการกัดกร่อนที่บริเวณฐานของช่องทางออกด้านบน (Vortex finder) และส่วนปลาย โดยการเคลือบด้วยเทฟลอน (Teflon) หรือทำการสวมปลายของกรวย

2.6.6 สัดส่วนขนาดของไฮโดรไซโคลอน

(ลักชีกา กองวิเชียร, 2556)

ไฮโดรไซโคลอนเป็นได้ทั้งอุปกรณ์ที่ใช้ทำชั้น (Thickener) และอุปกรณ์ทำใส (Clarifier) ในเวลาเดียวกัน โดยของผสมที่ไหลออกทางด้านบน (Overflow) นั้นมักเป็นของแข็งที่มีอนุภาคละเอียด จึงมีปริมาณอนุภาคของแข็งน้อย ส่วนของผสมที่ไหลแยกออกทางด้านล่าง (Underflow) มักเป็นของแข็งที่มีขนาดใหญ่และมีความเข้มข้นของของแข็งมากกว่า (ธัญยธรรม์ สวัสดิวิงษ์, 2553)

ในปัจจุบันมีไฮโดรไซโคลอนที่นิยมใช้ 2 แบบ คือ ไฮโดรไซโคลอนที่ออกแบบโดย Bradley และ Rietema ซึ่งมีสัดส่วนการออกแบบดังตารางที่ 2.3 หากไฮโดรไซโคลอนทั้ง 2 แบบมีขนาดที่เท่ากัน พบว่าไฮโดรไซโคลอนของ Bradley จะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคสูงกว่าในแง่ขนาดตัด ส่วนไฮโดรไซโคลอนของ Rietema จะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคสูงกว่าในแง่ของมวลของแข็งที่ถูกแยกออกมา (Castilho L.R. และคณะ, 2000) แสดงดังตารางที่ 2.4

ตารางที่ 2.3 สัดส่วนขนาดของไฮโดรไซโคลอนแบบ Rietema และ Bradley

Clone Type	D_i/D_c	D_o/D_c	D_u/D_c	L/D_c	H/D_c	Cone angle degrees
Rietema	0.28	0.34	0.2	0.4	5	20
Bradley	0.1333	0.2	0.07	0.33	6.85	9

โดย	D_c	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลอน
	D_i	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางเข้าไฮโดรไซโคลอน
	D_o	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านบนไฮโดรไซโคลอน
	D_u	คือ	เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่างไฮโดรไซโคลอน
	H	คือ	ความยาวทั้งหมดของไฮโดรไซโคลอน
	L	คือ	ความยาวของ Vortex finder

ตารางที่ 2.4 การเปรียบเทียบการทำงานของไฮโดรไซโคลนแบบ Rietema และ Bradley

พารามิเตอร์	Hydrocyclone Type	
	Rietema	Bradley
เส้นผ่านศูนย์กลาง	เท่ากัน	เท่ากัน
ความดันลด	เท่ากัน	เท่ากัน
ความสามารถในการรับอัตราการไหล	มากกว่า	น้อยกว่า
ขนาดตัด (d_{50})	ใหญ่กว่า	เล็กกว่า

2.6.7 ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลน

(ธัญธรณ์ สวัสดิวิงษ์, 2553)

ในกระบวนการแยกอนุภาคของแข็งออกจากของเหลวด้วยไฮโดรไซโคลนนั้น ไม่สามารถทำการแยกได้อย่างสมบูรณ์ เพราะนอกจากน้ำใสที่ผ่านการบำบัดด้วยไฮโดรไซโคลนแล้ว ยังมีอนุภาคของแข็งแขวนลอยที่มีความหนาแน่นต่ำปะปนอยู่ด้วยเสมอ ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนสามารถแสดงได้ 2 แบบ โดยแบบที่หนึ่งนั้นจะพิจารณาถึงการแยกมวลของแข็ง ได้แก่ ประสิทธิภาพรวม (Total efficiency) ประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency) และ ประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency) ส่วนแบบที่สองจะพิจารณาที่ขนาดของอนุภาคของแข็งที่ถูกแยกออกมาหรือเรียกว่าขนาดตัด (Cut size)

2.6.7.1 ประสิทธิภาพรวม (Total efficiency)

ประสิทธิภาพรวมนี้เป็นประสิทธิภาพในการแยกของแข็งที่มีการพิจารณาสัดส่วนระหว่างปริมาณของแข็งที่ถูกแยกออกไปทางช่องทางออกด้านล่าง (Underflow) กับปริมาณของแข็งทั้งหมดที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน (Inlet) ซึ่งสามารถแสดงด้วยสมการดังนี้

$$E_T = \frac{M_u}{M} \quad (2.34)$$

$$M = Q \cdot C \quad (2.35)$$

$$M_u = U \cdot C_u \quad (2.36)$$

โดย	E_T	คือ ประสิทธิภาพรวม
	M	คือ มวลของของแข็งที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน
	M_u	คือ มวลของของแข็งที่ถูกแยกออกมายังทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน
	Q	คือ อัตราการไหลที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน
	U	คือ อัตราการไหลที่ออกทางด้านล่างของไฮโดรไซโคลน
	C	คือ ความเข้มข้นของของผสมที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน
	C_u	คือ ความเข้มข้นของของผสมที่ออกทางด้านล่างของไฮโดรไซโคลน

ในกรณีที่ความเข้มข้นของของผสมที่ช่องทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน (Underflow) เท่ากับความเข้มข้นของของผสมที่จ่ายเข้า แสดงว่าไม่เกิดการแยกอนุภาคขึ้นในระบบ ดังนั้นไฮโดรไซโคลนจึงทำหน้าที่แบ่งการไหล (Flow split) ของของผสมเท่านั้น ทำให้ประสิทธิภาพรวมของไฮโดรไซโคลนมีค่าเป็นศูนย์ นั่นคือ

$$C_u = C \quad (2.37)$$

จะได้ว่า
$$E_T = \frac{U \cdot C_u}{Q \cdot C} = \frac{U}{Q} \quad (2.38)$$

เมื่อแทนค่าอัตราการไหลที่ช่องทางออกด้านล่าง (Underflow) หาค่าด้วยอัตราการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน (Flowrate) พบว่ามีค่ามากกว่าศูนย์เสมอ ดังนั้นประสิทธิภาพรวมจึงไม่เหมาะที่จะนำมาใช้แสดงประสิทธิภาพจริงของไฮโดรไซโคลน จึงได้มีการนิยามประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนที่คำนึงถึงผลจากการแบ่งอัตราการไหลว่าประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency)

2.6.7.2 ประสิทธิภาพลด (Reduced efficiency)

ประสิทธิภาพลดเป็นประสิทธิภาพในการแยกของแข็งออกจากของเหลวภายในไฮโดรไซโคลนที่คำนึงถึงผลในการแบ่งอัตราการไหล (Flow split) เนื่องจากจุดประสงค์การแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนนั่น ต้องการให้ของแข็งหรืออนุภาคทั้งหมดออกทางช่องทางออกด้านล่าง และมีเพียงน้ำใสไหลออกในส่วนช่องทางด้านบน แต่ในทางปฏิบัตินี้ไม่สามารถเกิดขึ้นได้ เพราะจะต้องมี

ของเหลวบางส่วนไหลออกมาที่ช่องทางออกด้านล่างเสมอ ดังนั้น จึงต้องนำสัดส่วนของของเหลวมาคำนวณประสิทธิภาพด้วย ประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency) จึงมักถูกนำมาใช้ในการแสดงประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอน ดังสมการ

$$E'_T = \frac{E_T - R_f}{1 - R_f} \quad (2.39)$$

$$R_f = \frac{U}{Q} \quad (2.40)$$

โดย	E_T	คือ ประสิทธิภาพรวม
	E'_T	คือ Reduced total efficiency
	R_f	คือ สัดส่วนระหว่าง Underflow กับปริมาณที่จ่ายเข้าไป

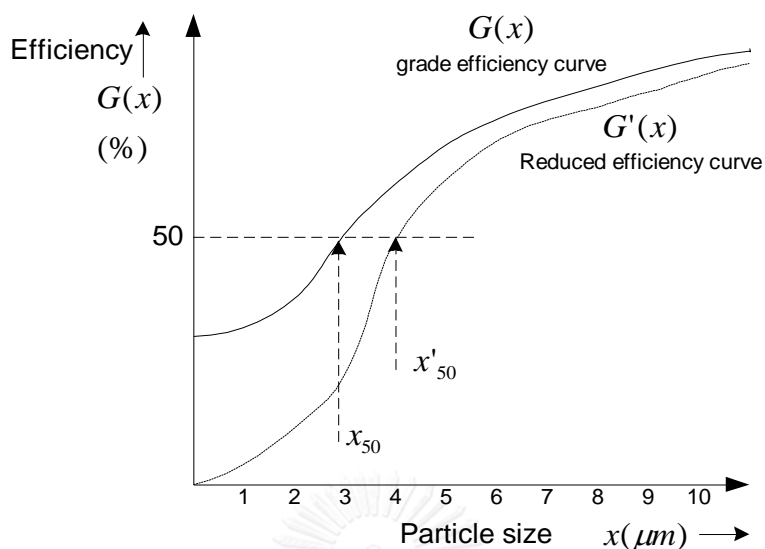
หากไม่มีการแยกอนุภาคเกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลอนหรือ ($C_u = C_f$) จะทำให้ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนมีค่าเป็นศูนย์ โดยสามารถแสดงได้ด้วยสมการของประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency) ได้ดังนี้

จากสมการ 2.38 และ 2.39 จะได้

$$E'_T = \frac{E_T - R_f}{1 - R_f} = 0 \quad (2.41)$$

2.6.7.3 ประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency)

ประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency) นั้นจะพิจารณาถึงขนาดอนุภาคของแข็ง ซึ่งต่างจากประสิทธิภาพรวมและประสิทธิภาพลด โดยประสิทธิภาพระดับชั้นเป็นการนำค่าประสิทธิภาพของทุกขนาดอนุภาคของแข็งมาแสดงเป็นเส้นกราฟ เรียกว่า เส้นโค้งประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency curve) โดยทั่วไปมีลักษณะเป็นรูปตัวเอส (S) ดังภาพที่ 2.18



ภาพที่ 2.18 กราฟแสดงเส้นโค้งประสิทธิภาพพระดัดชั้นและเส้นโค้งประสิทธิภาพระดับชั้นที่ลดลง

2.6.7.4 ขนาดตัด (Cut size)

ขนาดตัด คือ ขนาดของอนุภาคที่ไฮโดรไซโคลอนสามารถแยกได้ร้อยละ 50 โดยน้ำหนัก ขนาดตัดนั้นสามารถหาได้จากเส้นโค้งประสิทธิภาพพระดัดชั้น เมื่อต้องการแยกอนุภาคที่มีขนาดเล็กมาก อาจมีการไฮโดรไซโคลอนที่ให้ขนาดตัดที่ร้อยละ 95 แต่โดยทั่วไปแล้วนิยมใช้ขนาดตัดที่ร้อยละ 50 (50% size) หรือเรียกว่า Equiprobable size กล่าวคือ ขนาดของอนุภาคที่มีโอกาสร้อยละ 50 ที่จะถูกแยกโดยด้วยไฮโดรไซโคลอน โดยจะถูกแยกออกมาทางช่องทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลอน

2.7 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.7.1 การศึกษากระบวนการดูดซับและกระบวนการโคแอกกูเลชัน

Venkata Mohan S. และคณะ (1997)

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับการกำจัดสีที่เกิดจากลิกนินและแทนนินที่มาจากอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษด้วยกระบวนการดูดซับ โดยใช้ถ่านกัมมันต์ (Activated charcoal) เป็นตัวกลางดูดซับ เนื่องจากลิกนินและแทนนินนั้นก่อให้เกิดสีในน้ำทิ้ง อีกทั้งสีที่เกิดขึ้นนั้นยากต่อการกำจัดออกด้วยกระบวนการบำบัดน้ำเสียทั่วไป

งานวิจัยนี้ทำการทดลองกระบวนการดูดซับภายใต้อุณหภูมิห้อง ($29 \pm 2^{\circ}\text{C}$) โดยมีการใช้สารละลายลิกนินและแทนนิน ที่มีความเข้มข้น 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณ 50 มิลลิลิตร และใช้

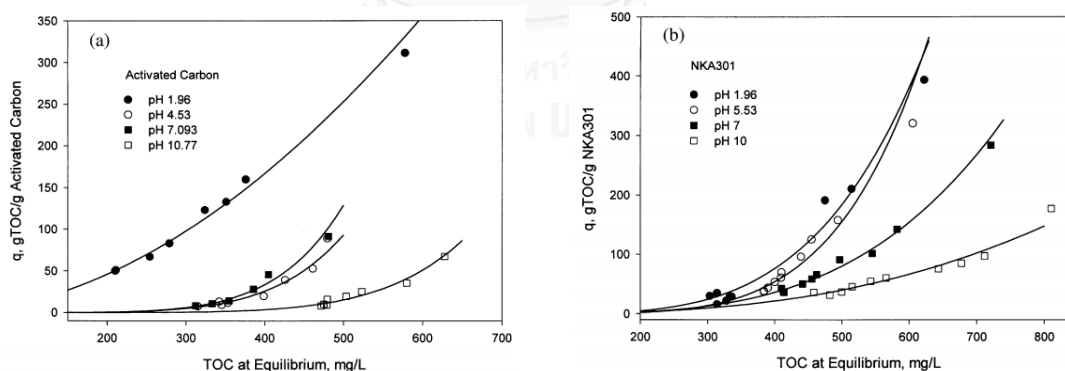
ตัวกลางดูดซับปริมาณ 200 มิลลิกรัม และนำไปเขย่าด้วยความเร็วรอบ 100 รอบต่อนาที พบว่า กระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์สามารถกำจัดสีจากลิกนินและแทนนินได้ร้อยละ 86 และ 74 ตามลำดับ โดยกระบวนการดูดซับที่เกิดขึ้นจะเริ่มเข้าสู่สมดุลเมื่อเวลาผ่านไป 8 ชั่วโมง ปฏิกิริยาการดูดซับที่เกิดขึ้นนั้นสอดคล้องกับสมการอันดับหนึ่งเสมือน และไอโซเทอมที่เกิดขึ้นเป็นแบบแลงเมียร์

Zhang Q. และคณะ (2001)

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับการดูดซับสารอินทรีย์ในน้ำเสียจากโรงงานกระดาษคราฟด้วยถ่านกัมมันต์และโพลีเมอร์เรซิน เนื่องจากในน้ำทิ้งของโรงงานยังมีสารอินทรีย์ที่ไม่ต้องการปนเปื้อนอยู่ โดยสารจำพวกนี้ก่อให้เกิดกลิ่น สีและฟองในน้ำทิ้ง ซึ่งเป็นสารอินทรีย์ที่ไม่สามารถกำจัดออกด้วยกระบวนการบำบัดทางชีวภาพ และวิธีการทางกายภาพโดยทั่วไป

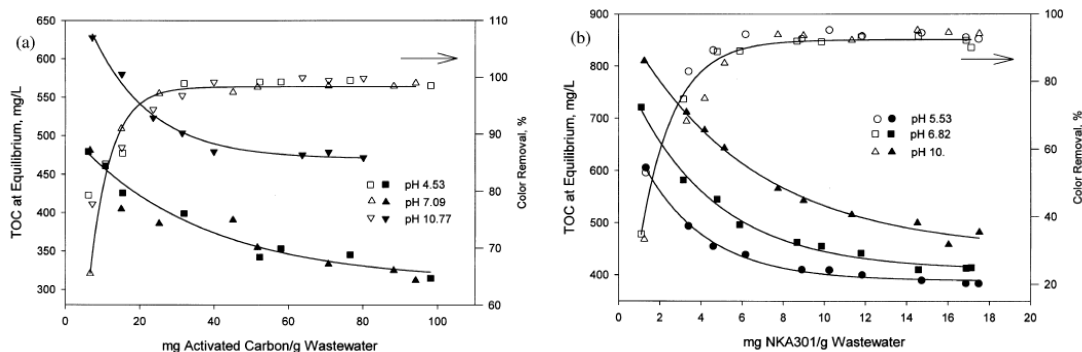
โดยทำการทดลองเพื่อหาไอโซเทอมการดูดซับของน้ำทิ้งที่ออกมาจากโรงงาน โดยจะมีการเปรียบเทียบไอโซเทอมของตัวกลางดูดซับ 2 ตัวอย่างคือ ถ่านกัมมันต์และสไตรีนไดไวนิลเบนซีนโคโพลิเมอร์ (Styrene divinylbenzene copolymer, Resin) รวมไปถึงเปรียบเทียบค่า TOC และ สีของน้ำทิ้งในหน่วยแพลทินัมโคบอลต์ เพื่อหาประสิทธิภาพในการบำบัดของแต่ละตัวกลางดูดซับ

จากผลการทดลองพบว่า ไอโซเทอมการดูดซับที่เกิดขึ้น สามารถอธิบายด้วย ฟรอนดลิช ไอโซเทอม ดังภาพที่ 2.19



ภาพที่ 2.19 ไอโซเทอมการดูดซับของถ่านกัมมันต์และเรซิน

ในส่วนของการศึกษาประสิทธิภาพในการดูดซับสีและค่า TOC พบว่าเป็นดังภาพที่ 2.20



ภาพที่ 2.20 ประสิทธิภาพการดูดซับของถ่านกัมมันต์และเรซิน

สรุปผลการทดลอง

1. ประสิทธิภาพในการบำบัดสีของโพลิเมอร์เรซินนั้นสูงกว่าถ่านกัมมันต์ โดยพบว่า ต้องใช้ถ่านกัมมันต์มากกว่าโพลิเมอร์เรซิน 5 เท่า เพื่อให้ประสิทธิภาพในการบำบัดเท่ากัน
2. ช่วงพีเอชที่สูงขึ้นจะทำให้ประสิทธิภาพในการบำบัดสีของถ่านกัมมันต์โพลิเมอร์เรซินลดลง

อิสริยาภรณ์ บุญยยืน (2552)

งานวิจัยนี้ได้ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของตัวกลางดูดซับในการดูดซับลิกนินและแทนนิน (Alkaline Lignin and Tannic Acid) โดยตัวกลางดูดซับที่เลือกใช้ คือ ถ่านกัมมันต์ชนิดผง (PAC) จากกะลามะพร้าว ของบริษัทคาร์โบกาญจน์ จำกัด ที่มีขนาดเฉลี่ยที่ 44 ไมโครเมตร มีพื้นที่ผิว 800 ตารางเมตรต่อกรัม และมีค่าไอโอดีนนัมเบอร์ 800 มิลลิกรัมต่อกรัม โดยได้ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของตัวกลางดูดซับ 5 ชนิด ได้แก่ ถ่านกัมมันต์ชนิดผง ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอน ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนที่ย่อยแล้ว ตะกอนจุลินทรีย์และตะกอนจุลินทรีย์ที่ย่อยสลายแล้ว โดยมีการศึกษาจลนพลศาสตร์การดูดซับ และไอโซเทอมการดูดซับแบบทีละเท (Batch test) ในช่วง pH 5 7 และ 9 ที่อุณหภูมิ 25±2 องศาเซลเซียส

จากผลงานวิจัยพบว่า ถ่านกัมมันต์ชนิดผง รวมทั้งถ่านกัมมันต์ที่ใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนนั้น มีความสามารถในการดูดซับลิกนินและแทนนิน โดยพบว่าการดูดซับของตัวกลางดูดซับทั้งหมด สอดคล้องกับปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน รวมไปถึงไอโซเทอมที่สอดคล้องของการดูดซับลิกนินและแทนนินคือ ไอโซเทอมแบบฟรุนดลิช ในด้านของประสิทธิภาพการดูดซับพบว่า ถ่านกัมมันต์ชนิดผงมีประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินและแทนนินสูงที่สุด รองลงมาคือ ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอน ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนที่ย่อยแล้ว ตะกอนจุลินทรีย์ ตามลำดับ ส่วนตะกอนจุลินทรีย์ที่ย่อยสลายแล้วนั้นมีประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินและ

แทนนินน้อยสุด โดยถ่านกัมมันต์ชนิดผงมีความสามารถในการดูดซับลิกนินประมาณ 255 – 289 มิลลิกรัมต่อกรัม และมีความสามารถในการดูดซับแทนนินประมาณ 347 - 382 มิลลิกรัมต่อกรัม ที่ความเข้มข้นสมมูลประมาณ 450 มิลลิกรัมต่อลิตร

Andersson K.I. และคณะ (2012)

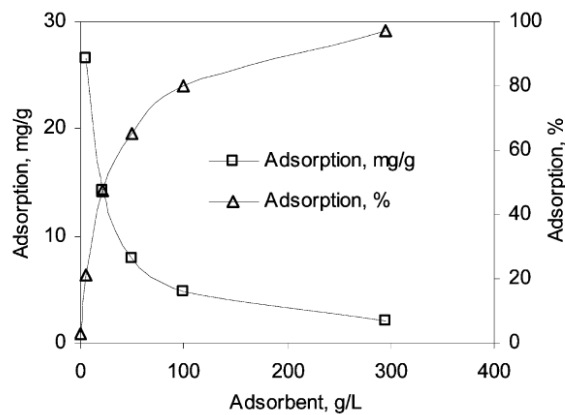
งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาถึงวิธีการกำจัดลิกนินในน้ำเสียจากโรงงานกระดาษด้วยกระบวนการดูดซับ ซึ่งเลือกใช้ถ่านลอยเป็นตัวกลางตัวดูดซับ เนื่องจากกระบวนการบำบัดทางชีวภาพไม่สามารถบำบัดน้ำเสียลิกนินจากโรงงานกระดาษให้ผ่านตามมาตรฐานที่กำหนดได้ โดยงานวิจัยนี้ได้ทำการทดลองกระบวนการดูดซับแบบทีละเท (Batch experiment) และแบบเบตนิ่ง (Continuous flow fixed bed experiment, Column experiment) ซึ่งน้ำเสียที่นำมาทำการทดลองมาจากน้ำทิ้งจากโรงงานกระดาษที่ยังมีค่าความเข้มข้นที่ไม่ผ่านค่ามาตรฐาน แต่มีการผ่านการกรองเอาของแข็งแขวนลอยออกแล้ว ส่วนตัวกลางดูดซับที่นำมาใช้ คือ ถ่านลอยจากโรงไฟฟ้า ที่มีขนาดเฉลี่ยอยู่ที่ 23 ไมโครเมตร และมีพื้นที่ผิว 28.6 ตารางเมตรต่อกรัม ในการทดลองนั้นมีการวัดความเข้มข้นด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ รุ่น DR2800 Hach Lange, Skondal, Sweden ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

ในการทดลองแบบทีละเทนั้น ทดลองที่อุณหภูมิห้อง ภายใต้ความเข้มข้นของน้ำเสียและปริมาณตัวกลางดูดซับที่แตกต่างกัน โดยใช้ปริมาณน้ำเสียประมาณ 200 มิลลิลิตร นำไปเขย่าด้วยความเร็วรอบ 200 รอบต่อนาที เมื่อครบตามเวลาที่กำหนด จึงนำไปแยกตัวกลางดูดซับออก ก่อนนำไปวิเคราะห์ส่วนการทดลองแบบเบตนิ่งนั้น ใช้คอลัมน์ก๊าซของ Millipore ที่มีความสูง 1.3 เซนติเมตร ทดลองที่อุณหภูมิห้อง ภายใต้ความเข้มข้นของน้ำเสียและความสูงของคอลัมน์ที่แตกต่างกัน

ผลการวิจัย

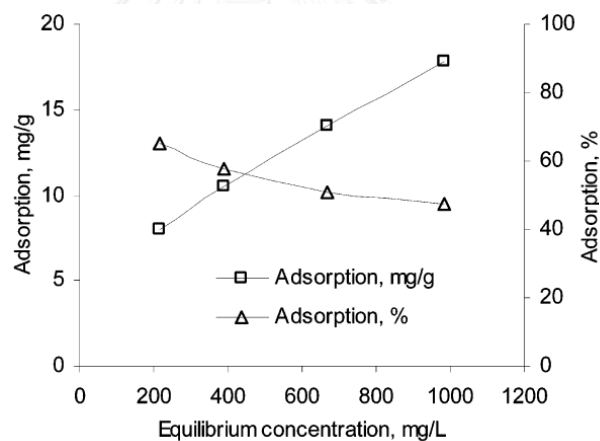
การทดลองแบบทีละเท (Batch experiment)

ผลการทดลองการดูดซับลิกนินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 0.6 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ตัวกลางดูดซับ 0 – 300 กรัมต่อลิตร เป็นดังภาพที่ 2.21



ภาพที่ 2.21 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับของ
 ใต้อลอยที่ปริมาณต่างๆ

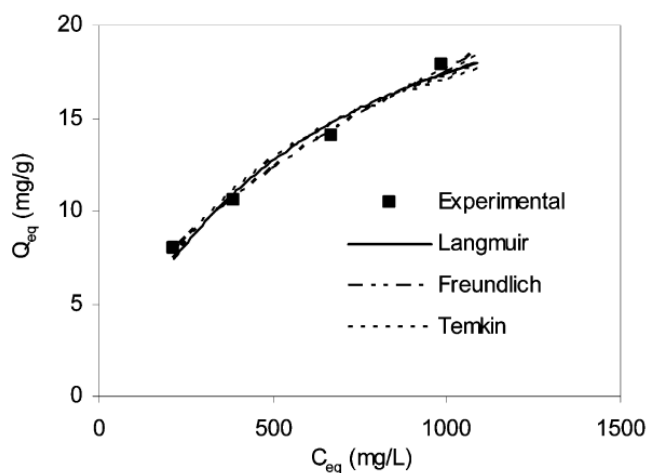
โดยพบว่า ความสามารถในการดูดซับสูงสุดใต้อลอย อยู่ที่ 28 มิลลิกรัมต่อกรัม และมี
 ประสิทธิภาพในการดูดซับสูงสุดที่ร้อยละ 90



ภาพที่ 2.22 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับลิแกิน
 ที่ความเข้มข้นต่างๆ

ภาพที่ 2.22 แสดงถึงผลการทดลองการดูดซับลิแกินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 0.6 – 1.9
 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ตัวกลางดูดซับ 50 กรัมต่อลิตร ซึ่งพบว่า ประสิทธิภาพในการดูดซับจะลดลง
 เมื่อความเข้มข้นเริ่มต้นของลิแกินสูงขึ้น แต่ในทางกลับกันความสามารถในการดูดซับลิแกินจะสูงขึ้น
 เมื่อความเข้มข้นเริ่มต้นของลิแกินสูงขึ้น

การทดลองหาไอโซเทอมการดูดซับลิแกินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 0.6 – 1.9 มิลลิกรัมต่อลิตร
 โดยใช้ตัวกลางดูดซับ 50 กรัมต่อลิตร เป็นดังภาพที่ 2.23



ภาพที่ 2.23 แสดงถึงปริมาณของสารที่ถูกดูดซับต่อปริมาณของตัวดูดซับ ณ จุดสมดุล ในสารละลายที่มีความเข้มข้นต่างๆภายใต้อุณหภูมิคงที่

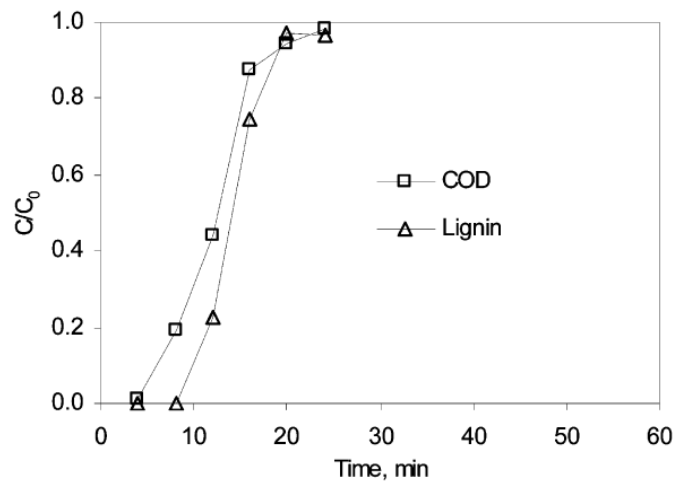
จากการทดลองการหาไอโซเทอมที่สอดคล้องกับการดูดซับลิแกนด์ด้วยแก้วลอย พบว่า ไอโซเทอมแบบฟรุนดลิชมีความสอดคล้องกับการทดลองมากที่สุด กล่าวคือ มีค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ใกล้เคียงกับหนึ่ง ดังตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 แสดงถึงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์และค่าคงที่ของไอโซเทอมแบบต่างๆ

Langmuir	$R^2 = 0.9691$	$K_L = 0.0017$ (L/mg)
	$q_m = 28$ (mg/g)	$R_L = 0.55$
Freundlich	$R^2 = 0.997$	
	$1/n = 0.53$	
Temkin	$R^2 = 0.9711$	$K_L = 0.015$ (L/mg)
	$b_T = 379$ (kJ/mol)	

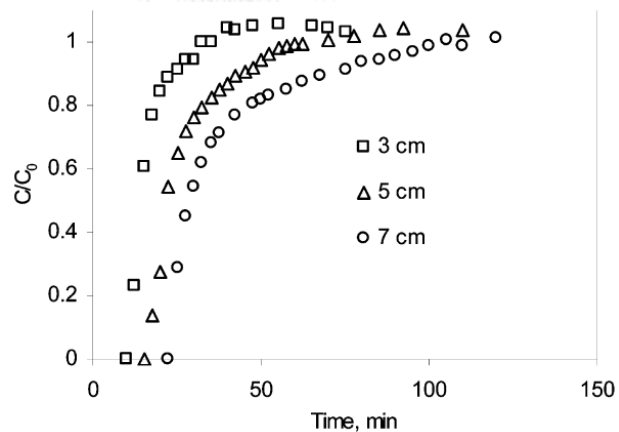
การทดลองแบบเบดนิ่ง (Continuous flow fixed bed experiment, Column experiment)

การทดลองหาเส้นโค้งแสดงการถ่ายเทมวลในระหว่างการดูดซับ (Breakthrough curve) ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของซีโอดีและลิแกนด์เท่ากับ 5.1 และ 1 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ โดยคอลัมน์ที่ใช้ในการทดลองสูง 3.7 เซนติเมตร และมีอัตราการไหลของน้ำเสีย 2 มิลลิลิตรต่อนาที แสดงดังภาพที่ 2.24



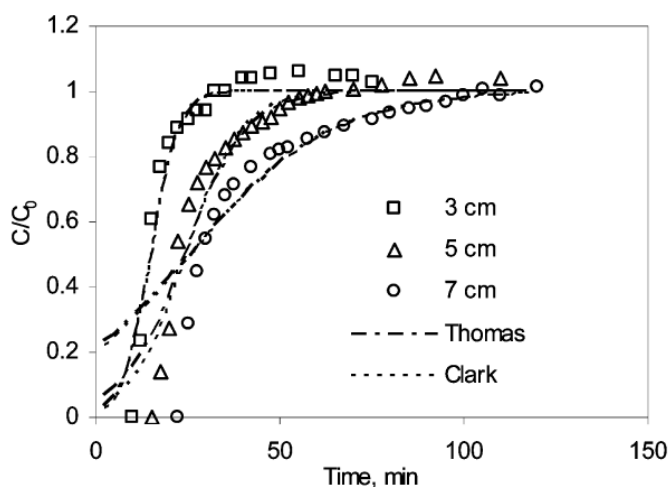
ภาพที่ 2.24 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใดๆต่อความเข้มข้นเริ่มต้นของซีโอดีและลิกนินกับเวลา

ผลการทดลองหาค่าอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใดๆต่อความเข้มข้นเริ่มต้นของลิกนิน 1.5 กรัมต่อลิตร มีค่าพีเอช 7 โดยทดลองที่ความสูงของคอลัมน์ที่ 3 และ 7 เซนติเมตร และมีอัตราการไหลของน้ำเสีย 0.002 ลูกบาศก์เดซิเมตรต่อนาที แสดงได้ดังภาพที่ 2.25



ภาพที่ 2.25 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใดๆต่อความเข้มข้นเริ่มต้นของลิกนินกับเวลาที่ระดับความสูงต่างๆของคอลัมน์

ในการทดลองนี้ได้มีการนำแบบจำลองของโทมัสและคลาร์ก (Thomas and Clark) มาใช้เปรียบเทียบ โดยกราฟที่ได้มีลักษณะดังภาพที่ 2.26 โดยแต่ละแบบจำลองมีค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ดังตารางที่ 2.6



ภาพที่ 2.26 แสดงการเปรียบเทียบค่าที่ได้จากการทดลองและแบบจำลองของโทมัสและคลาร์ก

ตารางที่ 2.6 แสดงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ที่แบบจำลองของโทมัสและคลาร์ก

experimental setup			Thomas model			Clark model		
C_0 (g/dm ³)	Z (cm)	Q (dm ³ /min)	R ²	k_T (dm ³ /min mg)	q_0 (mg/g)	R ²	R	A
1.3	3	0.002	0.9079	0.0002	13.3	0.9075	0.26	45
1.3	5	0.002	0.9458	0.00009	12.9	0.9417	0.13	21
1.3	7	0.002	0.9383	0.00004	9.8	0.9405	0.05	3.2

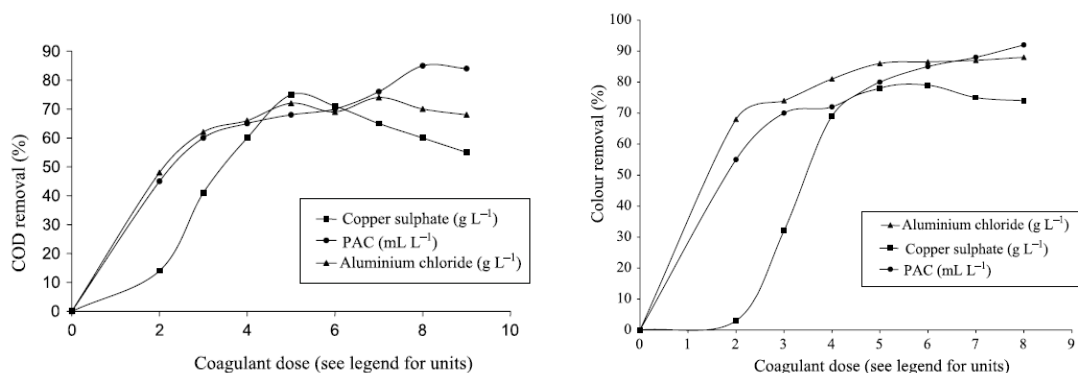
สรุปผลการทดลอง

1. ในการทดลองแบบทีละเท พบว่า ประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินอยู่ที่ร้อยละ 90 โดยมีความสามารถในการดูดซับสูงสุดที่จุดสมดุล 28 มิลลิกรัมต่อกรัม
2. ในการทดลองแบบคอลัมน์พบว่า ความสามารถในการดูดซับอยู่ระหว่าง 9.6 – 13 มิลลิกรัมต่อกรัม

Chaudhari P.K. และคณะ (2010)

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับการบำบัดน้ำทิ้งจากโรงงานกระดาษด้วยกระบวนการโคแอกกูเลชัน เนื่องจากน้ำทิ้งจากอุตสาหกรรมกระดาษนั้นยังมีสารที่ไม่สามารถกำจัดออกด้วยกระบวนการบำบัดทางชีวภาพได้ โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาประสิทธิภาพการบำบัดน้ำทิ้งในส่วนของค่าซีโอดีและค่าสีด้วยกระบวนการโคแอกกูเลชัน ซึ่งมีการใช้สารที่ช่วยให้ตกตะกอน 3 ชนิด คือ อลูมิเนียมคลอไรด์ (AlCl₃) โพลีอลูมิเนียมคลอไรด์ (PAC) และคอปเปอร์ซัลเฟต (CuSO₄·5H₂O) ซึ่งจะทำการศึกษาทดลองในน้ำเสียที่มีการการจือจางจนวัดค่าซีโอดีได้ 7000 มิลลิกรัมต่อลิตร ในส่วนของ

การวัดความเข้มสีนั้นได้มีการวัดที่ความยาวคลื่น 263 นาโนเมตร ซึ่งพบว่าผลการทดลองเป็นดังภาพที่ 2.27



ภาพที่ 2.27 ประสิทธิภาพในการบำบัดซีโอดีและสีจากกระบวนการโคแอกกูเลชัน

สรุปผลการทดลอง

1. อลูมิเนียมคลอไรด์ปริมาณ 5 กรัมต่อลิตร ที่พีเอชเท่ากับ 4 สามารถลดค่าซีโอดีและสีได้ ร้อยละ 72 และ 84 ตามลำดับ
2. โพลีอลูมิเนียมคลอไรด์ปริมาณ 8 มิลลิลิตรต่อลิตร ที่พีเอชเท่ากับ 5 สามารถลดค่าซีโอดีและสีได้ ร้อยละ 83 และ 92 ตามลำดับ
3. คอปเปอร์ซัลเฟตปริมาณ 5 กรัมต่อลิตร ที่พีเอชเท่ากับ 6 สามารถลดค่าซีโอดีและสีได้ ร้อยละ 76 และ 78 ตามลำดับ

2.7.2 การออกแบบกระบวนการต่อเนื่องแบบตัวกลางเคลื่อนที่

Hyun-Shang และคณะ (1999)

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาถึงการนำระบบถังปฏิกรณ์แบบกวนสมบูรณ์ (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) และระบบถังปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug flow reactor) มาใช้แทนถังปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง (Fixed bed Adsorption) เพื่อหาสถานะที่เหมาะสมในการเดินระบบ รวมไปถึงการออกแบบสมการสามารถนำมาใช้ในการทำนายประสิทธิภาพของระบบที่สถานะต่าง ๆ กัน

จากงานวิจัยพบว่าข้อมูลที่ผู้วิจัยนำมาใช้ในการออกแบบถังปฏิกรณ์แบบกวนต่อเนื่องและถังปฏิกรณ์แบบท่อไหลนั้น มีเพียงข้อมูลจากการทดลองแบบทีละเท (Batch Experiment) ซึ่งต่างจากการออกแบบถังปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง ที่จะต้องอาศัยข้อมูลจากการทดลองแบบทีละเทและการ

ทดลองแบบคอลัมน์ (Column Experiment) ในด้านการออกแบบสมการที่ใช้ทำนายประสิทธิภาพของระบบ พบว่า สามารถทำนายประสิทธิภาพของถังปฏิกรณ์แบบกวนต่อเนื่องและแบบท่อไหลได้ที่สภาวะต่างๆกัน แต่ไม่สามารถทำนายประสิทธิภาพของถังปฏิกรณ์แบบเบตนิ่งได้หากมีการปรับเปลี่ยนค่าที่ได้ออกแบบไว้ก่อนทำการเดินระบบ

Islam M.A. และคณะ (2009)

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาถึงการนำระบบถังปฏิกรณ์แบบกวนสมบูรณ์ (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) และระบบถังปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug flow reactor) มาใช้แทนถังคอลัมน์ที่มีการบรรจุตัวกลางดูดซับไว้ภายในถัง เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบ รวมไปถึงการออกแบบสมการที่จะสามารถใช้ทำนายประสิทธิภาพของระบบที่สภาวะต่างๆกัน

จากงานวิจัยพบว่าข้อมูลที่ผู้วิจัยนำมาใช้ในการออกแบบถังปฏิกรณ์แบบกวนต่อเนื่องและถังปฏิกรณ์แบบท่อไหลนั้น มีเพียงข้อมูลจากการทดลองที่ละเท (Batch Experiment) ต่างจากการออกแบบถังคอลัมน์ที่มีการบรรจุตัวกลางดูดซับ ที่จะต้องอาศัยข้อมูลจากการทดลองแบบที่ละเทและการทดลองแบบคอลัมน์ (Column Experiment) ในส่วนของการออกแบบสมการที่ใช้ทำนายประสิทธิภาพของระบบ พบว่า สามารถทำนายประสิทธิภาพของถังปฏิกรณ์แบบกวนต่อเนื่องและแบบท่อไหลได้ที่สภาวะต่างๆกัน แต่ไม่สามารถทำนายประสิทธิภาพของถังคอลัมน์ที่มีการบรรจุตัวกลางดูดซับได้หากมีการปรับเปลี่ยนค่าที่ได้ออกแบบไว้ก่อนทำการเดินระบบ

2.7.3 การศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการทำงานของไฮโดรไซโคลน

Yang Q. และคณะ (2013)

งานวิจัยนี้ได้ทำการพัฒนาไฮโดรไซโคลนภายในห้องปฏิบัติการ เพื่อนำไปใช้ในภาคอุตสาหกรรมการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟิน โดยเป็นการพัฒนาไฮโดรไซโคลนเพื่อนำไปใช้กำจัดอนุภาคขนาดเล็กที่แขวนลอยน้ำหล่อเย็น (Quench water) เพื่อนำน้ำหล่อเย็นกลับมาใช้ใหม่ในอุตสาหกรรมภายในงานวิจัยได้ใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 25 มิลลิเมตรที่ลักษณะดังตารางที่ 2.7

ตารางที่ 2.7 ขนาดของไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย

D (mm)	θ ($^{\circ}$)	$w_i \times h_i$ (mm x mm)	D_o/D	D_v/D	L/D
25	6	4 x 6	0.24	0.06	1.48

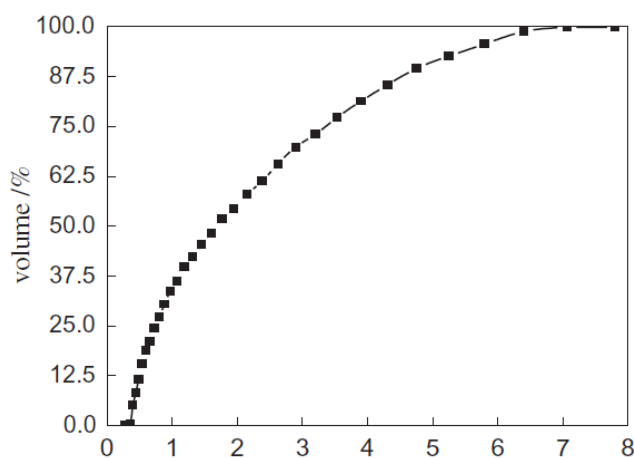
โดย D คือ เส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน

- θ คือ มุมส่วนกรวยของไฮโดรไฮโคลน
- $w_i \times h_i$ คือ ความกว้างและความสูงของช่องทางเข้าไฮโดรไฮโคลน
- D_o คือ เส้นผ่านศูนย์กลางช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไฮโคลน
- D_u คือ เส้นผ่านศูนย์กลางช่องทางออกด้านล่างของไฮโดรไฮโคลน
- L คือ ความยาวส่วนกรวยของไฮโดรไฮโคลน

ในส่วนของคุณลักษณะของอนุภาคที่ทำการแยกในห้องปฏิบัติการและในอุตสาหกรรมการผลิตโอเลฟินมีความแตกต่างกันดังตารางที่ 2.8

ตารางที่ 2.8 ลักษณะอนุภาคในห้องปฏิบัติการและการกระจายตัวของอนุภาค

ขนาดอนุภาคเฉลี่ย (μm)	ความหนาแน่น (g/cm^3)	ความเข้มข้น (mg/l)
3	1.4	200



ภาพที่ 2.28 แสดงถึงการกระจายตัวของอนุภาคในห้องปฏิบัติการ

ตารางที่ 2.9 ลักษณะอนุภาคในอุตสาหกรรมการผลิตโอเลฟินและการกระจายตัวของอนุภาค

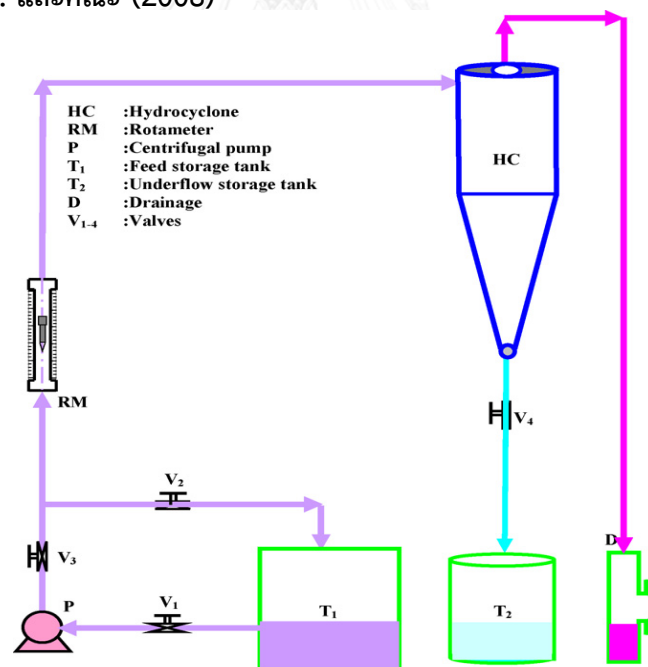
ขนาดอนุภาคเฉลี่ย (ไมโครกรัม)	ความหนาแน่น (กรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร)	ความเข้มข้น (มิลลิกรัมต่อลิตร)
2.1	1.4	219

สรุปผลการทดลอง

1. ผลการทดลองในห้องปฏิบัติการ เมื่อใช้ไฮโดรไซโคลนขนาด 25 มิลลิเมตรในการแยกอนุภาคที่มีขนาดเฉลี่ย 3 ไมโครเมตร ที่มีการแบ่งการไหล 7.5% ความดันลด 0.2 – 0.23 เมกะปาสคาลและมีอัตราการไหลเข้า 0.79 – 0.89 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง พบว่ามีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคประมาณ 88% โดยมีขนาดตัดอยู่ที่ 1.7 ไมโครเมตร
2. ผลการทดลองเมื่อนำมาใช้งานจริงในอุตสาหกรรมภายใต้สภาวะเดียวกันกับการทดลองในห้องปฏิบัติการ พบว่า มีขนาดตัดอยู่ที่ 1.686 ไมโครเมตร ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับการทดลองในห้องปฏิบัติการ
3. การทำงานของไฮโดรไซโคลนขนาด 25 มิลลิเมตรร่วมกับกระบวนการ steam stripping สามารถนำมาใช้อุตสาหกรรมการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินได้เป็นอย่างดี ในด้านการนำน้ำหล่อเย็นในกระบวนการกลับมาใช้ใหม่

2.7.4 การศึกษากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์

Rastogi K. และคณะ (2008)



ภาพที่ 2.29 รูปแบบของถังปฏิบัติการที่ใช้ในงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ

งานวิจัยนี้ได้มีการศึกษาถึงประสิทธิภาพในการกำจัดเมทิลีนบลู (Methylene blue) ด้วยกระบวนการที่มีการไหลแบบต่อเนื่อง ซึ่งประกอบไปด้วย 2 กระบวนการ คือ กระบวนการดูดซับและการใช้ไฮโดรไซโคลน โดยใช้ถ่านกัมมันต์เป็นตัวกลางดูดซับ จากนั้นจึงใช้ไฮโดรไซโคลนในการ

แยกแฉ่ายออกจากน้ำที่บำบัดแล้ว เนื่องจากไฮโดรไซโคลนมีประสิทธิภาพสูงในการแยกอนุภาค อีกทั้งยังมีขนาดเล็กและสามารถแยกอนุภาคได้อย่างรวดเร็ว ในการทดลองนั้นได้ทำการสังเคราะห์น้ำเสียจากน้ำผสมเมทิลีนบลูจาก Merck (India) Ltd. and Qualigens Glaxo (India) Ltd. Analytical grade ทำการทดลองที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และเก็บตัวอย่างน้ำที่ทางออกด้านบนและด้านล่างของไฮโดรไซโคลนเพื่อทำการวิเคราะห์ปริมาณแฉ่ายที่ถูกแยกออก และความเข้มข้นของเมทิลีนบลูที่เหลืออยู่ในของเหลว

ตารางที่ 2.10 อุปกรณ์ภายในงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ

อุปกรณ์ในงานวิจัย	ขนาด
1. ถังเก็บน้ำ T ₁ (ลิตร)	1000
2. ถังเก็บน้ำ T ₂ (ลิตร)	500
3. ไฮโดรไซโคลน	
- เส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลน (มิลลิเมตร)	100
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางเข้าไฮโดรไซโคลน (มิลลิเมตร)	30
-เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านบน (มิลลิเมตร)	50
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่าง (มิลลิเมตร)	15.6
- ความยาวทรงกระบอก (มิลลิเมตร)	77
- ความยาวส่วนกรวย (มิลลิเมตร)	110

หลักการการทำงานของระบบจะเริ่มจาก น้ำเสียและแฉ่ายเข้าสู่ถังเก็บน้ำ T₁ เพื่อให้เกิดกระบวนการดูดซับขึ้นในถัง จากนั้นของผสมทั้งสองจะผ่านเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนเพื่อทำการแยกตัวกลางดูดซับและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วออกจากกัน โดยตัวกลางดูดซับจะถูกแยกออกจากของผสมออกมาทางด้านล่าง ส่วนน้ำเสียสังเคราะห์ที่ผ่านการบำบัดแล้วจะถูกแยกออกมาทางด้านบนของไฮโดรไซโคลน

วิธีการวิจัย

- ไฮโดรไซโคลนที่ใช้มีขนาด 100 มิลลิเมตร มีความยาวทรงกระบอกและส่วนกรวยคือ 77 และ 110 มิลลิเมตร โดยส่วนของท่อทางออกด้านบนมีขนาด 50 มิลลิเมตร ท่อทางออกของอนุภาคด้านล่างมีขนาด 50 มิลลิเมตร ท่อสำหรับทางน้ำเข้ามีขนาด 30 มิลลิเมตร และถังที่ใช้ในงานวิจัยนั้นมี 2 ขนาดคือ 1000 และ 500 ลิตร

2. ทำการหาขนาดตัดของเถ้าลอยโดยกำหนดอัตราการไหลของสารผสมที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่ 30, 35, 40 ลิตรต่อนาที
3. หาประสิทธิภาพการแยกเถ้าลอยที่ใช้ในการดูดซับเมทิลีนบลู ที่อัตราการไหล 40 ลิตรต่อนาที โดยความเข้มข้นเริ่มต้นของเมทิลีน บลู อยู่ที่ 65, 75 และ 85 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 30 °C และใช้เถ้าลอยปริมาณ 400 – 900 มิลลิกรัมต่อลิตรในการดูดซับ

ผลการวิจัย

1. ที่อัตราการไหล 30 ลิตรต่อนาที ขนาดตัดหรือขนาดที่สามารถแยกได้ที่ประสิทธิภาพ 50% คือ 152 ไมโครเมตร ที่อัตราการไหล 35 ลิตรต่อนาที มีขนาดตัดคือ 126 ไมโครเมตรและที่อัตราการไหล 40 ลิตรต่อนาที มีขนาดตัดคือ 108 ไมโครเมตร ซึ่งที่อัตราการไหล 40 ลิตรต่อนาที นั้น ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคที่ใหญ่กว่า 177 ไมโครเมตร ด้วยไฮโดรไซโคลนนั้นมากถึง 93%
2. ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของเมทิลีนบลู 65 มิลลิกรัมต่อลิตร pH 6.75 ใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 900 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 30 °C สามารถดูดซับ เมทิลีน บลูได้ 58.24%
3. เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 500 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 30 °C โดยที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของเมทิลีนบลู เปลี่ยนจาก 65 มิลลิกรัมต่อลิตรเป็น 95 มิลลิกรัมต่อลิตร จะทำให้ประสิทธิภาพในการกำจัด เมทิลีนบลูด้วยไฮโดรไซโคลนนั้นลดลง จาก 47.89% เป็น 30.77%

สรุปผลการวิจัย

1. ประสิทธิภาพในการทำงานของไฮโดรไซโคลนนั้นสามารถประเมินได้จากการกำจัดเถ้าลอย โดยจะมีประสิทธิภาพสูงเมื่ออนุภาคมีขนาดใหญ่ นอกจากนี้เมื่ออัตราการไหลมีค่าสูงขึ้น ขนาดตัดจะมีขนาดเล็กลง
2. ในการดูดซับเมทิลีนบลูด้วยเถ้าลอยพบว่าเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับเท่าเดิม โดยที่สารที่ถูกดูดซับมีความเข้มข้นเริ่มต้นสูงขึ้น ประสิทธิภาพในการกำจัดเมทิลีนบลูจะลดลง แต่ประสิทธิภาพในการดูดซับจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ

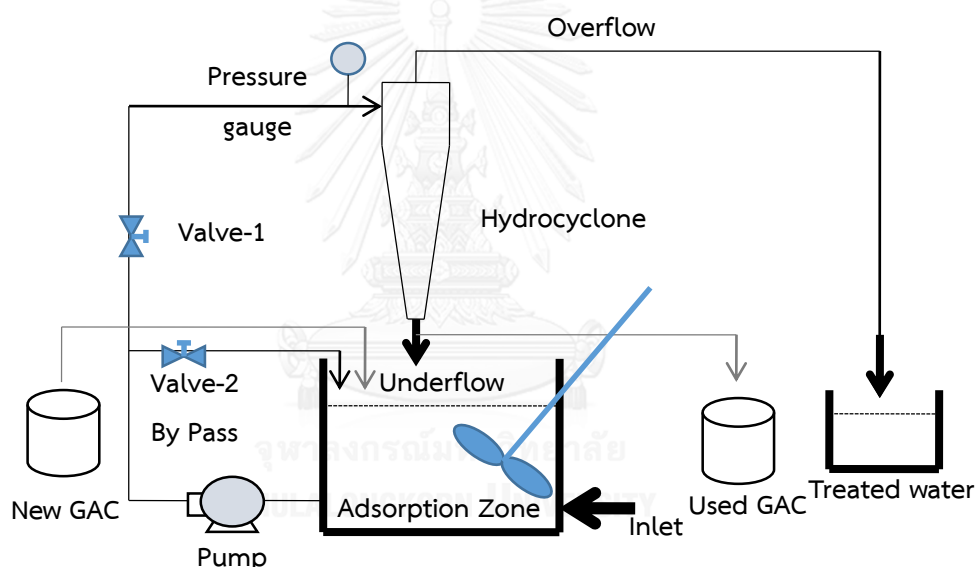
ลัทธิกา กองวิเชียร (2556)

งานวิจัยนี้ได้มีการศึกษาเกี่ยวกับระบบไฮบริด ซึ่งเป็นการทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการดูดซับและการใช้ไฮโดรไซโคลน เพื่อใช้กำจัดกรดฮิวมิกในน้ำดิบก่อนนำน้ำมาใช้ผลิตน้ำประปา เนื่องจากมีงานวิจัยพบว่า กรดฮิวมิกสามารถทำปฏิกิริยากับคลอรีนที่ใส่ในกระบวนการผลิตน้ำประปาทำให้เกิดเป็นสารไตรฮาโลมีเทนซึ่งเป็นสารก่อมะเร็ง จึงมีความจำเป็นที่จะต้องกำจัดกรดฮิวมิกออก

จากน้ำดิบก่อนนำไปผลิตเป็นน้ำประปา โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำงานศึกษาพารามิเตอร์ต่างๆที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของระบบ ทั้งในส่วนของการควบคุมและไฮโดรไซโคลน รวมไปถึงการทำงานของระบบไฮบริด ในส่วนของการควบคุมได้เลือกใช้น้ำเสียเคราะห์กรดฮิวมิคจากบริษัท ACROS Organics Ltd. และถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการทดลองมี 2 ชนิด คือ Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon carbon corporation และ Hydrosorb bituminous coal ของบริษัท Aqua kinetic Ltd. ในส่วนของการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลน ได้เลือกได้ไฮโดรไซโคลน 2 ขนาด คือ ไฮโดรไซโคลนยี่ห้อ NEYRTEC ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร ทำจากเหล็กกล้าไร้สนิม (Stainless steel) และขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร ทำจากโพลียูเรเทน (Polyurethane)

ภาพที่ 2.30 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ

ลักขิกา กองวิเชียร



หลักการทำงานของระบบจะเริ่มจาก น้ำเสียสังเคราะห์และถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดจะเข้าสู่ถังเก็บน้ำ เพื่อให้เกิดกระบวนการดูดซับขึ้นในถัง จากนั้นของผสมทั้งสองจะผ่านเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนเพื่อทำการแยกตัวกลางดูดซับและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วออกจากกัน โดยตัวกลางดูดซับจะถูกแยกออกจากของผสมออกมาทางด้านล่าง ส่วนน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วจะถูกแยกออกมาทางด้านบนของไฮโดรไซโคลน โดยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดบางส่วนที่ยังไม่หมดประสิทธิภาพจะถูกนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่อีกครั้ง

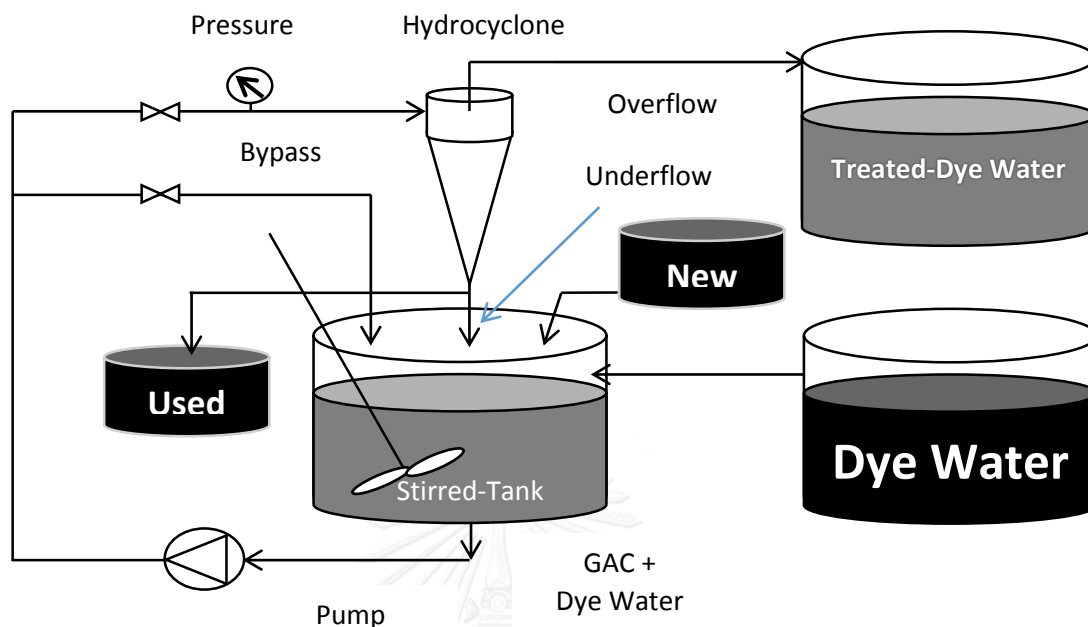
สรุปผลงานวิจัย

1. ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดทั้ง 2 ชนิด สามารถดูดซับกรดฮิวมิกได้ โดยที่ถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 มีความสามารถในการดูดซับสูงกว่า Hydrosorb bituminous coal base โดยจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับของกรดฮิวมิกและถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 คือ ปฏิกริยาอันดับสองเสมือน และพรุนดลิกซ์ไอโซเทอม
2. ความดันที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่สูงขึ้น จะทำให้เกิดแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลนมากขึ้น ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคจึงสูงขึ้นตาม โดยความดันที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่เหมาะสมในงานวิจัยนี้อยู่ที่ 1 bar เนื่องจากความดันที่มากกว่านี้ จะก่อให้เกิดแรงเฉือนที่มากเกินไป ส่งผลให้อนุภาคเกิดการแยกมากขึ้น
3. ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร ไม่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช ได้ 100% ดังนั้นไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร จึงไม่เหมาะที่จะนำมาใช้ เพราะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคน้อยกว่าไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร
4. ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง (Continuous operating) พบว่าที่อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 1 ลิตรต่อนาที จะต้องการอัตราการไหลตัวกลางดูดซับมากกว่า 1.5 กรัมต่อนาที ถึงจะสามารถบำบัดน้ำเสียให้ความเข้มข้นของกรดฮิวมิกเหลือน้อยกว่า 5 มิลลิกรัมต่อลิตร

สรุปศย์ ดำรงค้กิจการ (2556)

งานวิจัยนี้ได้มีการศึกษาเกี่ยวกับระบบไฮบริด ซึ่งเป็นการทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการดูดซับและการใช้ไฮโดรไซโคลน เพื่อใช้กำจัดสีในน้ำเสียดีย้อม โดยใช้สีย้อมรีแอคทีฟโทนสีดำ เนื่องจากมีงานวิจัยพบว่า สีย้อมเป็นสารที่ยากต่อการสลายตัวทางชีวภาพ รวมถึงวัตถุดิบที่ใช้ในการสังเคราะห์สีย้อมบางประเภทมีความเป็นพิษสูงมากและเป็นสารก่อมะเร็ง อีกทั้งยังทำให้น้ำมีสี เป็นที่รังเกียจแก่ผู้พบเห็น จึงมีความจำเป็นที่จะต้องกำจัดสีย้อมออกจากน้ำเสียก่อนปล่อยลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะ โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการเปรียบเทียบความสามารถของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและชนิดผงในการดูดซับสีย้อม รวมทั้งศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ในส่วนของกระบวนการดูดซับได้เลือกใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากสีย้อมรีแอคทีฟโทนสีดำ (Reactive Black 5; RB5) จากบริษัท Dystar Thai Ltd. ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการทดลอง คือ Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon carbon corporation. และถ่านกัมมันต์ชนิดผง Shirasagi S-10 ของบริษัท

EnviroChemicals Ltd. ในส่วนของการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลน ได้เลือกได้ไฮโดรไซโคลน ยี่ห้อ NEYRTEC ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร ทำจากโพลียูเรเทน (Polyurethane)



ภาพที่ 2.31 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ ศุภุศย์ ดำรงค์กิจการ

หลักการทำงานของระบบจะเริ่มจาก น้ำเสียสังเคราะห์และถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดจะเข้าสู่ถังเก็บน้ำ เพื่อให้เกิดกระบวนการดูดซับขึ้นในถัง จากนั้นของผสมทั้งสองจะผ่านเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนเพื่อทำการแยกตัวกลางดูดซับและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วออกจากกัน โดยตัวกลางดูดซับจะถูกแยกออกจากของผสมออกมาทางด้านล่าง ส่วนน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วจะถูกแยกออกมาทางด้านบนของไฮโดรไซโคลน โดยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดบางส่วนที่ยังไม่หมดประสิทธิภาพจะถูกนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่อีกครั้ง

สรุปผลงานวิจัย

1. จลนศาสตร์และไอโซเทอมของการดูดซับสีย้อมด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 คือ ปฏิกริยาอันดับหนึ่งเหมือน และฟรอนตลิชไอโซเทอม และในการดูดซับสีย้อมด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดผง Shirasagi S-10 คือ ปฏิกริยาอันดับสองเหมือน และฟรอนตลิชไอโซเทอม
2. ความดันที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่สูงขึ้น จะทำให้เกิดแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลนมากขึ้น ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคจึงสูงขึ้นตาม โดยความดันที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่เหมาะสมในงานวิจัยนี้อยู่ที่ 1 bar เนื่องจากความดันที่มากกว่านี้ จะก่อให้เกิดแรงเฉือนที่มากเกินไป ส่งผลให้อนุภาคเกิดการแยกมากขึ้น

3. ไฮโดรไซโคลขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร ไม่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช ได้ 100% ดังนั้นไฮโดรไซโคลขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร จึงไม่เหมาะที่จะนำมาใช้ เพราะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคน้อยกว่าไฮโดรไซโคลขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร
4. มีความเป็นไปได้ในการประยุกต์ใช้ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง (Continuous operating) สำหรับการกำจัดสีย้อม โดยพบว่าที่ อัตราการไหลของน้ำเสียสีย้อม 0.5 ลิตรต่อนาที ที่มีความเข้มข้นของสีย้อม 150 มิลลิกรัมต่อลิตร ต้องการอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์มากกว่า 2.0 กรัมต่อนาที จึงจะกำจัดสีย้อมให้ความเข้มข้นคงเหลือต่ำกว่า 2 มิลลิกรัมต่อลิตร

2.7.5 สรุปข้อมูลที่ได้จากการทบทวนเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

จากการทบทวนเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้องพบว่า งานวิจัยส่วนใหญ่ในปัจจุบันนั้นเป็นการศึกษาการทำงานของระบบที่มุ่งเน้นในการแยกสารเพียงชนิดเดียวออกจากระบบ เช่น งานวิจัยที่ทำการศึกษาเกี่ยวกับกระบวนการของดูดซับสารโดยใช้ตัวกลางชนิดต่างๆ ของ Venkata Mohan S. และคณะ (1997), Andersson K.I. และคณะ (2012) และอิสรียาภรณ์ บุญยี่น (2009) งานวิจัยเหล่านี้ได้นำเอากระบวนการดูดซับมาใช้ในการดูดซับลิแกนด์ โดยใช้ตัวกลางดูดซับชนิดต่างๆ เช่น ถ่านกัมมันต์ เถ้าลอยและตะกอนจุลินทรีย์ เป็นต้น มาใช้ในงานวิจัยและพบว่า ถ่านกัมมันต์เป็นวัสดุที่ให้ประสิทธิภาพสูงในการดูดซับ เนื่องจากมีพื้นผิวจำนวนมาก จึงเหมาะที่จะนำมาใช้เป็นตัวกลางดูดซับ อย่างไรก็ตามเมื่อสิ้นสุดกระบวนการดูดซับ จะพบว่าในระบบยังคงเหลือตัวกลางดูดซับที่ใช้ในการดูดซับลิแกนด์ โดยหากไม่ได้ทำการแยกตัวกลางดูดซับออกจากรูที่บำบัดแล้ว ก็เท่ากับว่า การเติมตัวกลางดูดซับเข้าไปในระบบ เป็นการเพิ่มมลสารอีกชนิดให้กับระบบ ดังนั้นกระบวนการที่ใช้ในการแยกตัวกลางดูดซับออกจึงมีความสำคัญ กระบวนการที่ใช้ในการแยกอนุภาคนั้นมีมากมาย เช่น การตกตะกอน หรือการกรอง โดยการเลือกใช้แต่ละวิธีการนั้นขึ้นกับขนาดของอนุภาคที่ต้องการกำจัดออก พื้นที่ในการติดตั้งอุปกรณ์ และเวลาที่ใช้ในการแยก

ไฮโดรไซโคลเป็นอุปกรณ์ที่นิยมนำมาใช้แยกอนุภาคออกจากของเหลวในภาคอุตสาหกรรม จากงานวิจัยของ Yang Q. และคณะ (2013) พบว่าไฮโดรไซโคลให้ประสิทธิภาพสูงในด้านการแยกอนุภาค อีกทั้งยังเป็นอุปกรณ์ที่มีขนาดเล็กและใช้เวลาในการแยกอนุภาคน้อย โดยไฮโดรไซโคลที่มีขนาดเล็กจะให้ประสิทธิภาพในการแยกที่สูงกว่าไฮโดรไซโคลที่มีขนาดใหญ่ อย่างไรก็ตามขนาดของอนุภาคนั้นก็ยังเป็นตัวกำหนด ขนาดทางเข้าและทางออกทั้งด้านบนและล่างของไฮโดรไซโคล

บางงานวิจัยได้นำไฮโดรไซโคลน ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่อาศัยแรงหมุนเหวี่ยงในการแยกอนุภาคมาใช้แยกตัวกลางดูดซับออกจากระบบ เช่นงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ (2008) ในงานวิจัยนี้ได้นำกระบวนการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนมาใช้ควบคู่กับกระบวนการดูดซับเมทิลลีนบลูด้วยถ้ำลอย หรือที่เรียกว่าระบบแบบไฮบริด แต่งานวิจัยนี้ยังให้ข้อมูลไม่เพียงพอที่จะนำมาใช้ในการออกแบบต่อมาได้มีงานวิจัยที่ทำการศึกษาการทำงานของระบบไฮบริด ได้แก่ งานวิจัยของ ลักษิกา กองวิเชียร (2556) และงานวิจัยของ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) ซึ่งทำการ ศึกษากระบวนการดูดซับกรดอิวมิกและสีย้อมรีแอกทีฟด้วยถ้ำกัมมันต์ แล้วจึงแยกถ้ำกัมมันต์ออกจากกระบวนการดูดซับด้วยไฮโดรไซโคลน ซึ่งจากงานวิจัย ในแง่ของกระบวนการดูดซับ พบว่า ถ้ำกัมมันต์มีประสิทธิภาพในการดูดซับมลสารได้ดี แต่ในส่วนของกระบวนการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนยังไม่สามารถให้ประสิทธิภาพได้ร้อยละ 100 เนื่องจาก ถ้ำกัมมันต์ที่ใช้ในกระบวนการดูดซับมลสารนั้นเกิดการแตกจากการกระทบกับใบพัดเครื่องสูบน้ำ ดังนั้นการเลือกใช้ถ้ำกัมมันต์ที่มีขนาดเล็กจึงเป็นการลดโอกาสที่อนุภาคจะชนกับใบพัด ซึ่งการเลือกใช้ถ้ำกัมมันต์ขนาดเล็กนั้นยังส่งผลดีในแง่ของการดูดซับ เนื่องจากถ้ำกัมมันต์ขนาดเล็กจะมีพื้นที่ผิวสัมผัสมากกว่าถ้ำกัมมันต์ขนาดใหญ่ ทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับของถ้ำกัมมันต์ขนาดเล็กสูงกว่าถ้ำกัมมันต์ขนาดใหญ่

ลิกนินที่มาจากน้ำเสียของโรงงานผลิตกระดาษนั้น นอกจากจะทำให้เกิดสีในน้ำทิ้งแล้ว ยังส่งผลทำให้ระบบการหายใจของสิ่งมีชีวิตในน้ำขัดข้อง ทำให้งานวิจัยเรื่องการพัฒนาระบบการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ้ำกัมมันต์ เพื่อใช้ในการบำบัดสีที่เกิดจากลิกนินในกระบวนการผลิตนั้น เป็นที่น่าสนใจในการนำมาวิจัยเพื่อนำมาใช้ในการกำจัดลิกนินออกจากน้ำเสีย โดยเราสามารถนำผลงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ (2008) ลักษิกา กองวิเชียร (2556) และ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) เรื่องการนำไฮโดรไซโคลนมาใช้ในการวิจัย มาใช้เปรียบเทียบในงานวิจัยนี้และทำการพัฒนาประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนให้สูงขึ้น รวมไปถึงการนำข้อมูลจากสมการทำนายการดูดซับของ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) มาใช้เป็นแนวทางในการสร้างสมการทำนายการดูดซับลิกนิน

ข้อดีของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ้ำกัมมันต์ชนิดเกล็ด

1. มีประสิทธิภาพสูงในการกำจัดสารอินทรีย์ออกจากน้ำ
2. สามารถแยกอนุภาคขนาดเล็กได้อย่างมีประสิทธิภาพ
3. อุปกรณ์มีขนาดเล็กเมื่อเทียบกับอุปกรณ์อื่น ๆ ที่ใช้ในการตกตะกอน
4. แยกตะกอนไปกำจัดได้ง่าย

5. สามารถนำถ่านกัมมันต์ที่ยังไม่หมดประสิทธิภาพกลับมาใช้งานได้ใหม่
6. สามารถปรับเพิ่ม/ลดปริมาณของถ่านกัมมันต์ในระบบเพื่อให้เหมาะสมกับปริมาณสารอินทรีย์ที่ต้องการบำบัด
7. สามารถเดินระบบได้ต่อเนื่องตลอดเวลา
8. สามารถเคลื่อนย้ายได้เพื่อใช้เป็น Emergency unit



บทที่ 3

ขั้นตอนและวิธีการดำเนินงานวิจัย

3.1 วัสดุอุปกรณ์และสารเคมี

3.1.1 วัสดุอุปกรณ์

1. ไฮโดรไซโคลนขนาด 30 และ 50 มิลลิเมตร แสดงดังรูปและตารางที่ 3.1
2. ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 บริษัท Calgon carbon corporation
3. ตะแกรงคัดขนาด (Molecular sieve) ขนาด ขนาด 12, 14, 16, 18, 20, 24, 30 และ 35 เมช (Mesh)
4. ถังสำหรับกวนผสมพร้อมเครื่องกวนผสม ชนิด Rushton turbine ขนาด 1.1 กิโลวัตต์
5. ถังเตรียมและเก็บน้ำดิบสังเคราะห์ขนาด 350 ลิตร
6. มาตรการวัดความดัน
7. เครื่องสูบน้ำ ชนิด Screw rotary displacement pump ขนาด 5.5 กิโลวัตต์
8. เครื่องเขย่า (Orbital shaker)
9. เครื่องวัดพีเอช
10. ขวดรูปชมพู่ขนาด 100 มิลลิลิตร
11. เครื่องชั่งละเอียด ยี่ห้อ OHAUS มหาวิทยาลัย
12. กระดาษกรอง GF/C 0.45 ไมครอน UNIVERSITY
13. ตู้อบที่ปรับอุณหภูมิได้ ยี่ห้อ WTB Binder
14. นาฬิกาจับเวลา
15. ขวดพลาสติกสำหรับเก็บน้ำตัวอย่าง

3.1.2 เครื่องมือที่ใช้วิเคราะห์ผลการทดลอง

1. หลอดแนสเลอร์ (Nessler Tubes) ทรงสูง ความจุ 50 มิลลิเมตร
2. เครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ รุ่น Genesys 10 UV Scanning, Single cell holder ยี่ห้อ Thermo Fisher Scientific, USA
3. ชุดอุปกรณ์การกรองเพื่อวิเคราะห์ของแข็งแขวนลอย
4. ปุ่มดูดสุญญากาศ

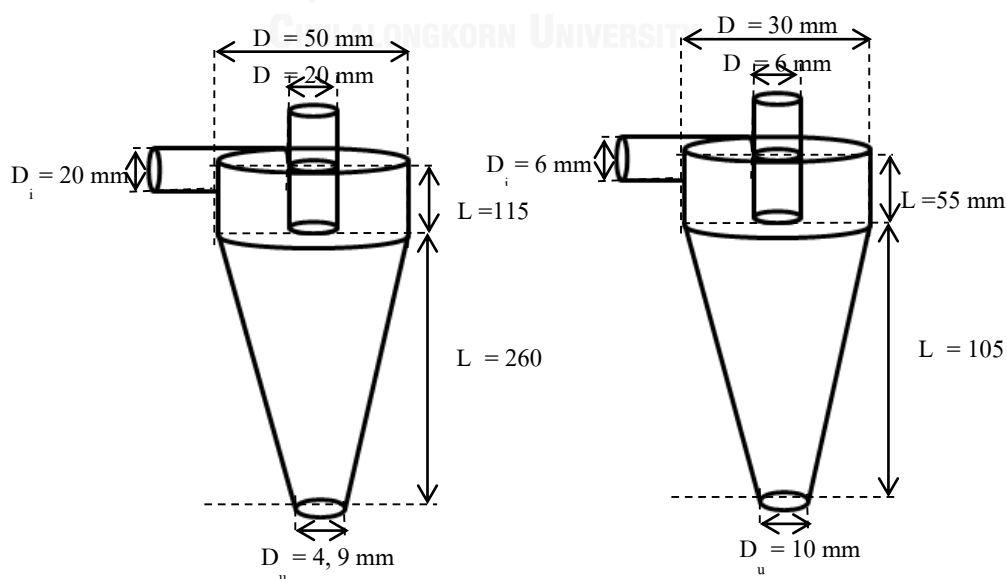
5. ชุดกรวยกรองบุคคลเนอร์

3.1.3 สารเคมี

1. ลิกนินจากบริษัท Sigma Aldrich
2. โปแทสเซียมไดไฮโดรเจนฟอสเฟต (KH_2PO_4)
3. ไดโปแทสเซียมไฮโดรเจนฟอสเฟต (K_2HPO_4)

ตารางที่ 3.1 รายละเอียดเฉพาะไฮโดรไซโคลนแบบ Bradley ที่ใช้ในงานวิจัย

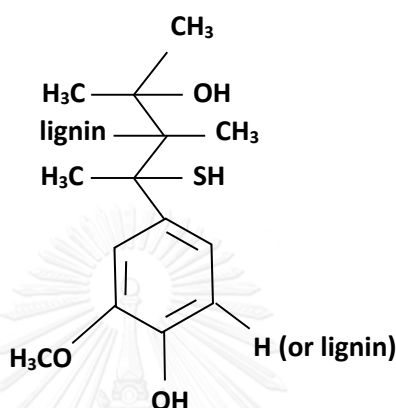
รายละเอียด	ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน	
	50 มม.	30 มม.
- เส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลน (D_c)	50	30
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางเข้า (D_i)	20	6
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านบน (D_o)	20	6
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่าง (D_u)	4,9	6,10
- ความยาวของช่องทางออกด้านบนที่ยื่นเข้ามาภายในไฮโดรไซโคลน (L)	17	20
- ความยาวทั้งหมดของไฮโดรไซโคลน (H)	375	205
- ความยาวของส่วนทรงกระบอก (h)	115	55
- ความยาวของส่วนกรวย (L_2)	260	105



ภาพที่ 3.1 รายละเอียดของไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย (ลักขิกา กองวิเชียร, 2556)

ตัวถูกดูดซับ (ลิกนิน)

สารประกอบลิกนินที่เลือกมาใช้ในการสร้างน้ำเสียสังเคราะห์เพื่อเป็นตัวแทนของน้ำเสียปนเปื้อนลิกนินในโรงงานกระดาษ คือ อัลคาไลน์ลิกนิน (Alkaline lignin) จากบริษัท Sigma Aldrich ซึ่งมีมวลโมเลกุลตั้งแต่ 10000 ถึง 60000 กรัมต่อโมล มีประจุลบและสามารถละลายน้ำได้ดี การวิเคราะห์ความเข้มข้นสามารถทำได้โดยใช้เครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร



ภาพที่ 3.2 โครงสร้างโมเลกุลของอัลคาไลน์ลิกนิน (อิสริยาภรณ์ บุญยยืน, 2552)

ตัวกลางดูดซับ

วัสดุที่นำมาใช้เป็นตัวกลางดูดซับนั้นคือถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon Carbon Corporation ซึ่งสามารถหาซื้อได้ตามท้องตลาด

ตารางที่ 3.2 สมบัติของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

รายละเอียด	Filtrasorb200
1. Particle Size Distribution (US Mesh Size)	12x40
2. Iodine Number	MIN. 850
3. ASH Content (% w/w)	-
4. PH	-
5. Apparent Density (g/cc)	0.58
6. True Density (g/cc)	2.11
7. Hardness Number (%)	-
8. Moisture Content (ASTM D 2867) (% w/w)	MAX.2
9. Surface Area (m ² /g)	850

ลักษณะของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb200

ถ่านกัมมันต์ที่นำมาใช้ในการทดลองเป็นถ่านกัมมันต์ที่สามารถซื้อได้ทั่วไปตามท้องตลาด คือ ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb200 ของบริษัท Calgon carbon ซึ่งทำมาจากถ่านหินบิทูมินัส (Bituminous) โดยเลือกใช้ถ่านกัมมันต์ที่ทำมาจากถ่านหิน เนื่องจากถ่านกัมมันต์ที่ทำมาจากถ่านหิน น่าจะมีความแข็งแรงมากกว่าถ่านกัมมันต์ที่ทำมาจากกะลามะพร้าว ในการศึกษาการทำงานของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับนั้นควรเลือกถ่านกัมมันต์ที่มีความแข็งแรงและไม่แตกง่าย เพื่อลดการแตกของอนุภาค ซึ่งจะส่งผลให้ประสิทธิภาพในการแยกด้วยไฮโดรไซโคลนลดลง

คุณสมบัติทางกายภาพ (Physical property) ของถ่านกัมมันต์สามารถวิเคราะห์ได้โดยการถ่านกัมมันต์มาหาไอโซเทอมการดูดซับก๊าซไนโตรเจน (N_2) ที่อุณหภูมิ 77.35 เคลวิน (K) ซึ่งข้อมูลที่ได้จะประกอบด้วย

1. พื้นที่ผิวจำเพาะ (Specific surface area, S_{BET}) สามารถหาได้จากการนำข้อมูลมาวิเคราะห์ด้วยสมการ BET (Brunauer–Emmett–Teller)
2. ปริมาตรรูพรุนรวม (Total pore volume, V_p) สามารถประมาณได้จากปริมาณที่ก๊าซไนโตรเจนดูดซับที่ $p/p_0 = 0.99$
3. ปริมาตรรูพรุนขนาดเล็ก (Micropore volumes, V_{mi}) สามารถประมาณได้จากวิธีที-พล็อต (t-plot analysis)
4. ปริมาตรรูพรุนขนาดกลาง (Mesopore volume, V_{me}) สามารถประมาณได้จากความแตกต่างระหว่างปริมาตรรูพรุนรวมและปริมาตรรูพรุนขนาดเล็ก และค่าที่ได้แสดงดังตารางที่ 3.3

ตารางที่ 3.3 คุณสมบัติทางกายภาพของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb200

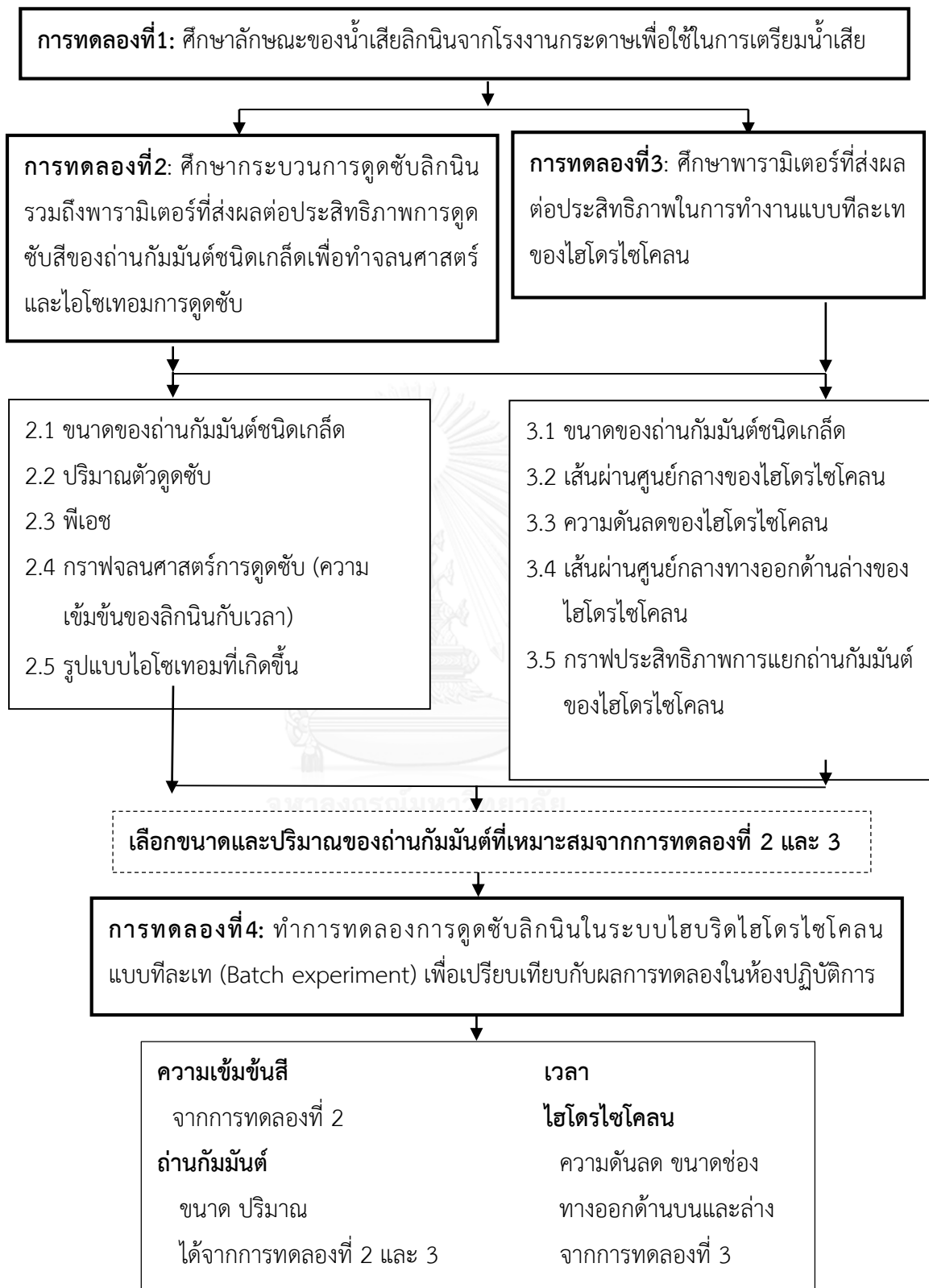
รายละเอียด	Filtrasorb200
1. พื้นที่ผิวจำเพาะ (ตารางเมตรต่อกรัม)	839.37
2. ขนาดรูพรุนเฉลี่ย (นาโนเมตร)	2.74
3. ปริมาตรรูพรุนขนาดเล็ก (ลูกบาศก์เมตรต่อกรัม)	0.23
4. ปริมาตรรูพรุนขนาดกลาง (ลูกบาศก์เมตรต่อกรัม)	0.34
5. ปริมาตรรูพรุนรวม (ลูกบาศก์เมตรต่อกรัม)	0.57
6. ร้อยละรูพรุนขนาดกลาง (ร้อยละ)	59.94

(ลักซิกา กองวิเชียร, 2556)

ผลการวิเคราะห์จากตารางที่ 4.2 พบว่าถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb200 มีขนาดรูพรุนเฉลี่ย 2.74 นาโนเมตร ซึ่งอยู่ในช่วงรูพรุนขนาดกลาง (Mesopore, 2 นาโนเมตร < ขนาดรูพรุนเฉลี่ย < 50 นาโนเมตร) โดยมีปริมาณรูพรุนขนาดกลางร้อยละ 59.94 ของปริมาตรรูพรุนทั้งหมด

3.2 แผนการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้แบ่งการทดลองออกเป็น 7 การทดลอง โดยการทดลองที่ 1 เป็นการศึกษาความเข้มข้นของน้ำเสียจริง เพื่อนำมาใช้ในการสังเคราะห์น้ำเสียให้มีความเข้มข้นตามที่ต้องการ เพื่อนำน้ำเสียสังเคราะห์ที่ได้มาใช้ในการทดลองที่ 2 โดยทำการศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลกระทบต่อกระบวนการดูดซับลิแกิน เพื่อให้ทราบข้อมูลด้านขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ปริมาณของตัวกลางดูดซับ และพีเอช ที่ให้ประสิทธิภาพการดูดซับสูงสุด รวมไปถึงจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับ การทดลองที่ 3 จะทำการทดลองในไฮโดรไซโคลนเพื่อให้ได้ขนาดของถ่านกัมมันต์ ความดันจ่ายเข้า ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและเส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลนที่สามารถทำให้แยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดได้ดีที่สุด ในส่วนของการทดลองที่ 4 เป็นการทดลองเพื่อเปรียบเทียบจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับลิแกินห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริด โดยจะนำค่าความเข้มข้นของลิแกิน ปริมาณและขนาดของถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในการดูดซับและสามารถแยกออกจากน้ำด้วยไฮโดรไซโคลนที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 2 และ 3 มาใช้ในการทดลองนี้ การทดลองที่ 5 เป็นการทดลองเพื่อหาอัตราการไหลของน้ำเสียลิแกิน ปริมาณและระยะเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่เหมาะสมในการเดินระบบไฮบริด โดยเลือกค่าพารามิเตอร์ที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 1 2 และ 3 มาใช้ในการทดลอง รวมทั้งนำค่าที่ได้จากการทดลองมาสร้างสมการทำนายระยะเวลาที่เหมาะสมในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในระบบ ในส่วนของการทดลองที่ 6 เป็นการทดลองเพื่อให้ทราบความเป็นไปได้ในการใช้ถังปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) และข้อมูลการออกแบบระบบไฮบริดเบื้องต้น



- ↓
- 4.1 เขียนกราฟจลนศาสตร์ระหว่างเวลาและประสิทธิภาพในการดูดซับ

4.2 เขียนกราฟไอโซเทอมระหว่าง ความสามารถของตัวดูดซับในการกำจัด
สี และมวลของสารดูดซับต่อปริมาตรของน้ำเสียสังเคราะห์

4.3 สมการทำนายพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบไฮบริด

↓

การทดลองที่ 5: ทำการทดลองการดูดซับลิกลินในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) เพื่อวิเคราะห์หาอัตราการไหลของน้ำเสียที่ต้องการบำบัด ปริมาณถ่านกัมมันต์ และเวลากักเก็บที่เหมาะสมในการเดินระบบ

↓

ความเข้มข้นของลิกลิน	เวลา
จากการทดลองที่ 2	ไฮโดรไซโคลน
ถ่านกัมมันต์	ความดันลด ขนาดช่อง
ขนาด ปริมาณ	ทางออกด้านบนและล่าง
ได้จากการทดลองที่ 2 และ 3	จากการทดลองที่ 3

- ↓
- 5.1 ทำการแปรผันปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและอัตราการไหลของน้ำเสีย

5.2 วัดความเข้มข้นของสารที่เหลือ

5.3 สร้างกราฟ ระหว่างค่าอัตราส่วนความเข้มข้นขาออกและขาเข้า (C_t/C_0) ที่เวลาต่างๆ และ/หรือ ปริมาณน้ำที่ถูกบำบัด

5.4 สร้าง Breakthrough graph

↓

การทดลองที่ 6: ทำการทดลองการดูดซับลิกลินในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบถ่วงต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor)

3.3 วิธีการดำเนินงานวิจัย

3.3.1 การทดลองที่ 1 ศึกษาลักษณะของน้ำเสียเพื่อนำมาใช้เป็นค่าเริ่มต้นในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์

1. นำน้ำเสียลิกนินจากโรงงานผลิตผ่านกระดาษกรองเพื่อแยกตะกอนด้วยกระดาษกรองขนาด 0.45 ไมครอน และนำไปวิเคราะห์หาค่าของแข็งทั้งหมดและค่าพีเอช
2. นำน้ำเสียตัวอย่างที่ได้ มาวิเคราะห์หาความเข้มข้นของลิกนินด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
3. สร้างกราฟมาตรฐานสำหรับวัดค่าความเข้มข้นของลิกนิน โดยผสมอัลคาไลน์ลิกนินที่ความเข้มข้น 10 25 50 75 100 150 และ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร จากนั้นนำไปวัดค่าการดูดกลืนแสงด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ และสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่าการดูดกลืนแสง (Abs) และความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนิน
4. หาความเข้มข้นของลิกนินในน้ำเสียตัวอย่างจากกราฟมาตรฐานที่สร้างขึ้น
5. สังเคราะห์น้ำเสียให้มีค่าความเข้มข้นของลิกนินตามที่ต้องการ

ผลที่คาดว่าจะได้รับคือ ทราบความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินที่ใช้ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ เพื่อให้มีความเข้มข้นตามที่ต้องการ

3.3.2 การทดลองที่ 2 การทดลองการดูดซับแบบทีละเท (Batch experiment) เพื่อศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ได้แก่ ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ปริมาณของตัวกลางดูดซับ และพีเอช รวมไปถึงจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับ

ตารางที่ 3.4 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 2

ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อุณหภูมิ	อุณหภูมิห้อง
2. ความเร็วรอบการกวนผสม	200 รอบต่อนาที
3. ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์	จากการทดลองที่ 1
4. ชนิดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	Filtrisorb 200

ตารางที่ 3.4 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 2 (ต่อ)

ตัวแปรอิสระ	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	12x14 16x18 20x24 30x35 และ 12x40 เมช (1.68x1.41 1.19x1 0.814x0.71 0.595x0.5 และ 1.68x0.5 มิลลิเมตร)
2. พีเอช	5 6 7 และ 9 โดยฟอสเฟตบัฟเฟอร์
3. ปริมาณตัวกลางดูดซับ	0.1 0.5 1 5 10 20 และ 30 กรัมต่อลิตร
ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่ (มิลลิกรัมต่อลิตร)	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร แล้วนำมาเทียบกับกราฟมาตรฐาน

1. นำถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 ขนาด 12x14 เมช จำนวน 0.005 กรัม (ปริมาณตัวกลางดูดซับ 0.1 กรัมต่อลิตร) ใส่ในขวดรูปชมพู่ปริมาตร 100 มิลลิลิตร ทั้งหมด 10 ขวด โดย 1 ขวด แทน 1 ตัวอย่าง

2. นำน้ำเสียสังเคราะห์ลิกนินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้นจากการทดลองที่ 1 ปริมาตร 50 มิลลิลิตร ใส่ลงในขวดรูปชมพู่ที่บรรจุถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดดังข้อที่ 1

3. ทำการควบคุมพีเอชของน้ำเสียสังเคราะห์ให้เท่ากับ 5 โดยใช้สารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ชนิดไดโพแทสเซียมไฮโดรเจนฟอสเฟต (K_2HPO_4) และโพแทสเซียมไดไฮโดรเจนฟอสเฟต (KH_2PO_4)

4. นำขวดรูปชมพู่ทั้งหมด ไปเข้าเครื่องเขย่าโดยปรับความเร็วรอบที่ 200 รอบต่อนาที

5. เก็บตัวอย่างน้ำที่เวลา 60 180 300 420 600 900 1020 1200 1320 และ 1440 นาที เมื่อครบตามเวลาที่กำหนดให้นำขวดรูปชมพู่ขวดที่หนึ่ง ไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นที่เหลืออยู่

6. นำตัวอย่างน้ำเสียไปกรองด้วยกระดาษกรองใยแก้ว GF/C 0.45 ไมครอน เพื่อแยกตัวกลางดูดซับออกจากตัวอย่างน้ำเสีย

7. นำตัวอย่างน้ำเสียมาวิเคราะห์หาความเข้มข้นด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

8. เมื่อครบตามเวลาที่กำหนดให้นำขวดรูปชมพู่ขวดถัดไป มาวิเคราะห์ข้อมูลดังข้อ 6 - 7 จนครบ 10 ขวด

9. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-8 โดยเปลี่ยนพีเอชของน้ำเสียสังเคราะห์เป็น 6 7 และ 9 ตามลำดับ

10. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-8 โดยทำการเปลี่ยนขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด เป็น 16x18 20x24 30x35 และ 12x40 เมช ตามลำดับ

11. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-8 โดยเปลี่ยนปริมาณตัวกลางดูดซับเป็น 0.5 1 5 10 20 และ 30 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ

12. นำข้อมูลมาสร้างเป็นกราฟความสัมพันธ์ระหว่างเวลา (t) กับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ ลิกนินที่เหลืออยู่ (C_t) เพื่อให้ได้เวลาที่กระบวนการดูดซับเข้าสู่สมดุล

13. นำข้อมูลมาเขียนกราฟระหว่างความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ที่สภาวะสมดุล (C_e) และความสามารถในการดูดซับลิกนิน (q_e) ของถ่านกัมมันต์

14. นำข้อมูลมาสร้างกราฟเพื่อหาอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เหมาะสมของกระบวนการดูดซับ (Gulnaz และคณะ, 2006)

ผลที่คาดว่าจะได้รับคือ ทราบข้อมูลขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ปริมาณของตัวกลางดูดซับ และพีเอช รวมไปถึงจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับที่สภาวะต่างๆ

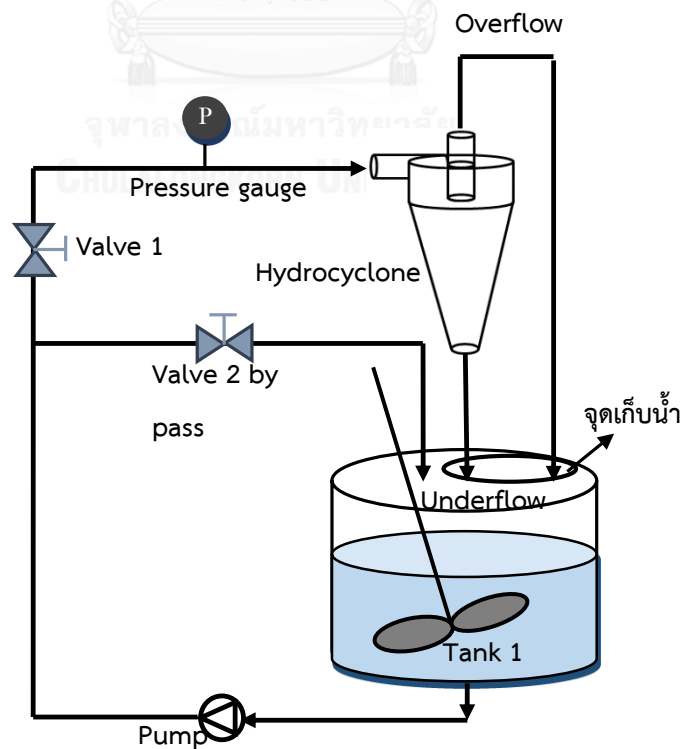
3.3.3 การทดลองที่ 3 ศึกษาพารามิเตอร์ที่มีผลต่อประสิทธิภาพการการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดออกจากน้ำของไฮโดรไซโคลน ได้แก่ ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางและขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน

ตารางที่ 3.5 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3

ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. ขนาดของไฮโดรไซโคลน	
- ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร	ดังตารางที่ 3.1
- ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร	ดังตารางที่ 3.1
2. ชนิดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	Filtrisorb 200
3. ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	150 กรัม

ตารางที่ 3.5 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3 (ต่อ)

ตัวแปรอิสระ	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. เส้นผ่านศูนย์กลางของช่องทางออกด้านล่าง - ไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร - ไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร	6 และ 10 มิลลิเมตร 4 และ 9 มิลลิเมตร
2. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	12x14 16x18 20x24 30x35 และ 12x40 เมช
3. ความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน	0.5 1 และ 2 บาร์
ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. อัตราการไหล 2. ปริมาณความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอย (Suspended solid)	ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตรกับเวลา การกรองหาปริมาณของแข็งแขวนลอยที่เหลืออยู่บนกระดาษกรองเมื่อนำไปอบที่อุณหภูมิ 105

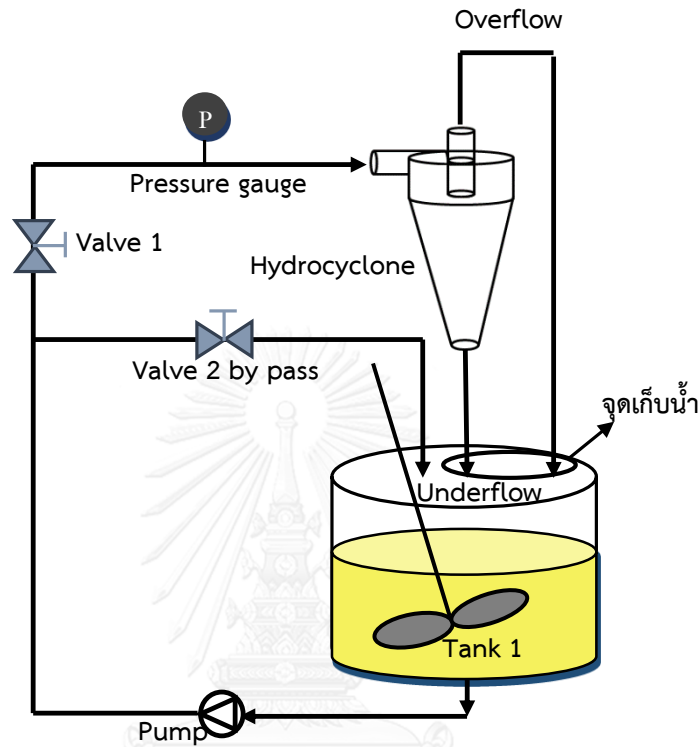


ภาพที่ 3.3 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 3

1. ทดลองด้วยไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร และใช้ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน 9 มิลลิเมตร
2. เติมน้ำมันก๊าดชนิดเกรดขนาด 12 x 14 เมช ปริมาณ 150 กรัม ลงในถังพลาสติก ขนาด 350 ลิตร ที่บรรจุน้ำประปา 300 ลิตร
3. เดินเครื่องสูบน้ำ และปรับความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลนโดยการปรับอัตราการไหลที่เส้นการไหลอ้อม (By pass) จำนวน 4 ค่า คือ 0.5 1 และ 2 บาร์
4. จดบันทึกค่าความดันจ่ายเข้าโดยเครื่องมือวัดความดัน (Pressure gauge)
5. เก็บน้ำตัวอย่างเพื่อนำไปวิเคราะห์ที่ ทางจ่ายน้ำเข้า (Feed in) ทางออกด้านบน (Overflow) และทางออกด้านล่าง (Underflow) ของไฮโดรไซโคลน ที่เวลา 15 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ
6. วัดอัตราการไหลที่ช่องทางออกด้านล่างและทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลน โดยทำการจับเวลาที่น้ำไหลออกจนได้ปริมาณน้ำ 1 ลิตร จากนั้นหาความสัมพันธ์ระหว่างปริมาตรกับเวลา
7. นำน้ำตัวอย่างที่ได้จากการทดลองมาวิเคราะห์หาค่าปริมาณความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอย (Suspended solid) โดยการกรองด้วยกระดาษกรองใยแก้ว GF/C 0.45 ไมครอน
8. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-8 โดยทำการเปลี่ยนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลนจาก 9 มิลลิเมตร เป็น 4 มิลลิเมตร
9. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-8 โดยทำการเปลี่ยนขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกรด เป็น 16 x 18 20 x 24 30 x 35 และ 12x40 เมช ตามลำดับ
10. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-8 โดยเปลี่ยนไฮโดรไซโคลนเป็นขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร และใช้ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อทางออกส่วนล่างเป็น 6 และ 10 มิลลิเมตร
11. นำข้อมูลมาสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพลดกับความดันลด และขนาดของถ่านกัมมันต์ ที่เวลาใดๆ

ผลที่คาดว่าจะได้รับคือ ทราบตัวแปรที่ทำให้ไฮโดรไซโคลนมีประสิทธิภาพในการแยกสูงสุด ได้แก่ ขนาดของถ่านกัมมันต์ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน ความดันลดและขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของท่อทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน เพื่อนำไปใช้ในการทดลองถัดไป

3.3.4 การทดลองที่ 4 ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อวิเคราะห์หาจุดสมดุลของการดูดซับและปริมาณตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมกับระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการดูดซับลิกัน



ภาพที่ 3.4 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 4

ตารางที่ 3.6 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 4

ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อุณหภูมิ	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
2. ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์	จากการทดลองที่ 1
3. พีเอช	จากการทดลองที่ 2
4. เส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน	จากการทดลองที่ 3
5. ความดันที่จ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน	จากการทดลองที่ 3
6. เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน	จากการทดลองที่ 3
7. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	จากการทดลองที่ 2 และ 3

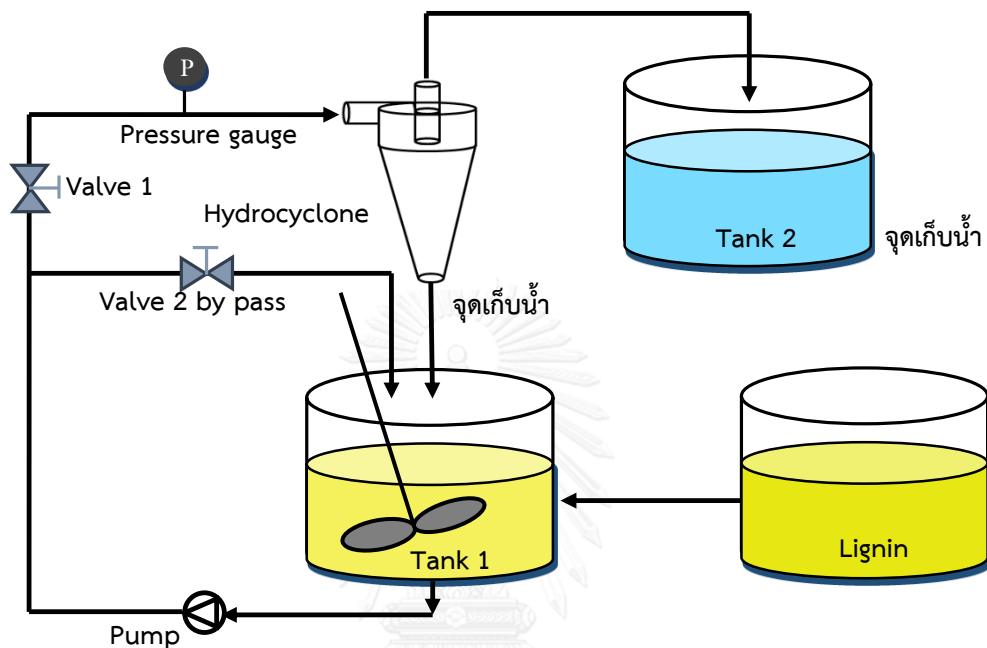
ตารางที่ 3.6 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 4 (ต่อ)

ตัวแปรอิสระ	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. ปริมาณตัวกลางดูดซับ	จากการทดลองที่ 2
ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

1. นำน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของสีจากการทดลองที่ 1 ปริมาณ 200 ลิตรบรรจุในถังที่ 1 (Tank-T1)
2. เลือกใช้ขนาดไฮโดรไซโคลน ขนาดช่องทางออกด้านล่างที่ได้จากการทดลองที่ 3 และปรับความดันจ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน โดยเลือกค่าที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 3
3. เลือกปริมาณและขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 2 และ 3 ใสลงไปในถังที่ 1 (Tank-T1)
4. เก็บน้ำตัวอย่างในถังที่ 1 (Tank-T1) จากช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลาที่กำหนด คือ เวลา 15 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ
5. นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของลิกันนินที่เหลืออยู่ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
6. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-5 โดยเปลี่ยนปริมาณถ่านกัมมันต์ให้เท่ากับการทดลองที่ 2
7. นำข้อมูลไปเขียนกราฟระหว่างความสัมพันธ์ระหว่างความสามารถของตัวกลางดูดซับในการกำจัดอัลคาไลน์ลิกันนิน กับเวลา
8. นำข้อมูลไปเขียนกราฟระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันนินที่สถานะสมดุล (C_e) และความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันนิน (q_e)

ผลที่คาดว่าจะได้รับคือ สามารถเปรียบเทียบความแตกต่างระหว่างจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการ และในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

3.3.5 การทดลองที่ 5 ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อวิเคราะห์หาอัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ที่ต้องการบำบัดและปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด รวมทั้งศึกษาถึงเวลาการกักเก็บตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมในระบบ และเวลาที่ตัวกลางดูดซับจะหมดประสิทธิภาพ



ภาพที่ 3.5 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 5

ตารางที่ 3.7 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 5

ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อุณหภูมิ	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
2. ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์	จากการทดลองที่ 1
3. พีเอช	จากการทดลองที่ 2
4. เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของไฮโดรไซโคลน	จากการทดลองที่ 3
5. ความดันที่จ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน	จากการทดลองที่ 3
6. เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน	จากการทดลองที่ 3
7. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	จากการทดลองที่ 2 และ 3

ตารางที่ 3.7 (ต่อ) ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 5

ตัวแปรอิสระ	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. ปริมาณตัวกลางดูดซับ	10 และ 20 กรัมต่อลิตร
2. อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์	0.5 และ 1 ลิตรต่อนาที
ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

1. นำน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของสีจากการทดลองที่ 1 ปริมาณ 200 ลิตรบรรจุในถังที่ 1 (Tank-T1)
2. เลือกขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 2 และ 3 ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร ใส่ลงไปในถังที่ 1
3. ให้น้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของสีจากการทดลองที่ 1 ไหลเข้าสู่ถังจนผสมตลอดเวลาด้วยอัตราการไหล 0.5 ลิตรต่อนาที
4. เก็บน้ำตัวอย่างในถังที่ 1 จากช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลาที่กำหนด คือ 15 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ
5. นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่เหลืออยู่ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
6. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-5 โดยเปลี่ยนปริมาณถ่านกัมมันต์เป็น 10 กรัมต่อลิตร
7. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-5 โดยเปลี่ยนอัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เป็น 1 ลิตรต่อนาที
8. เขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่เหลืออยู่และเวลา ผลที่คาดว่าจะได้รับคือ อัตราการไหลของน้ำเสียอัลคาไลน์ลิทมิทที่ต้องการบำบัด (Q_L) และปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด (m) ต่อประสิทธิภาพในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิทมิทของระบบไฮบริด รวมทั้งศึกษาเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ในระบบ (SRT) และเวลาที่ตัวดูดซับจะหมดประสิทธิภาพ (T_E)

ตารางที่ 3.8 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 6 (ต่อ)

ตัวแปรอิสระ	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ	จากการทดลองที่ 5
ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

1. นำน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของสีจากการทดลองที่ 1 ปริมาณ 200 ลิตรบรรจุในถังที่ 1
2. ให้น้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นของสีจากการทดลองที่ 1 ไหลเข้าสู่ถังกวนผสมตลอดเวลาด้วยอัตราการไหลที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 5
3. เลือกขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 2 และ 3 ปริมาณที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 5 ใส่ลงไปในถังที่ 1
4. เติมถ่านกัมมันต์เข้าถังกวนผสมทุก 30 นาที ด้วยอัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ จากการทดลองที่ 5
5. เก็บน้ำตัวอย่างในถังที่ 2 จากช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลาที่กำหนด คือ 30, 60, 120, 180, 240 นาที ตามลำดับ
6. นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของสีของลิกนินที่เหลืออยู่ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
7. คำนวณความสามารถในการดูดซับของตัวกลางดูดซับ จาก

$$q_e = \frac{Q_L(C_0 - C_e)}{L_s} \quad (3.42)$$

Q คือ อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ (ลิตรต่อนาที)

L_s คือ อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ (กรัมต่อนาที)

C_0 คือ ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์ (มิลลิกรัมต่อลิตร)

C_e คือ ความเข้มข้นที่จุดสมดุลของ น้ำเสียสังเคราะห์ (มิลลิกรัมต่อลิตร)

q_e คือ ความสามารถในการดูดซับของตัวกลาง ณ จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)

ผลที่คาดว่าจะได้รับ ทราบความเป็นไปได้ในการใช้ถังปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) และข้อมูลการออกแบบระบบไฮบริดเบื้องต้น

3.4 วิธีการที่ใช้วิเคราะห์ข้อมูล

1. การวิเคราะห์ปริมาณของแข็งแขวนลอย

ใช้วิธีตาม Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (2540D) ซึ่งเป็นวิธีการที่ใช้วัดปริมาณของแข็งของแข็งแขวนลอย โดยจะระเหยน้ำออกจากของแข็ง แล้วนำไปอบที่อุณหภูมิ 103 – 105°C

2. การตรวจวัดสีและความเข้มข้นของลิกนิน

วิธีการที่ใช้ในการตรวจวัดสีและความเข้มข้นของลิกนินนั้นมีหลายวิธี โดยวิธีตามมาตรฐานสามารถแบ่งได้เป็น 3 วิธีคือ

2.1 วิธีการเทียบมาตรฐานของเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์

นำสารละลายลิกนินที่มีความเข้มข้นต่างกัน ไปวัดค่าการดูดกลืนแสง (Absorbance) ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ที่มีความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร ซึ่งเป็นความยาวคลื่นที่เหมาะสมในการวัดโครงสร้างอะโรมาติกในสารละลายลิกนิน จากนั้นนำข้อมูลที่ได้ไปเขียนกราฟมาตรฐานระหว่างค่าการดูดกลืนแสงและค่าความเข้มข้นของลิกนิน

2.2 การใช้สารเคมีช่วยในการวิเคราะห์ปฏิกิริยา (Reagent) (ริกาญจน์ ฉัตรสกุลวิไล, 2548)

การวิเคราะห์ลิกนิน-แทนนิน ที่มีองค์ประกอบของกลุ่มอะโรมาติกไฮดรอกซิล อาศัยหลักการทำปฏิกิริยากับ Folin phenol reagent ซึ่งเป็นสารประกอบของ Tungstophosphoric และ Molybdophosphoric เกิดเป็นสีฟ้า แล้วจึงนำไปวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 700 นาโนเมตร

2.3 วิธีสเปกโตรโฟโตเมตริก (NCASI Method color 71.01, 1999)

เป็นการวัดปริมาณสีของสารละลายลิกนิน โดยเปรียบเทียบกับค่าการดูดกลืนแสงที่ผ่านทะลุออกจากสารละลายลิกนินกับสารละลายมาตรฐานแพลทินัมโคบอลต์ที่ทราบค่าความเข้มข้น ซึ่งหน่วยที่ใช้ในเปรียบเทียบคือ PCU ซึ่งมีค่าเท่ากับ 1 มิลลิกรัมของแพลทินัมต่อสารละลายปริมาตร 1 ลิตร ในรูปของคลอโรแพลทีเนตไอออน (Chloroplatinate ion) โดยจะนำไปวัดค่าการดูดกลืนแสงด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ที่มีความยาวคลื่น 465 นาโนเมตร

2.4 หน่วยสีเอดีเอ็มไอ (ADMI Unit)

เป็นการวัดสีตามวิธี 2120E จาก Standard Methode, 1995 ซึ่งเป็นวิธีการที่เพิ่มเติมมาจาก Tristimulus Method ซึ่งวิธีการวัดสีวิธีนี้จะไม่ขึ้นอยู่กับเฉดสี โดยทำการหาสีโดยใช้สมการสีของ Adams-Nickerson นั่นคือ การวัดสีด้วยวิธี ADMI เป็นการวัดความเบี่ยงเบนจากการไม่มีสี

บทที่ 4

ผลการทดลองและการวิเคราะห์ข้อมูล

น้ำเสียที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นน้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมกับอัลคาไลน์ลิทมิเนนจากบริษัท Sigma Aldrich โดยภายในงานวิจัยได้แบ่งการทดลองออกเป็น 6 ส่วน คือ

(1) การศึกษาลักษณะของน้ำเสียจริงเพื่อใช้เป็นเกณฑ์ในการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ เพื่อให้มีความเข้มข้นใกล้เคียงกับน้ำเสียจริง

(2) การทดลองแบบทีละเทในห้องปฏิบัติการ เพื่อศึกษาปัจจัยที่มีผลต่อความสามารถในการดูดซับ อัลคาไลน์ลิทมิเนนของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด อันได้แก่ ขนาด (D_p) และปริมาณของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด (mass) ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนน (C_0) และพีเอช (pH) รวมทั้งศึกษาไอโซเทอมและจลนศาสตร์การดูดซับ

(3) การทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการทำงานของไฮโดรไซโคลนในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด อันได้แก่ ความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน (P_{inlet}) ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด (D_p) เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน (D_u) และเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน (D_c)

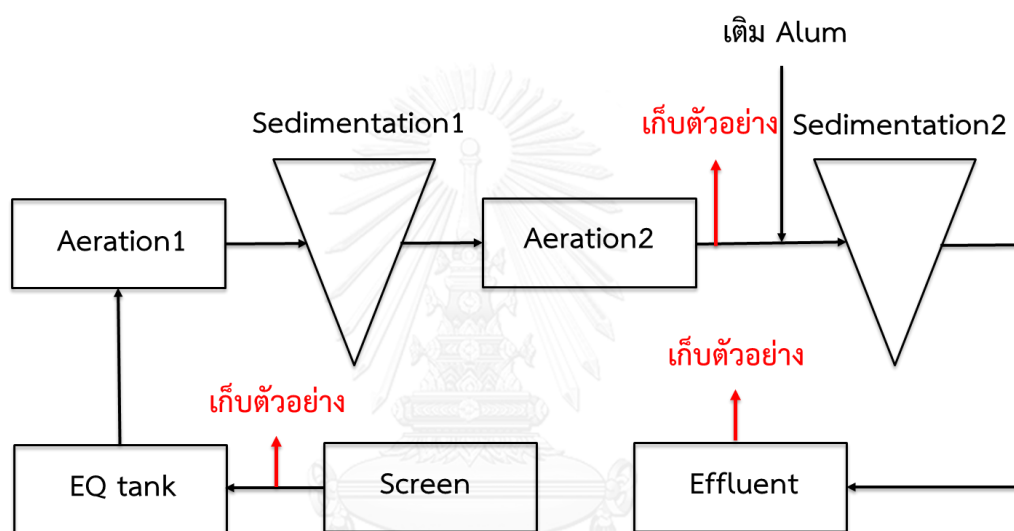
(4) ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อเปรียบเทียบทั้งจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

(5) ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการดำเนินการของระบบไฮบริด อันได้แก่ อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ที่ต้องการบำบัด (Q) ปริมาณและระยะเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

(6) ทำการทดลองแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาใช้ในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิทมิเนนออกจากน้ำเสีย

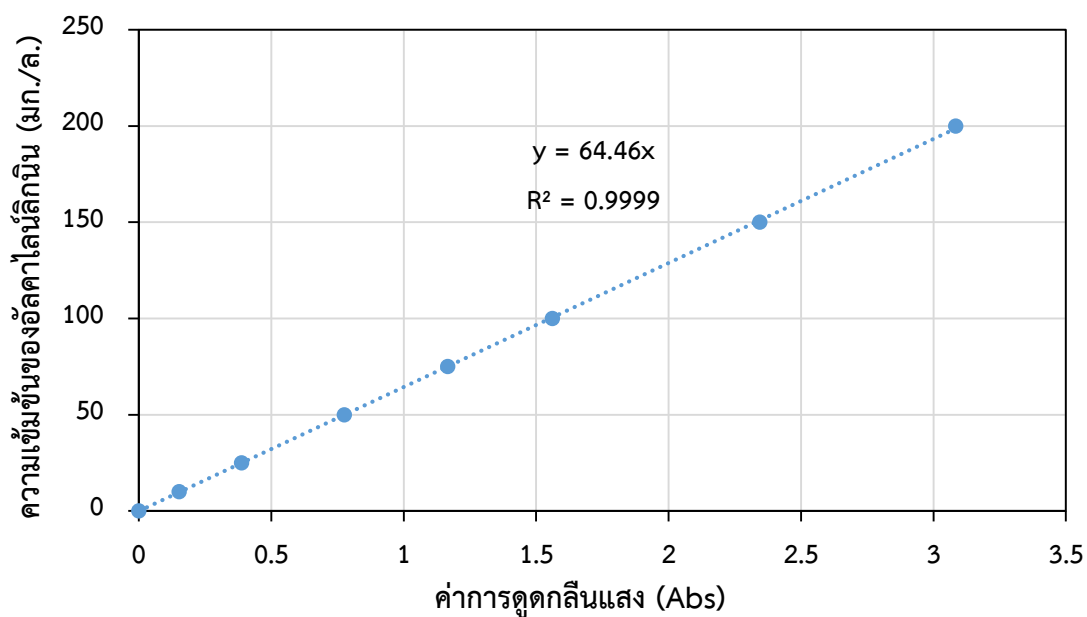
4.1 ผลการศึกษาลักษณะของน้ำเสีย

ทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียจริงจากบริษัท Siam Kraft จำนวน 4 ตัวอย่าง ซึ่งเป็นน้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศ 2 ตัวอย่าง (เก็บตัวอย่างน้ำคนละวัน) น้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด 1 ตัวอย่าง และน้ำทิ้งที่ออกจากระบบบำบัด 1 ตัวอย่าง ดังภาพที่ 4.1 หลังจากนั้นนำมากรองเพื่อแยกสารแขวนลอยออกจากน้ำ และนำไปวัดค่าการดูดกลืนแสงอัลตรา ไวโอเล็ตที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ ค่าที่อ่านได้จะถูกนำไปแปลงเป็นค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทโดยค่าคงที่จากกราฟมาตรฐาน



ภาพที่ 4.1 จุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียจริงจากบริษัท Siam Kraft

กราฟมาตรฐานสามารถสร้างได้จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทในน้ำสังเคราะห์และค่าดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร โดยทำการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ของอัลคาไลน์ลิทมิทที่ความเข้มข้นหลายๆค่า หลังจากนั้นนำน้ำเสียสังเคราะห์ที่เตรียมแต่ละค่าไปวัดค่าการดูดกลืนแสงด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ กราฟความสัมพันธ์ดังกล่าวแสดงดังภาพที่ 4.2



ภาพที่ 4.2 กราฟมาตรฐานอัลคาไลนิกนิน

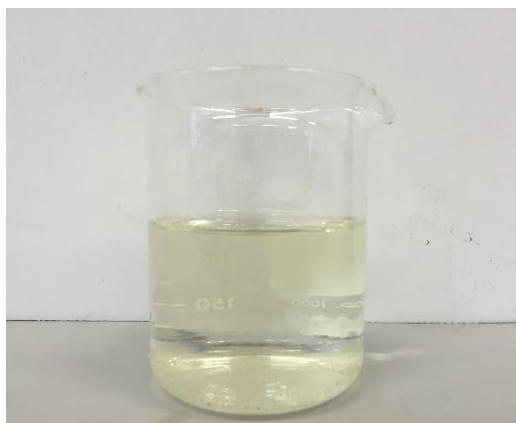
จากภาพที่ 4.2 จะได้สมการความสัมพันธ์ตามสมการที่ 1

$$\text{ความเข้มข้นของอัลคาไลนิกนิน (มก./ล.)} = 64.46 \times \text{Abs} \quad (4.1)$$

4.1.1 น้ำจากบ่อน้ำทิ้ง

ลักษณะทางกายภาพ

ลักษณะทางกายภาพของน้ำจากบ่อน้ำทิ้ง นั้นมีสีเหลืองอ่อนจนเกือบใส ไม่มีกลิ่น และมีตะกอนฝุ่นเพียงเล็กน้อย ดังแสดงในภาพที่ 4.3



ภาพที่ 4.3 น้ำจากบ่อน้ำทิ้ง

ลักษณะทางเคมี

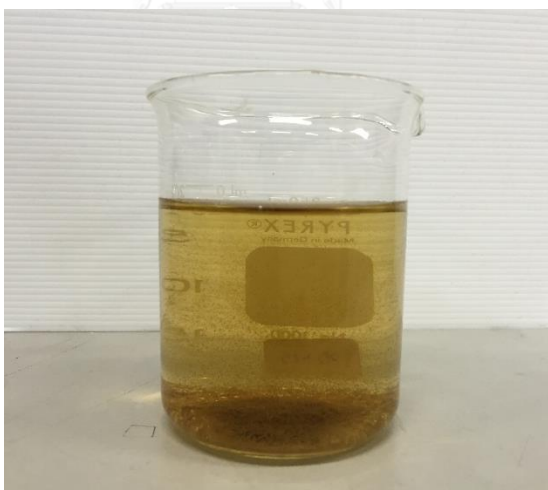
จากการตรวจวัดค่าปริมาณลิกนินด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์ ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร พบว่ามีปริมาณลิกนิน 15 มิลลิกรัมต่อลิตร พีเอชเท่ากับ 7 และตรวจวัดค่าความเข้มข้นได้ 29 ADMI

จากผลการวิเคราะห์ตัวอย่างน้ำทิ้งในส่วนนี้พบว่า ยังอยู่นอกเหนือขอบเขตของโครงการที่ตั้งไว้ เนื่องจากน้ำตัวอย่างนี้มีค่าพารามิเตอร์ต่างๆ ผ่านตามค่ามาตรฐานน้ำทิ้ง มีปริมาณของลิกนินและสีปนเปื้อนอยู่น้อย จึงไม่คุ้มค่าในการนำเอาเทคโนโลยีขั้นสูงมาใช้ในการบำบัด

4.1.2 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 1)

ลักษณะทางกายภาพ

ลักษณะทางกายภาพของน้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 1) มีสีเหลืองเข้ม มีกลิ่นเหม็น รวมทั้งมีตะกอนจุลินทรีย์จากบ่อเติมอากาศเล็กน้อย ซึ่งตะกอนนั้นสามารถแยกออกได้โดยการตกตะกอน ดังแสดงในภาพที่ 4.4



ภาพที่ 4.4 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 1)

ลักษณะทางเคมี

จากการตรวจวัดค่าปริมาณลิกนินด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์ ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร พบว่ามีปริมาณลิกนิน 110 มิลลิกรัมต่อลิตร พีเอชเท่ากับ 7

4.1.3 น้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด

ลักษณะทางกายภาพ

ลักษณะทางกายภาพของน้ำเสียที่ก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดนั้น พบว่าน้ำมีสีน้ำตาลดำเข้มมาก และมีกลิ่นเหม็น รวมทั้งมีตะกอน ซึ่งสันนิษฐานว่าอาจเป็นตะกอนที่มาจากเยื่อกระดาษขนาดเล็กที่ยังแยกออกไม่หมด ดังแสดงในภาพที่ 4.5



ภาพที่ 4.5 น้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด

ลักษณะทางเคมี

จากการตรวจวัดได้ค่าซีโอดีละลายน้ำ 7,448 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าซีโอดีทั้งหมด 9,408 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าของแข็ง 4,550 มิลลิกรัมต่อลิตร เมื่อวัดปริมาณลิกนินด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร พบว่ามีปริมาณลิกนิน 3,980 มิลลิกรัมต่อลิตร พีเอช เท่ากับ 9 และตรวจวัดค่าความเข้มข้นได้ 16,880 ADMI

4.1.4 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2)

ลักษณะทางกายภาพ

ลักษณะทางกายภาพของน้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2) นั้นพบว่าน้ำมีลักษณะต่างจากน้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้มครั้งที่ 1 เล็กน้อย คือ มีสีน้ำตาลดำ และมีกลิ่นเหม็นมากกว่า รวมทั้งมีตะกอนจุลินทรีย์จากบ่อเติมอากาศมากกว่า เล็กน้อย ดังแสดงในภาพที่ 4.6



ภาพที่ 4.6 น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2)

ลักษณะทางเคมี

จากการตรวจวัดได้ค่าซีโอดีละลายน้ำ 266.3 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าซีโอดีทั้งหมด 672 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าของแข็ง 215 มิลลิกรัมต่อลิตร วัดปริมาณลิกนินด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์ ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร พบว่ามีปริมาณลิกนิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร พีเอชเท่ากับ 9 และตรวจวัดค่าความขุ่นสีได้ 1,200 ADMI

ตารางที่ 4.1 ลักษณะและสมบัติของน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิกนิน จาก บริษัท สยามคราฟท์ อุตสาหกรรม จำกัด

พารามิเตอร์	น้ำจากบ่อน้ำทิ้ง	น้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด	น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่1)	น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่2)
1. ค่าซีโอดีละลายน้ำ (Soluble COD)	-	7,448	-	266.3
2. ค่าซีโอดีทั้งหมด (Total COD)	-	9,480	-	672
3. pH	7	9	7	9
4. ค่าของแข็ง (SS)	-	4,550	-	215
5. ปริมาณ Alkali lignin จากการวัดด้วยความยาวคลื่น 280 nm	15	3,980	110	200
6. สีในหน่วย ADMI	29	16,880	-	1,200

สรุปผลลักษณะสมบัติของตัวอย่างน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิกนิน

จากการวิเคราะห์ลักษณะสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของน้ำเสียตัวอย่างที่ได้รับจาก บริษัท สยามคราฟท์อุตสาหกรรม จำกัด พบว่าตัวอย่างน้ำที่มาจากบ่อเติมอากาศก่อนเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2) นั้นเหมาะสำหรับนำมาใช้เป็นต้นแบบในการสังเคราะห์น้ำเสียตัวอย่างเพื่อการศึกษาระบบ ไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ในการบำบัดน้ำเสียปนเปื้อนสีจากอุตสาหกรรม กระดาษ เนื่องจากกระบวนการดูดซับที่จะนำมาใช้ในการศึกษานี้ไม่เหมาะที่จะนำมาใช้บำบัดน้ำเสียปนเปื้อนสีที่เข้มข้นมาก เพราะจะต้องใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณมาก อีกทั้งการบำบัดน้ำเสียด้วยกระบวนการดูดซับนั้นไม่เหมาะกับน้ำเสียที่มีตะกอนปริมาณมาก น้ำที่มาจากบ่อเติมอากาศก่อนเติมสารส้มจึงมีความเหมาะสมที่จะนำมาเป็นต้นแบบในการสังเคราะห์น้ำเสีย เนื่องจากน้ำในส่วนนี้ได้ผ่านกระบวนการบำบัดมาแล้วขั้นหนึ่ง และมีองค์ประกอบที่เหลืออยู่ใกล้เคียงกับขอบเขตการศึกษาที่ได้กำหนดไว้

4.2 ลักษณะของน้ำเสียสังเคราะห์ที่ปนเปื้อนสีจากลิกนิน

จากข้อมูลในเบื้องต้น พบว่าน้ำเสียที่ปนเปื้อนสีจากลิกนินที่เหมาะสมจะนำมาบำบัดด้วยระบบ ไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด คือ น้ำที่มาจากบ่อเติมอากาศก่อนเติมสารส้ม (ครั้งที่2) เนื่องจากน้ำเสียในส่วนนี้มีความเข้มข้นของลิกนินมากกว่าน้ำที่มาจากบ่อเติมอากาศก่อนเติมสารส้ม (ครั้งที่1) และน้ำจากบ่อน้ำทิ้ง สาเหตุเลือกน้ำที่มีความเข้มข้นของลิกนินสูงมาใช้ในการทดลอง เนื่องจากในการบำบัดน้ำเสียควรจะต้องคำนึงถึงประสิทธิภาพในการบำบัด น้ำที่มีความเข้มข้นของลิกนินสูงจะทำการบำบัดได้ยากกว่าน้ำที่มีความเข้มข้นของลิกนินต่ำ หากกระบวนการดูดซับสามารถบำบัดน้ำที่มีความเข้มข้นของลิกนินสูงได้อย่างมีประสิทธิภาพ ในน้ำที่มีความเข้มข้นของลิกนินต่ำ ก็สามารถนำเอากระบวนการดูดซับมาใช้บำบัดน้ำเสียได้เช่นกัน โดยค่าการดูดกลืนแสงอัลตราไวโอเล็ตความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร ของน้ำที่มาจากบ่อเติมอากาศก่อนเติมสารส้ม (ครั้งที่2) มีค่าการดูดกลืนแสง Abs เท่ากับ 0.3119 ซึ่งเมื่อนำไปแปลงค่าเป็นปริมาณความเข้มข้นของลิกนินในน้ำ พบว่าในน้ำเสียมีความเข้มข้นของลิกนินประมาณ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ในขณะที่น้ำจากอีก 2 แหล่ง สามารถวัดปริมาณลิกนินได้ 110 และ 15 มิลลิกรัมต่อลิตร ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมกับอัลคาไลน์ลิกนิน เนื่องจากในกระบวนการฟอกเยื่อกระดาษนั้นมีการใช้สารจำพวกโซดาไฟ (NaOH) ในการฟอกเยื่อ จึงส่งผลให้สารประกอบลิกนินที่ปนเปื้อนในน้ำมีลักษณะเป็นต่าง โดยมีค่าพีเอชที่อยู่ในช่วง 7 - 9 โดยสังเคราะห์น้ำเสียให้มีความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร

4.3 ผลการศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการดูดซับ

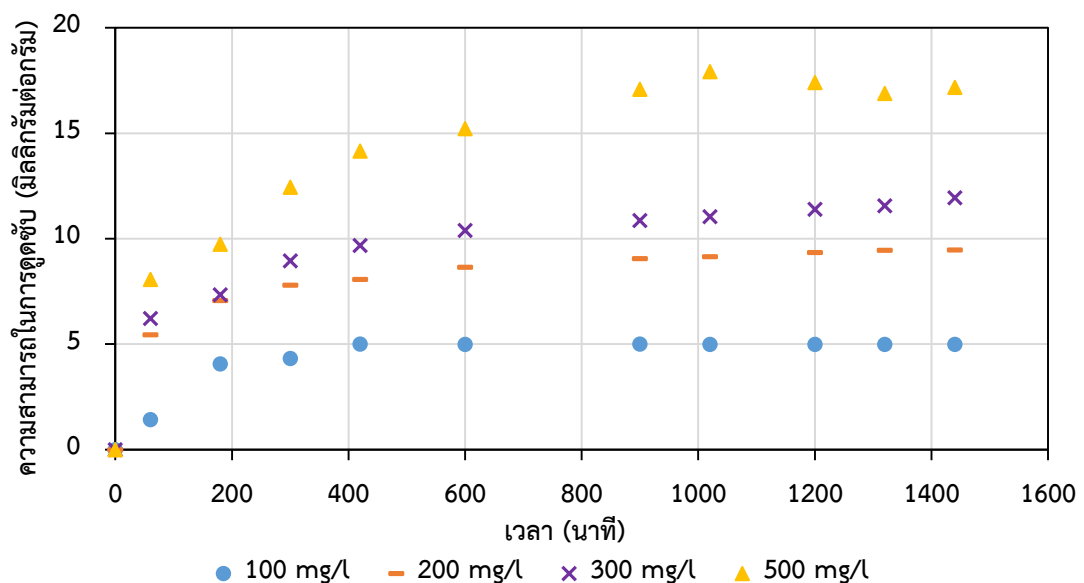
4.3.1 ผลการศึกษาอิทธิพลของความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกันต่อความสามารถในการดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิกัน ที่มีความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกัน 100 200 300 และ 500 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 และใช้ถ่านกัมมันต์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 25±1 องศาเซลเซียส โดยค่าความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับสามารถคำนวณได้ จากสมการที่ 4.2 และ 4.3

$$q_e = \frac{(C_o - C_e) \times V}{m} \quad (4.2)$$

$$\eta = \frac{(C_o - C_e) \times 100}{C_o} \quad (4.3)$$

โดย	η	คือ ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
	q_e	คือ ความสามารถในการดูดซับของตัวดูดซับ ณ จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	C_e	คือ ความเข้มข้นของตัวถูกดูดซับ ณ จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อลิตร)
	C_o	คือ ความเข้มข้นเริ่มต้นของตัวถูกดูดซับ (มิลลิกรัมต่อลิตร)
	V	คือ ปริมาตรของตัวถูกดูดซับ (ลิตร)
	M	คือ ปริมาณของตัวดูดซับ (กรัม)

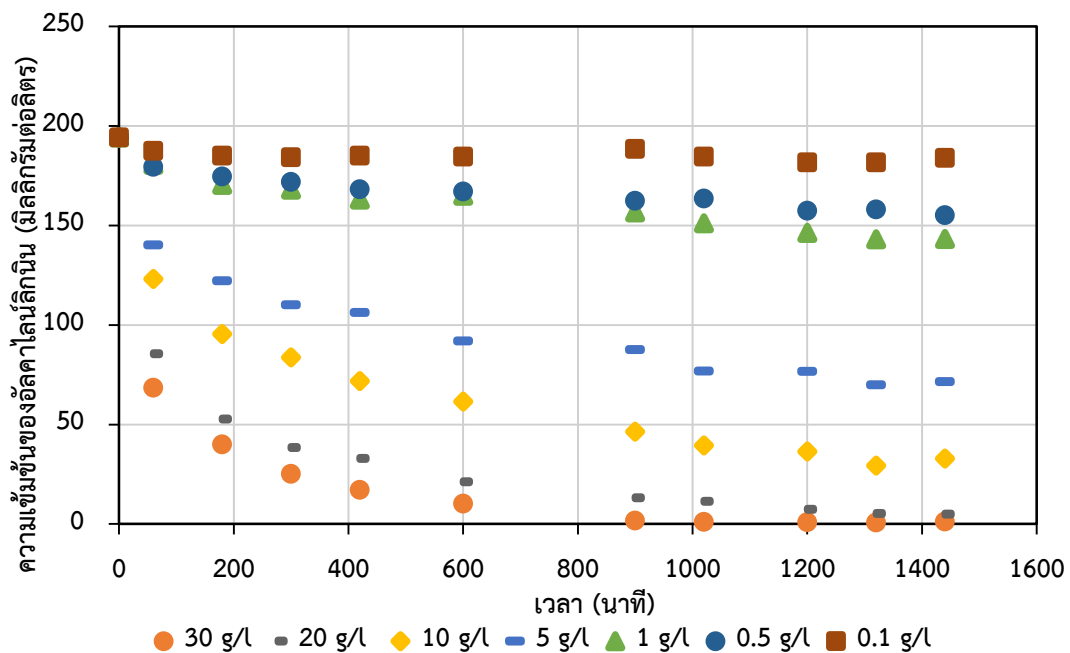


ภาพที่ 4.7 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันของ Filtrasorb200 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นต่างกัน

จากภาพที่ 4.7 สามารถสังเกตได้ว่า ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่ความเข้มข้นเริ่มต้น 100 200 300 และ 500 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่เวลา 1440 นาที มีค่า 4.98 9.46 11.94 และ 17.18 มิลลิกรัมต่อกรัม ตามลำดับ ซึ่งจากผลการทดลองสามารถสรุปได้ว่า ความสามารถในการดูดซับของตัวกลางดูดซับจะเพิ่มขึ้นเมื่อความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์เพิ่มสูงขึ้น เนื่องจากกระบวนการดูดซับเป็นการถ่ายเทหรือเคลื่อนย้ายสาร (Mass transfer) โดยโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับจะแพร่ (Diffusion) จากบริเวณหนึ่งไปยังอีกบริเวณด้วยแรงผลักดัน (Driving force) ซึ่งจะเกิดขึ้นเมื่อเกิดความแตกต่างของความเข้มข้นของสารทั้งสองบริเวณ (Gradient concentration) ดังนั้นการเพิ่มความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์จึงทำให้เกิดความแตกต่างระหว่างความเข้มข้นในสารละลาย (Bulk solution) และความเข้มข้นที่พื้นผิวของตัวกลางดูดซับ (Solid interface) แรงผลักดันจึงเพิ่มสูงขึ้น (Piccin J.S. และคณะ, 2012)

4.3.2 ผลการศึกษาอิทธิพลของปริมาณตัวดูดซับต่อความสามารถในการดูดซับ

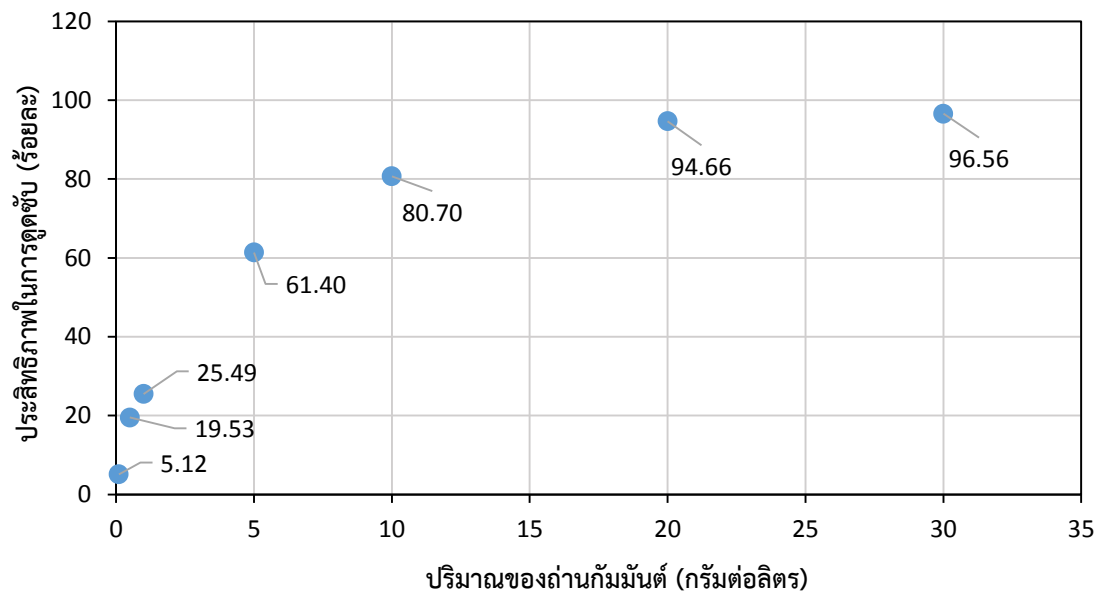
ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิแกนด์ ที่ระดับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ เริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 0.1-30 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 25 ± 1 องศาเซลเซียส โดยค่าความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับ



ภาพที่ 4.8 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน



ภาพที่ 4.9 ความเข้มของสีในน้ำเสียสังเคราะห์ที่เวลา 1440 นาที

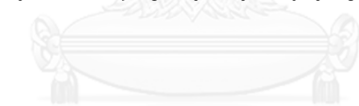


ภาพที่ 4.10 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่มีเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน ที่เวลา 1440 นาที

จากภาพที่ 4.8 จะเห็นได้ว่าเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับน้อย เวลาที่ใช้ในการเข้าสู่สมดุลของตัวกลางดูดซับก็จะเร็วขึ้นตามไปด้วย เนื่องจากเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับน้อย จะทำให้พื้นที่ผิวที่ใช้ในการดูดซับน้อยลง การดูดซับที่เกิดขึ้นจึงเข้าสู่สมดุลอย่างรวดเร็ว ซึ่งเมื่อพิจารณาถึงประสิทธิภาพการดูดซับ จะสามารถแบ่งได้เป็น 2 กรณีคือ

1. เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับน้อยกว่า 20 กรัมต่อลิตรในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิเนน พบว่า ประสิทธิภาพในการดูดซับจะสูงขึ้นเมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ โดยประสิทธิภาพในการดูดซับที่เวลา 1440 นาทีจะเพิ่มขึ้นจากร้อยละ 5.12 19.53 25.49 61.40 80.70 และ 94.66 เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับปริมาณ 0.1 0.5 1 5 10 และ 20 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ เนื่องจากการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับนั้นเป็นการเพิ่มพื้นที่ผิวสัมผัสในการดูดซับจึงทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับสูงขึ้น

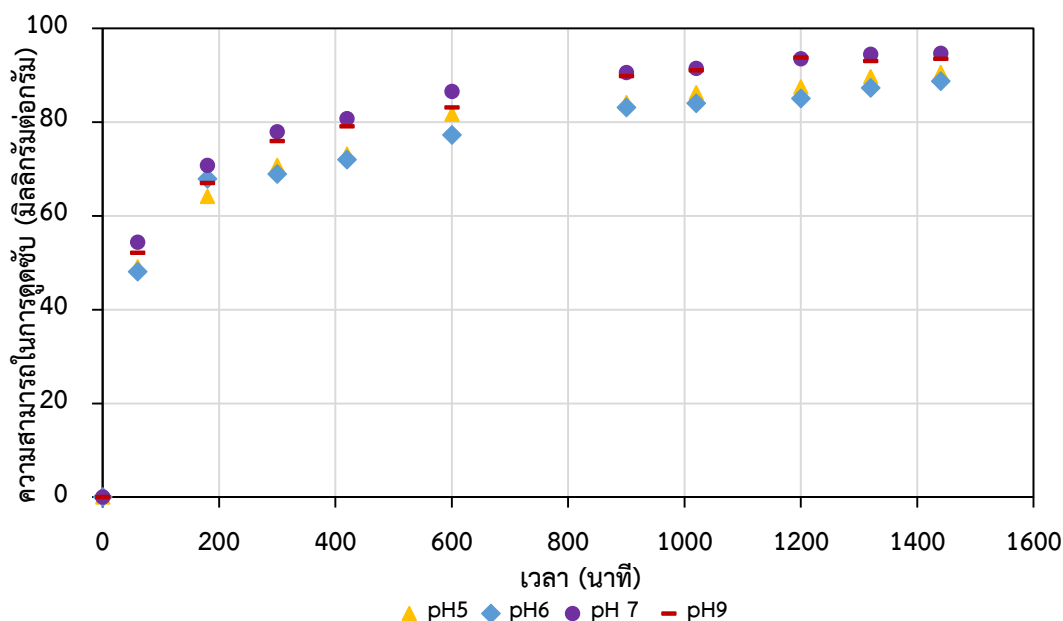
2. เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับมากกว่าหรือเท่ากับ 20 กรัมต่อลิตรในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิเนน พบว่าประสิทธิภาพในการดูดซับจะสูงขึ้นเล็กน้อยเมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ โดยประสิทธิภาพในการดูดซับเท่ากับร้อยละ 94.66 และ 96.56 เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับปริมาณ 20 และ 30 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ เนื่องจากความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนนบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับและในสารละลายอยู่ในสภาวะสมดุล จึงทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับดังภาพที่ 4.10 ดังนั้นการเลือกใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร ก็สามารถนำมาใช้ดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิเนนได้อย่างมีประสิทธิภาพ โดยสังเกตได้จากตัวอย่างน้ำเสียที่ผ่านการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ปริมาณ 20 และ 30 กรัมต่อลิตรนั้นมีความเข้มข้นที่ไม่แตกต่างกัน ในขณะที่เมื่อใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ต่ำกว่า 20 กรัมต่อลิตร พบว่าความเข้มข้นของน้ำเสียตัวอย่างมีสีที่แตกต่างกันอย่างชัดเจน ดังภาพที่ 4.9 ซึ่งแสดงถึงความเข้มของสีในน้ำเสียสังเคราะห์ที่การดูดซับเข้าสู่สมดุลแล้ว



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

4.3.3 ผลการศึกษาอิทธิพลของค่าพีเอชต่อความสามารถในการดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนนเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร และค่าพีเอชในช่วง 5 – 9 ปรับด้วยสารละลายฟอสเฟตบัฟเฟอร์ ชนิดโพแทสเซียมไดไฮโดรเจนฟอสเฟต (KH_2PO_4) และไดโพแทสเซียมไฮโดรเจนฟอสเฟต (K_2HPO_4) ที่อุณหภูมิ 25 ± 1 องศาเซลเซียส

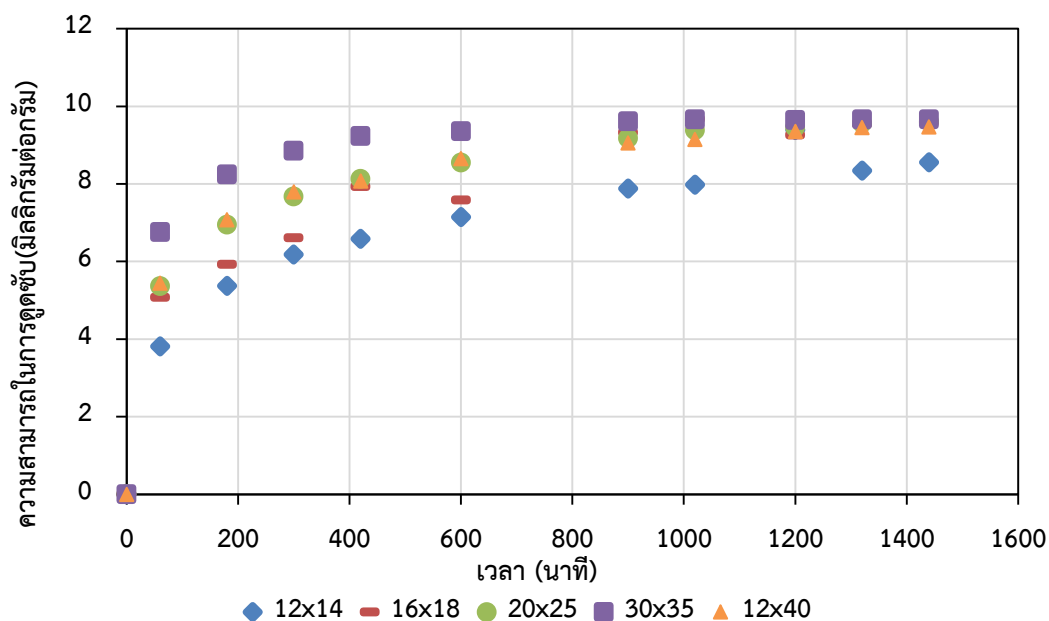


ภาพที่ 4.11 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลไลน์ลิกัน
ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตรที่ pH 5 – 9

จากภาพที่ 4.11 จะเห็นได้ว่าประสิทธิภาพในการดูดซับที่พีเอช 5 6 7 และ 9 ที่เวลา 1440 นาที มีค่าเท่ากับ ร้อยละ 90.60 88.73 94.66 และ 93.53 ตามลำดับ โดยประสิทธิภาพในการดูดซับไม่มีความแตกต่างกันมากนักซึ่งอาจเป็นเพราะพีเอชที่ใช้ในการทดลองอยู่ในช่วงใกล้เคียงกัน ดังนั้นค่าพีเอชที่เปลี่ยนแปลงในช่วงนี้จึงส่งผลต่อการดูดซับไม่มากนัก โดยพบว่าประสิทธิภาพเฉลี่ยของพีเอชในช่วงที่ทำการทดลองอยู่ที่ ± 5 เปอร์เซ็นต์

4.3.4 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดตัวกลางดูดซับต่อความสามารถในการดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลไลน์ลิกัน ที่ระดับความเข้มข้นของอัลคาไลไลน์ลิกันเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร โดยใช้ถ่านกัมมันต์ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x14 เมช (1410-1680 ไมโครเมตร) 16x18 เมช (1000-1160 ไมโครเมตร) 20x24 เมช (710-840 ไมโครเมตร) 30x35 เมช (500-590 ไมโครเมตร) และ 12x40 เมช (420-1410 ไมโครเมตร) ตามลำดับ ที่อุณหภูมิ 25 ± 1 องศาเซลเซียส



ภาพที่ 4.12 ความสามารถในการดูดซับดูดซับอัลคาไลน์ลิกันิน ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของ ถ่านกัมมันต์ต่างกัน

โดยทั่วไปแล้วการใช้ตัวกลางดูดซับที่มีรูพรุน เช่น ถ่านกัมมันต์ ในการดูดซับสารชนิดหนึ่งๆ ความสามารถในการดูดซับจะไม่ขึ้นอยู่กับขนาดของตัวดูดซับ เพราะพื้นที่ผิวที่ใช้ในการดูดซับจะอยู่ในรูพรุน (กฤษณ์ พลรัตน์, 2547) แต่จากการทดลองดังภาพที่ 4.12 พบว่าค่าความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันินเพิ่มสูงขึ้นเมื่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ลดลง โดยขนาดรูพรุนเฉลี่ยของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ที่ถูกนำมาใช้ในการทดลอง มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของรูพรุนเฉลี่ย 2.74 นาโนเมตร (ลักชิกา กองวิเชียร, 2556) จากข้อมูลดังกล่าว สามารถสรุปได้ว่า โมเลกุลของอัลคาไลน์ลิกันินซึ่งมีขนาดประมาณ 100 นาโนเมตร ถึง 2 ไมโครเมตร (Vainio U. และคณะ, 2004) นั้น มีขนาดที่ค่อนข้างใหญ่กว่าขนาดรูพรุนของถ่านกัมมันต์ จึงทำให้กลไกในการดูดซับที่เกิดขึ้นเป็นการดูดซับภายนอก (External process) ซึ่งถือได้ว่าขนาดของตัวดูดซับมีผลต่อประสิทธิภาพในการดูดซับ ดังนั้นเมื่อใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่เท่ากัน ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เล็กกว่า จะมีพื้นที่ผิวสัมผัสมากกว่า ทำให้ความสามารถในการดูดซับเพิ่มขึ้น ประกอบกับขนาดโมเลกุลที่ใหญ่ของอัลคาไลน์ลิกันิน ทำให้อัลคาไลน์ลิกันินไม่สามารถถูกดูดซับเข้าไปภายในรูพรุน (Zhang Q. และคณะ, 2001)

4.3.5 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetic)

ในการหาจลนศาสตร์ในการดูดซับของอัลคาไลน์ลิกนินและถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ว่าเป็นแบบใดนั้น สามารถนำข้อมูลการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินมาวิเคราะห์ด้วยวิธีการถดถอยเชิงเส้นตรง (Linear regression) โดยสมการที่นิยมใช้อธิบายจลนศาสตร์การดูดซับ ได้แก่ ปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction) และปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction)

$$\log(q_e - q_t) = \log q_e + \frac{k_1 t}{2.303} \quad (4.4)$$

$$\frac{t}{q_t} = \frac{1}{k_2 q_e^2} + \frac{t}{q_e} \quad (4.5)$$

- โดย q_e คือ ความสามารถในการดูดซับ ณ. ที่จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)
 q_t คือ ความสามารถในการดูดซับ ณ. ที่เวลาต่างๆ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
 t คือ เวลาที่ใช้ในการดูดซับ (นาที)
 k_1 คือ ค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยาอันดับหนึ่ง (นาที⁻¹)
 k_2 คือ ค่าคงที่อัตราเร็วของปฏิกิริยาอันดับสอง (กรัม/มิลลิกรัม-นาที)

ในการศึกษาปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือนสามารถนำข้อมูลการดูดซับมาเขียนกราฟระหว่าง $\log(q_e - q_t)$ กับ t และกราฟระหว่าง t/q_t กับ t สำหรับการศึกษาปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (รายละเอียดแสดงดังภาคผนวก ก.6) หลังจากนั้นค่าคงที่ k_1 , k_2 และ q_e จะถูกคำนวณจากความชันและจุดตัดแกน y ของกราฟ (ตัวอย่างการคำนวณแสดงดังภาคผนวก ข.1 และ ข.2) โดยค่าคงที่และตัวแปรต่างๆของปฏิกิริยาทั้ง 2 ชนิด สามารถสรุปได้ดังแสดงในตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกิริยา

C_o (mg/l)	q_e (ทดลอง) (mg/g)	ปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน			ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน			
		q_e (ทำนาย)	k_1	R^2	q_e (ทำนาย)	k_2	$k_2 q_e^2$	R^2
200	9.47	6.6024	-0.0037	0.9139	9.7276	0.0181	1.7089	0.9979

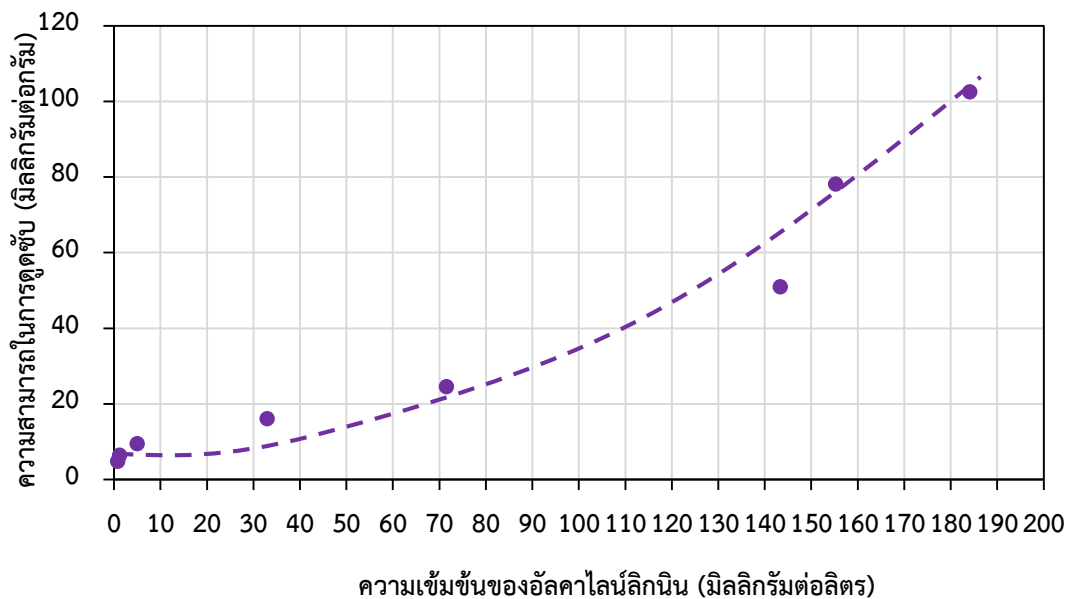
โดยผลการคำนวณดังตารางที่ 4.2 พบว่าค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (Correlation coefficient: R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือนมีค่า 0.9139 ซึ่งน้อยกว่าค่า R^2 ของปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน นั่นคือ 0.9979 ซึ่งมีค่าเข้าใกล้หนึ่งมากกว่า โดยเมื่อพิจารณาถึงค่าความสามารถในการดูดซับที่จุดสมดุลของการดูดซับ พบว่าค่าที่ได้จากการคำนวณสมการปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (q_e , ทำนาย) มีค่าใกล้เคียงกับค่าจริงที่ได้จากการทดลอง (q_e , ทดลอง) จึงกล่าวได้ว่าสมการจลนศาสตร์การดูดซับที่เหมาะสมสำหรับนำมาใช้ในการอธิบายการทดลองในงานวิจัยนี้ คือ ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน

ค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (k_2) ที่ได้จากการคำนวณ แสดงถึงความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินินของตัวกลางดูดซับ หาก k_2 มีค่าน้อยแสดงว่าตัวกลางดูดซับสามารถดูดซับอัลคาไลน์ลิทินินได้มาก ดังนั้นที่ปริมาณตัวกลางดูดซับ 1 กรัม จากตารางที่ 4.3 จะเห็นว่าค่า k_2 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทินิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร มีค่า 0.0181 กรัมต่อมิลลิกรัมต่อนาที

ค่าอัตราเร็วในการดูดซับ ($k_2q_e^2$)แสดงถึง ปริมาณอัลคาไลน์ลิทินินที่ถูกดูดซับในตัวกลางดูดซับ 1 กรัม ในเวลา 1 นาที โดยสังเกตได้ว่าค่า $k_2q_e^2$ ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทินิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร มีค่าเท่ากับ 1.7089 มิลลิกรัมต่อกรัมต่อนาที

4.3.6 ไอโซเทอมการดูดซับ (Adsorption isotherm)

ทำการทดลองหาไอโซเทอมการดูดซับโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทินิน ที่ระดับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินินเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ปริมาณถ่านกัมมันต์ 0.1 0.5 1 5 10 20 30 และ 40 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 25 ± 1 องศาเซลเซียส และใช้เวลาในการดูดซับ 1440 นาที จากนั้นนำข้อมูลมาสร้างกราฟระหว่างความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินิน (q_e) ของถ่านกัมมันต์ และความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินินที่สภาวะสมดุล (C_e)



ภาพที่ 4.13 ไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลไนต์และถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200

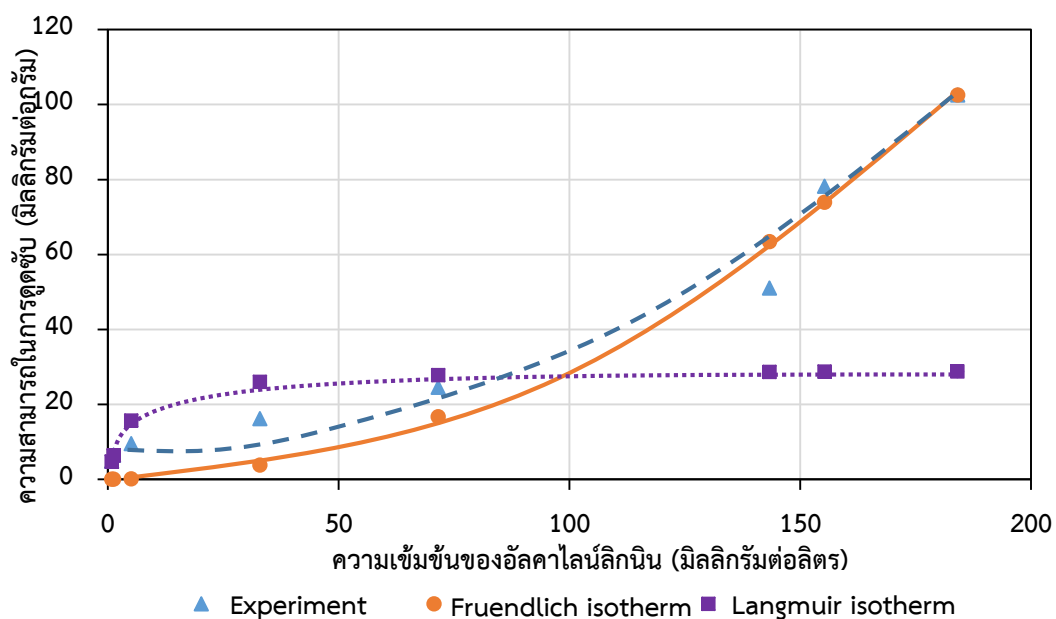
จากการพิจารณารูปไอโซเทอมการดูดซับ ดังภาพที่ 4.13 พบว่า ยังไม่พบแนวโน้มที่แสดงถึงความสามารถในการดูดซับสูงสุด เนื่องจากการดูดซับที่เกิดขึ้นอาจไม่ได้เป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว ดังนั้นจึงนำแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับอธิบายไอโซเทอมการดูดซับมาประยุกต์ใช้กับผลการทดลอง โดยแบบจำลองที่นิยมนำมาใช้ทำนายสมดุลการดูดซับ ได้แก่ แบบจำลองแลงเมียร์ไอโซเทอม (Langmuir isotherm) และฟรอนด์ลิชไอโซเทอม (Freundlich isotherm) ซึ่งมีรูปแบบดังสมการที่ 4.6 และ 4.7 ตามลำดับ

$$q_e = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e} \quad (4.6)$$

$$q_e = K C_e^{1/n} \quad (4.7)$$

โดย	q_m	คือ ปริมาณสารถูกดูดซับมากที่สุดที่ถูกดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	b	คือ ค่าคงที่ทางพลังงานของการดูดซับ (ลิตรต่อมิลลิกรัม)
	K	คือ ค่าคงที่สัมพันธ์กับความสามารถในการดูดซับของตัวดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	$1/n$	คือ ค่าคงที่ทางพลังงานของการดูดซับ (ลิตรต่อกรัม)

ผลการทดลองในภาพที่ 4.13 จะถูกนำมาวิเคราะห์กับสมการทางคณิตศาสตร์ 4.6 และ 4.7 โดยวิธีการถดถอยเชิงเส้นโค้ง (Nonlinear regression approach) ด้วย Solver ใน MS Excel เพื่อเปรียบเทียบว่ามีความสอดคล้องกับแบบจำลองแลงเมียร์ไอโซเทอม (Langmuir isotherm) หรือ ฟรุนดลิชไอโซเทอม (Freundlich isotherm)



ภาพที่ 4.14 การเปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับที่ได้จากข้อมูลจริงกับไอโซเทอม จากสมการทางคณิตศาสตร์

จากภาพที่ 4.14 สามารถวิเคราะห์ได้ว่าข้อมูลที่ได้จากการทดลองมีค่าสอดคล้องกับแบบจำลองฟรุนดลิชไอโซเทอมมากกว่าแลงเมียร์ไอโซเทอม ซึ่งเมื่อเปรียบเทียบค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (Correlation coefficient: R^2) ดังตารางที่ 4.3 พบว่า ค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ของฟรุนดลิชไอโซเทอม มีค่าเข้าใกล้ 1 มากกว่าค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ของแลงเมียร์ไอโซเทอม จึงอาจกล่าวได้ว่าแบบจำลองฟรุนดลิชไอโซเทอมเหมาะสมที่จะนำมาอธิบายกลไกการดูดซับระหว่างอัลคาไลลินินและถ่านกัมมันต์ ชนิด Filtrasorb200 มากกว่าแลงเมียร์ไอโซเทอม

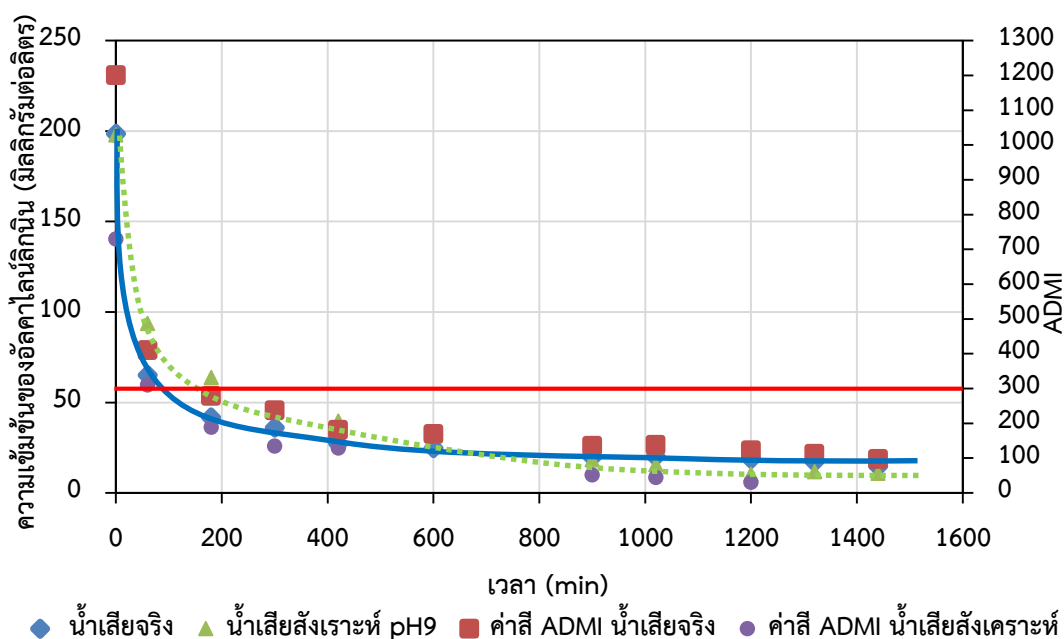
ตารางที่ 4.3 ค่าคงที่และตัวแปรของสมการไอโซเทอม

ตัวดูดซับ	แลงเมียร์ไอโซเทอม			ฟรุนดลิชไอโซเทอม		
	R^2	q_{max}	b	R^2	K	1/n
Filtrasorb200	0.48	24.498	0.225	0.97	4.52×10^{-3}	1.923

จากความสอดคล้องของผลการทดลองกับแบบจำลองพรุณดลธิชไอโซเทอมจึงสามารถอธิบายได้ว่า พื้นผิวของถ่านกัมมันต์มีลักษณะไม่เป็นเนื้อเดียวกัน (Heterogeneous surface) ตำแหน่งของการดูดซับจึงเกิดขึ้นแบบไม่เฉพาะเจาะจงและเป็นการดูดซับที่สามารถผันกลับได้ โดยโมเลกุลของตัวถูกดูดซับสามารถไปเกาะบนบริเวณใดก็ได้บนพื้นผิวของถ่านกัมมันต์ การดูดซับที่เกิดขึ้นเป็นการเรียงตัวแบบหลายชั้น (Multilayer)

4.3.7 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทินและน้ำเสียจริง

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียจริงจากน้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติมอากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2) และน้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทิน ที่ระดับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทิน เริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 9 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 25 ± 1 องศาเซลเซียส โดยผลการเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับและค่าสีในหน่วย ADMI แสดงดังภาพที่ 4.15



ภาพที่ 4.15 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทินและน้ำเสียจริง

จากภาพที่ 4.15 พบว่าประสิทธิภาพในการดูดซับสีจากลิทินด้วยถ่านกัมมันต์ระหว่างน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทิน มีค่าใกล้เคียงกัน โดยถ่านกัมมันต์สามารถ

ดูดซับลิกลินในน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ความเข้มข้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ให้เหลือ 14.56 และ 10.76 มิลลิกรัมต่อลิตร และสามารถลดความเข้มข้นในหน่วย ADMI ให้เหลือ 97 และ 30 ADMI ที่เวลา 1440 นาที ตามลำดับ โดยการที่ประสิทธิภาพในการดูดซับลิกลินในน้ำเสียจริงมีค่าน้อยกว่า การดูดซับลิกลินในน้ำเสียสังเคราะห์อาจเป็นผลมาจาก ตัวอย่างน้ำเสียที่ได้รับมามีสารอินทรีย์อื่น ๆ นอกจากลิกลินเจือปนอยู่ แตกต่างจากน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีสารอัลคาไลน์ลิกลินเพียงชนิดเดียว จึงทำให้ถ่านกัมมันต์เกิดการดูดซับสารอินทรีย์ชนิดนั้นในน้ำเสียจริงร่วมกับการดูดซับลิกลิน กระบวนการดูดซับลิกลินในน้ำเสียจริงจึงให้ประสิทธิภาพน้อยกว่าการดูดซับอัลคาไลน์ลิกลินในน้ำเสียสังเคราะห์

ในส่วนของค่าความเข้มข้นในหน่วย ADMI นั้น เป็นพารามิเตอร์หนึ่งในอนาคตอาจถูกกำหนดให้เป็นอีกพารามิเตอร์หนึ่งที่ต้องทำการตรวจวัดในน้ำทิ้ง โดยค่าความเข้มข้นที่คาดว่าจะเป็ค่ามาตรฐานที่กำหนดโดยกรมโรงงานอุตสาหกรรมนั้นต้องไม่เกิน 300 ADMI ซึ่งจากภาพที่ 4.15 พบว่า ที่ความเข้มข้นของลิกลินที่เท่ากัน น้ำเสียจริงจะมีค่าสี ADMI ที่สูงกว่าน้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิกลิน ซึ่งอาจเป็นผลมาจากการปนเปื้อนของสารอินทรีย์ชนิดอื่น ๆ นอกจากลิกลิน ซึ่งสามารถก่อให้เกิดสีในน้ำเสียจริงได้เช่นเดียวกับลิกลิน โดยพบว่า ต้องบำบัดน้ำเสียจริงให้มีความเข้มข้นของลิกลินต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร เพื่อให้ค่าสี ADMI ต่ำกว่า 300 ดังนั้น ในงานวิจัยนี้จึงควรบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิกลินให้มีค่าความเข้มข้นที่ต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตรด้วยเช่นกัน อย่างไรก็ตาม กระบวนการดูดซับลิกลินที่ความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร สามารถทำให้ค่าสี ADMI ของน้ำทิ้ง 2 ชนิด ลดต่ำลงกว่า 300 ADMI ได้ ที่ระยะเวลาการดูดซับที่มากกว่า 180 นาที

4.3.8 บทสรุป

สภาวะที่เหมาะสมในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกลินในน้ำเสียสังเคราะห์ที่ความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร คือ การใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x40 เมช ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร ที่พีเอช 7 โดยประสิทธิภาพในการดูดซับที่สูงสุดอยู่ที่ ร้อยละ 94.6 โดยไอโซเทอมการดูดซับที่เกิดขึ้นนั้นเป็นแบบฟรุนดลิชไอโซเทอม การดูดซับที่เกิดขึ้นจึงเป็นการดูดซับแบบหลายชั้น

สภาวะที่เหมาะสมในการดูดซับลิกลินในน้ำเสียจริง คือ การใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x40 เมช ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร โดยประสิทธิภาพในการดูดซับที่สูงสุดอยู่ที่ ร้อยละ 92.72 โดยสามารถลดค่าความเข้มข้นในหน่วย ADMI ให้ต่ำกว่า 300 ADMI ได้เมื่อทำการดูดซับที่ระยะเวลามากกว่า 180 นาที

4.4 ผลการศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน

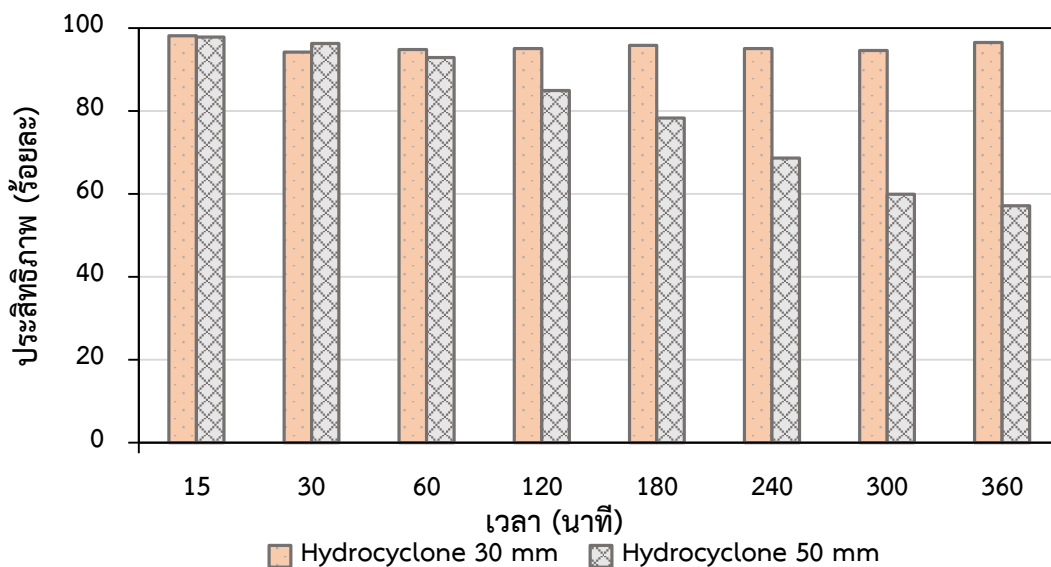
4.4.1 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลนต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาค

ทำการทดลองโดยนำถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 16x18 เมช ปริมาณ 150 กรัม ใสลงไปในถังที่มีน้ำประปา 300 ลิตร โดยใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 และ 50 มิลลิเมตรในการทดลอง และให้เส้นผ่านศูนย์กลางที่ทางออกด้านล่างของตัวไฮโดรไซโคลนมีขนาด 6 มิลลิเมตร เติมน้ำที่ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์ หลังจากนั้นทำการเก็บตัวอย่างน้ำที่ทางออกด้านบน (Overflow) และทางออกด้านล่าง (Underflow) ที่เวลา 15 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ และเก็บตัวอย่างที่ได้จากการทดลองมาวิเคราะห์หาค่าปริมาณความเข้มข้นของแข็งแขวนลอย (Suspended solid) และคำนวณหาประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลนทั้ง 2 ขนาดจากสมการประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency) (ตัวอย่างการคำนวณแสดงในภาคผนวก ข.3) โดยสามารถคำนวณได้จากสมการที่ 4.8 ดังต่อไปนี้

$$E'_T = \frac{E_T - R_f}{1 - R_f} \quad (4.8)$$

เมื่อ E'_T , E_T และ R_f คือ ประสิทธิภาพลดของไฮโดรไซโคลน ประสิทธิภาพรวมของไฮโดรไซโคลน และอัตราส่วนการแบ่งการไหล (Flow split) ตามลำดับ

จากทฤษฎีการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนพบว่า ไฮโดรไซโคลนที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเล็กกว่าจะสามารถแยกอนุภาคได้ขนาดตัดที่เล็กกว่าไฮโดรไซโคลนขนาดใหญ่ ซึ่งผลการทดลองพบว่า ไฮโดรไซโคลนขนาด 50 มิลลิเมตร ไม่สามารถแยกอนุภาคถ่านกัมมันต์ให้ได้ ประสิทธิภาพถึงร้อยละ 100 (ลักษิกา กองวิเชียร, 2556) ดังนั้นการใช้ไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร จึงทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคเพิ่มสูงกว่าไฮโดรไซโคลนขนาด 50 มิลลิเมตร นั่นคือ ไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตรมีประสิทธิภาพเฉลี่ยในการแยกอนุภาคมากกว่าร้อยละ 95 ในขณะที่ไฮโดรไซโคลนขนาด 50 มิลลิเมตร มีประสิทธิภาพเฉลี่ยในการแยกอนุภาคประมาณร้อยละ 79 ดังภาพที่ 4.16 ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้ไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตรในการแยกอนุภาค



ภาพที่ 4.16 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน
ขนาด 30 และ 50 มิลลิเมตร ที่เวลาต่างๆกัน

4.4.2 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน ต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาค

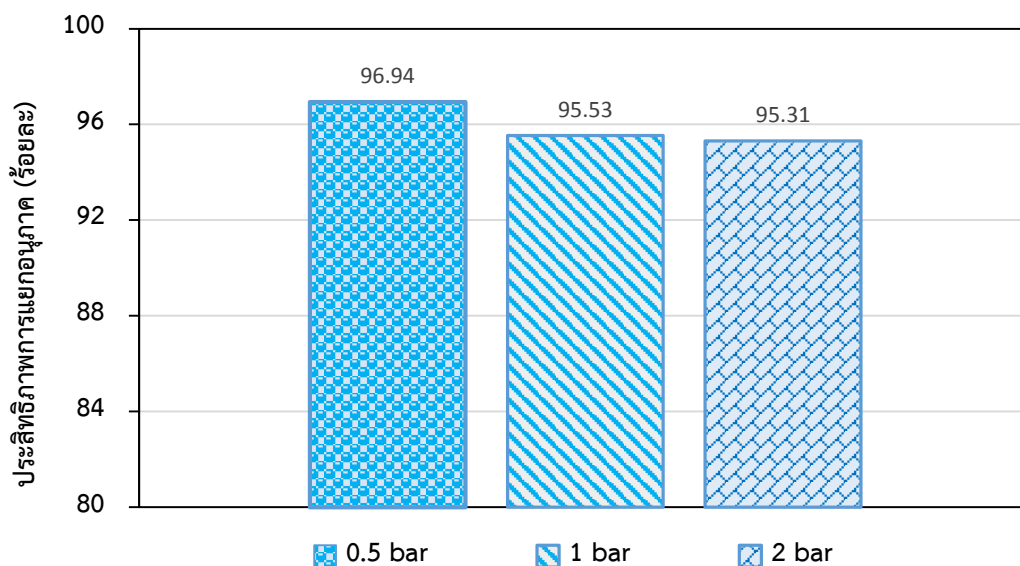
ในการแยกของผสมด้วยไฮโดรไซโคลนนั้นต้องการให้ทางออกส่วนล่างมีเฉพาะของแข็งหรืออนุภาค และให้น้ำใสออกที่ทางออกส่วนบนเท่านั้น แต่ในการเดินระบบจริงนั้นจะทั้งของแข็งและน้ำบางส่วนออกมาที่ทางออกส่วนล่างด้วยเสมอ ซึ่งการลดขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางที่ทางออกส่วนล่างสามารถลดสัดส่วนของน้ำที่ออกทางช่องทางออกส่วนล่างได้ แต่การลดขนาดช่องทางออกส่วนล่างนั้นจะทำให้ประสิทธิภาพในการแยกลดลงเล็กน้อยซึ่งขึ้นกับปัจจัยอื่นๆ ด้วย เช่น ความเข้มข้นและขนาดของของแข็ง และ/หรือความดันที่จ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน (Saengchan, 2009)

โดยในงานวิจัยนี้เลือกใช้ทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลนที่มีขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลาง 6 มิลลิเมตร เนื่องจาก ทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลนที่มีขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลาง 10 มิลลิเมตรนั้นทำให้ทางออกทางด้านล่างของไฮโดรไซโคลนนั้นมีขนาดใหญ่กว่าทางออกด้านบน ส่งผลให้น้ำที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลนนั้นไหลออกทางด้านล่างเกือบทั้งหมด ทำให้ไฮโดรไซโคลนนั้นทำหน้าที่เพียงแค่แบ่งอัตราการไหลของน้ำเท่านั้น ไม่ได้ทำหน้าที่ในการแยกอนุภาค

4.4.3 ผลการศึกษาอิทธิพลของความดันจ่ายเข้าต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอน

ทำการทดลองโดยใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 16x18 เมช ปริมาณ 150 กรัม ใส่ลงในถังกวนผสมที่มีน้ำประปา 300 ลิตร โดยใช้ไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางที่ทางออกส่วนล่างของไฮโดรไซโคลอน 6 มิลลิเมตร ทำการทดลองเดินระบบโดยปรับความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลอนที่ 0.5 1 และ 2 บาร์ เก็บตัวอย่างของผสมที่ทางออกส่วนบน (Overflow) และทางออกส่วนล่าง (Underflow) ที่เวลา 15 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ และนำตัวอย่างของผสมมาวิเคราะห์หาค่าปริมาณของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid) และคำนวณหาประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลอนจากสมการประสิทธิภาพลด

จากผลการทดลองสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 4.17 โดยสามารถอธิบายได้ว่าการเปลี่ยนแปลงความดันนั้นส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตรไม่มากนัก ถึงแม้ว่าการเพิ่มความดันจ่ายเข้าจะเปรียบได้กับการเพิ่มอัตราการไหลเข้าไฮโดรไซโคลอน ซึ่งสัมพันธ์ดังตารางที่ 4.4 อัตราการไหลที่สูงขึ้นนั้นส่งผลให้ความเร็วตามแนวสัมผัสรอบวง ($V_y = \alpha \frac{Q}{A_i}$) สูงขึ้นด้วยเช่นกัน ความเร่งหนีศูนย์กลางจึงเพิ่มขึ้น ($a_c = \frac{2V_y^2}{D_c}$) ประกอบกับความเร็วของการตกตะกอนของอนุภาคในไฮโดรไซโคลอนนั้นเป็นไปตามสมการกฎของสโตค (Stokes's law equation) คือ $U_T = \frac{a_c(\Delta\rho)D_p^2}{18\mu}$ จึงเห็นได้ว่าความเร่งหนีศูนย์กลางที่เพิ่มขึ้นนั้น ทำให้ความเร็วในการตกตะกอนของอนุภาคสูงขึ้น เป็นผลให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนเพิ่มขึ้น (วรศิริ เสียงสนั่น, 2552) แต่จากที่ได้จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ด้วยไฮโดรไซโคลอนไม่เป็นไปตามทฤษฎี เนื่องจากการเพิ่มความดันการจ่ายของไหลเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนนั้นส่งผลให้แรงเหวี่ยงที่เกิดขึ้นในไฮโดรไซโคลอนเพิ่มสูงขึ้น จึงเห็นได้ว่าการเพิ่มความดันนั้นเป็นการเพิ่มโอกาสการแตกของถ่านกัมมันต์ ดังนั้นเมื่อถ่านกัมมันต์มีขนาดเล็กลงความเร็วของการตกตะกอนจึงน้อยลงด้วย ทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนต่ำลง (Dwari R.K. และคณะ, 2004, Husveg T. และคณะ, 2007) ในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้ความดันจ่ายเข้าที่ 0.5 บาร์ ในการทดลองต่อไป เนื่องจากมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคสูงกว่าความดันอื่นๆ



ภาพที่ 4.17 ประสิทธิภาพเฉลี่ยในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลนที่ความดันจ่ายเข้าต่างกัน

ข้อควรระวังในการเดินระบบไฮโดรไซโคลนเพื่อแยกถ่านกัมมันต์ออกจากระบบคือ ควรระวังเรื่องการแตกของถ่านกัมมันต์ เนื่องจากถ่านกัมมันต์เป็นตัวกลางดูดซับที่มีรูพรุนจำนวนมากอยู่ภายใน จึงส่งผลให้ถ่านกัมมันต์มีลักษณะที่แข็งแต่เปราะ จึงเกิดการแตกเมื่อโดนแรงเฉือนที่เกิดขึ้นภายในระบบ (Husveg T. และคณะ, 2007) ดังนั้นในการเดินระบบไฮโดรไซโคลนจึงควรควบคุมค่าความดันที่ใช้ให้เหมาะสม เพื่อให้ระบบสามารถคงประสิทธิภาพการแยกอนุภาคได้สูงสุด

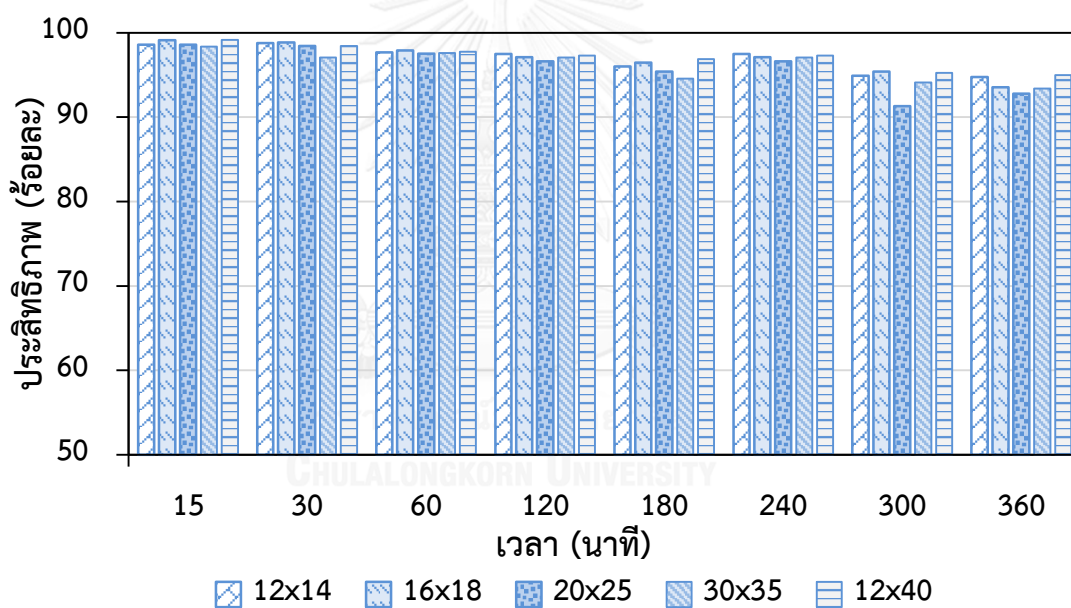
จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

ตารางที่ 4.4 อัตราการไหลเฉลี่ยของน้ำที่ทางเข้าและทางออกต่างๆของไฮโดรไซโคลนที่ความดันจ่ายเข้าแตกต่างกัน

ความดันจ่ายเข้า (บาร์)	อัตราการไหล		
	ทางออกด้านล่าง (ลิตร/วินาที)	ทางออกด้านบน (ลิตร/วินาที)	ทางเข้าไฮโดรไซโคลน (ลิตร/วินาที)
0.5	0.073	0.070	0.143
1	0.106	0.087	0.193
2	0.141	0.123	0.264

4.4.4 ผลการศึกษาอิทธิพลของขนาดของถ่านกัมมันต์ต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอน

ทำการทดลองโดยใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x14 16x18 20x24 30x35 และ 12x40 เมช ปริมาณ 150 กรัม ใส่ลงในถังกวนผสมที่มีน้ำประปา 300 ลิตร โดยใช้ไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางที่ทางออกส่วนล่างของไฮโดรไซโคลอน 6 มิลลิเมตร ทำการทดลองเดินระบบโดยปรับความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลอนที่ 0.5 บาร์ เก็บตัวอย่างของผสมที่ทางออกส่วนบน (Overflow) และทางออกส่วนล่าง (Underflow) ที่เวลา 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ และนำตัวอย่างของผสมมาวิเคราะห์หาค่าปริมาณของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid) และคำนวณหาประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลอน จากสมการประสิทธิภาพลด

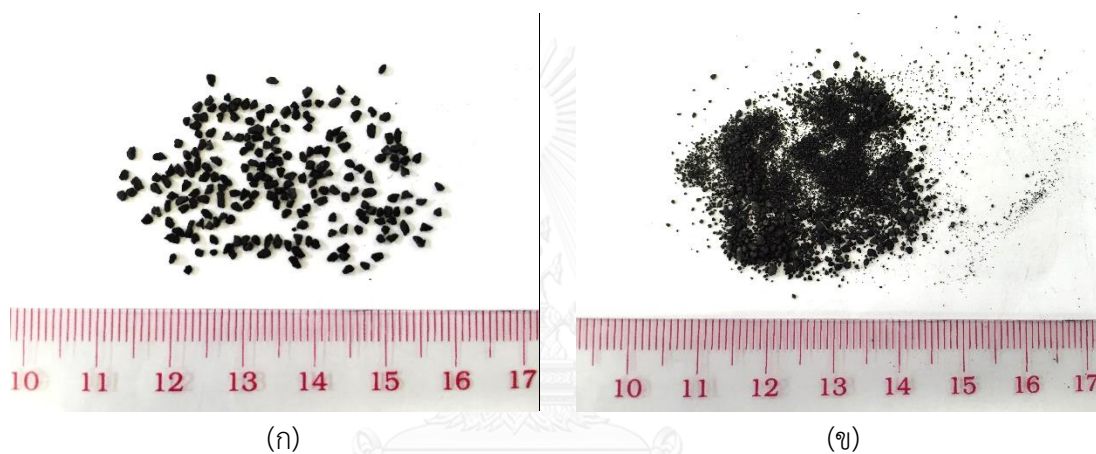


ภาพที่ 4.18 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆกันที่เวลาใดๆของไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร

จากผลการทดลองสามารถแสดงได้ดังภาพที่ 4.18 โดยสามารถอธิบายได้ว่า ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ที่ขนาด 12x14 16x18 20x24 30x35 และ 12x40 ที่เวลาใดๆมีค่าใกล้เคียงกัน โดยมีประสิทธิภาพเฉลี่ย คือ 96.79 96.94 95.92 96.16 และ 97.14 ตามลำดับ ซึ่งกล่าวได้ว่า ไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตรสามารถแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆได้มากกว่าร้อยละ 95 การที่ไฮโดรไซโคลอนไม่สามารถแยกอนุภาคได้ทั้งหมดอาจเนื่องมาจาก (1) อนุภาคมีแนวโน้มที่จะชนกับใบพัดเครื่องสูบน้ำทำให้อนุภาคเกิดการแตก (2) เนื่องจากงานวิจัยของ

Husveg T. และคณะ (2007) ได้อธิบายไว้ว่าแรงเฉือน (Shear force) ภายในไฮโดรไซโคลอนอาจทำให้อนุภาคเกิดการแตก ดังนั้นเมื่อขนาดของอนุภาคเล็กลง ความเร็วในการตกตะกอนของอนุภาคจึงน้อยลงประสิทธิภาพในการแยกของไฮโดรไซโคลอนจึงลดลงไปด้วย ดังภาพที่ 4.19 และ 4.20

อย่างไรก็ตาม จากผลการทดลองพบว่า ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในการทดลอง ไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลอนอย่างมีนัยยะสำคัญ ประกอบกับไฮโดรไซโคลอนขนาด 30 มิลลิเมตร สามารถแยกถ่านกัมมันต์ทุกขนาดที่ใช้ในการทดลองได้มากกว่าร้อยละ 95 ดังนั้นในการทดลองต่อไป จึงสามารถนำถ่านกัมมันต์ที่ไม่ได้ทำการคัดขนาด (12x40) มาใช้ในการทดลองต่อไป



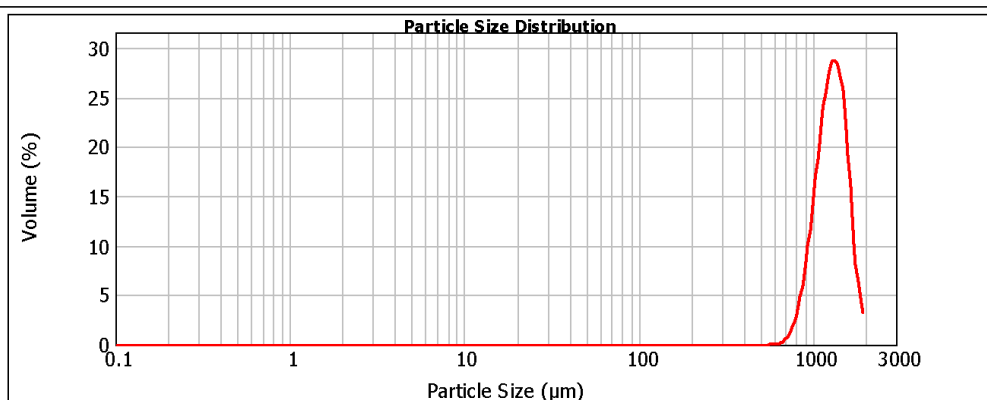
ภาพที่ 4.19 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในไฮโดรไซโคลอนขนาด 30 มิลลิเมตร

ความดัน 0.5 บาร์

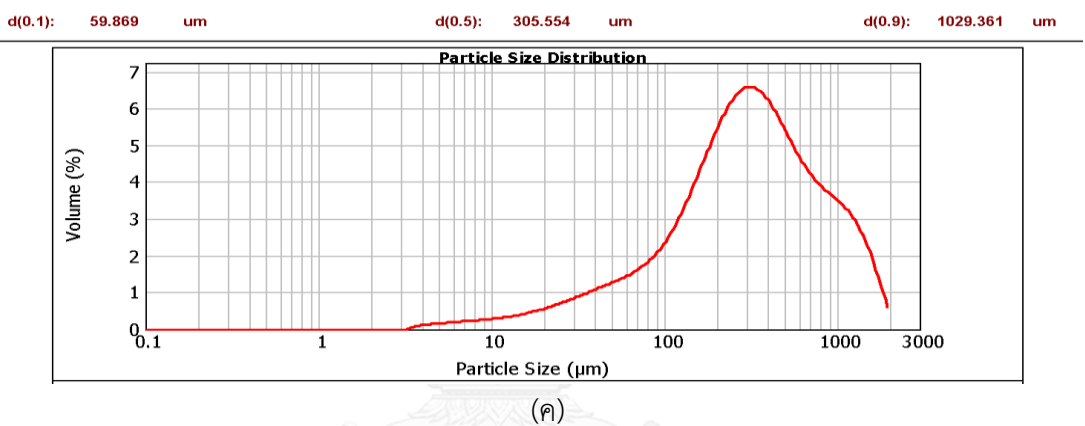
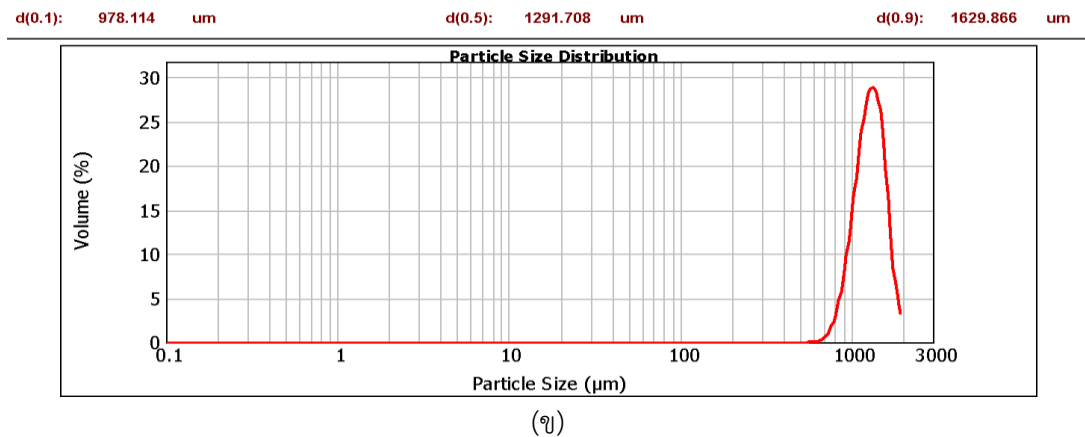
(ก) ถ่านกัมมันต์ขนาด 16 x 18 ที่เวลา 0 นาที

(ข) ถ่านกัมมันต์ขนาด 16 x 18 ที่เวลา 360 นาที

d(0.1): 973.162 um d(0.5): 1287.469 um d(0.9): 1627.420 um



(ก)



ภาพที่ 4.20 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เปลี่ยนไปเมื่อวัดด้วย Particle size distribution

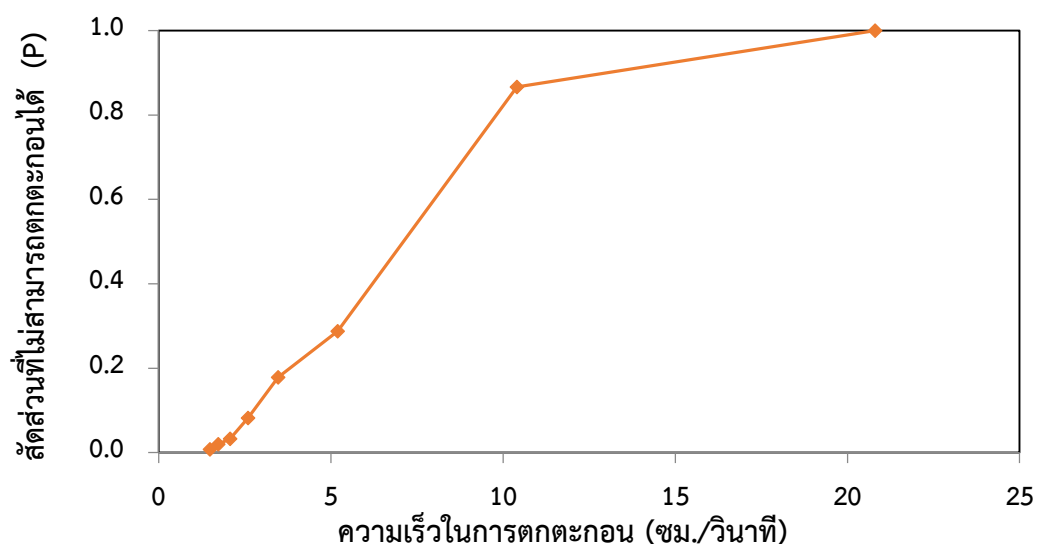
- (ก) ถ่านกัมมันต์ขนาด 16 x 18 ที่เวลา 0 นาที
- (ข) ถ่านกัมมันต์ขนาด 12 x 40 ที่เวลา 0 นาที
- (ค) ถ่านกัมมันต์ขนาด 12 x 40 ที่เวลา 360 นาที

4.4.5 เปรียบเทียบการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดโดยการตกตะกอนแบบธรรมดากับการใช้ไฮโดรไซโคลอน

การแยกโดยใช้ห้องตกตะกอน

การแยกอนุภาคโดยใช้ห้องตกตะกอนนั้นเป็นวิธีการแยกโดยอาศัยความเร็วการตกตะกอนจากแรงโน้มถ่วงของโลก (Gravitational settling velocity) ซึ่งสามารถหาได้จากการทดลองการตกตะกอนแบบโดดภายในคอลัมน์ทดสอบ (Discrete settling in column test) โดยได้เลือกใช้ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x14 เมช มาใช้ในการทดสอบ เก็บน้ำตัวอย่างที่

ระดับความลึกต่างๆ พร้อมทั้งบันทึกเวลาเก็บตัวอย่าง แล้วนำน้ำตัวอย่างมาวิเคราะห์หาปริมาณของแข็งแขวนลอย (ปริมาณถ่านกัมมันต์) จากนั้นนำข้อมูลมาสร้างความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนของถ่านกัมมันต์ที่ไม่สามารถตกตะกอนหรือแยกได้ (Penetration, P) กับความเร็วในการตกตะกอนของถ่านกัมมันต์ (Settling velocity, v) หรือค่าอัตราน้ำล้นผิว โดยค่า P มาจากค่าปริมาณของแข็งแขวนลอยของตัวอย่างที่เวลาใดๆ เทียบกับปริมาณที่เวลาเริ่มต้น ส่วนความเร็วในการตกตะกอนหาได้จากความลึกของจุดเก็บตัวอย่างหารด้วยเวลาที่เก็บตัวอย่าง (มันสิน ตันฑุลเวศน์, 2542) ผลการทดลองที่ได้แสดงดังภาพที่ 4.21 ซึ่งสามารถนำไปใช้ในการคำนวณหาประสิทธิภาพของถังตกตะกอนที่ค่าอัตราน้ำล้นผิวต่างๆ



ภาพที่ 4.21 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนที่ไม่สามารถตกตะกอนหรือแยกได้และความเร็วในการตกตะกอนของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

ประสิทธิภาพการตกตะกอนของถ่านกัมมันต์ที่อัตราน้ำล้นผิวต่างๆ สามารถคำนวณได้โดยอาศัยภาพที่ 4.21 และสมการที่ 4.9 โดยการแทนค่าอัตราน้ำล้นผิวต่างๆ (v_0) ตัวอย่างการคำนวณแสดงในภาคผนวก ข.4 ผลการคำนวณแสดงดังตารางที่ 4.5 จากผลการคำนวณที่ได้จะเห็นว่า การแยกถ่านกัมมันต์ออกจากน้ำให้ได้ประสิทธิภาพมากกว่าร้อยละ 99 นั้น การออกแบบถังตกตะกอนสำหรับถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดต้องมีค่าอัตราน้ำล้นผิวที่น้อยกว่า 2 ซม.ต่อวินาที

$$\eta_{\text{sedimentation}} = (1 - P_0) + \int_0^{P_0} (V_i/V_0) dP_i \quad (4.9)$$

ตารางที่ 4.5 ประสิทธิภาพการตกตะกอนของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่อัตราการนำลิ้นผิวต่างๆ

U_0 (ชม./วินาที)	P_o	$\eta_{\text{Sedimentation}}$
2	0.025	98.33
4	0.21	86.00
6	0.355	76.33
8	0.6	60.00
10	0.82	45.33
12	0.859	42.73
14	0.91	39.33
16	0.949	36.73
18	0.951	36.60

การแยกโดยใช้ไฮโดรไซโคลน

จากผลการทดลองดังตารางที่ 4.4 ทำให้ทราบว่าที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 1 และ 2 บาร์ อัตราการไหลเข้าของน้ำเสียสังเคราะห์ เท่ากับ 0.143, 0.193 และ 0.264 ตามลำดับ เมื่อทราบขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคถ่านกัมมันต์และอัตราการไหลเข้าของน้ำเสียสังเคราะห์ (โดยสมมติว่าไม่ได้เกิดการแตกของอนุภาคถ่านกัมมันต์) จะสามารถคำนวณค่าความเร็วในการตกตะกอนของอนุภาคที่เกิดจากความเร่งสู่ศูนย์กลาง (Centrifugal settling velocity) ได้จากสมการที่ 4.10 และสามารถคำนวณหาประสิทธิภาพในการแยกของไฮโดรไซโคลนได้จากสมการที่ 4.11

$$U_T = \frac{2 \times V_c^2}{D_c} \times (\rho_p - \rho) \times D_p^2 \quad (4.10)$$

$$18 \times \mu$$

$$\eta_{\text{mixed flow}} = 1 - \exp\left(-\frac{\pi \times N_e \times U_T \times d_p^2 \times (\rho_p - \rho)}{9 \times \mu \times D_i}\right) \quad (4.11)$$

$$N_e = \frac{1}{D_i} \times \left(L_1 + \frac{L_2}{2}\right) \quad (4.10)$$

$$V_c = \frac{4Q}{\pi D_i^2} \quad (4.11)$$

- โดย U_T คือ ความเร็วสุดท้ายในการแยกของอนุภาคภายในไฮโดรไซโคลอน (เมตร/วินาที)
- V_c คือ ความเร็วเข้าไฮโดรไซโคลอน (เมตร/วินาที)
- N_e คือ จำนวนรอบที่ของไหลหมุนวนภายในไฮโดรไซโคลอน
- D_i คือ เส้นผ่านศูนย์กลางทางเข้าของไฮโดรไซโคลอน (เมตร)

หมายเหตุ ตามทฤษฎีแล้วความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นผ่านศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลอน (V_y) บริเวณผนังทางเข้าของไฮโดรไซโคลอน จะต้องเท่ากับความเร็วเข้าไฮโดรไซโคลอน (V_c) แต่ในความเป็นจริงจะเกิดการสูญเสียพลังงานบางส่วน ทำให้ความเร็วตามแนวสัมผัสน้อยกว่าความเร็วเข้า แต่เพื่อความง่ายต่อการคำนวณ ในกรณีนี้จะสมมติว่าความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นผ่านศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลอนเท่ากับความเร็วเข้าไฮโดรไซโคลอน

ตารางที่ 4.6 พารามิเตอร์ที่สำคัญต่อการคำนวณของไฮโดรไซโคลอนที่ใช้ในงานวิจัย

พารามิเตอร์	ไฮโดรไซโคลอน	
	ขนาด 30 มม.	ขนาด 50 มม.
เส้นผ่านศูนย์กลางทางเข้า (D_i)	6	20
ความยาวส่วนทรงกระบอกของไฮโดรไซโคลอน (L_1)	55	115
ความยาวส่วนกรวยของไฮโดรไซโคลอน (L_2)	105	260
จำนวนรอบที่ของไหลหมุนวนในไฮโดรไซโคลอน (N_e)	17.91	12.25

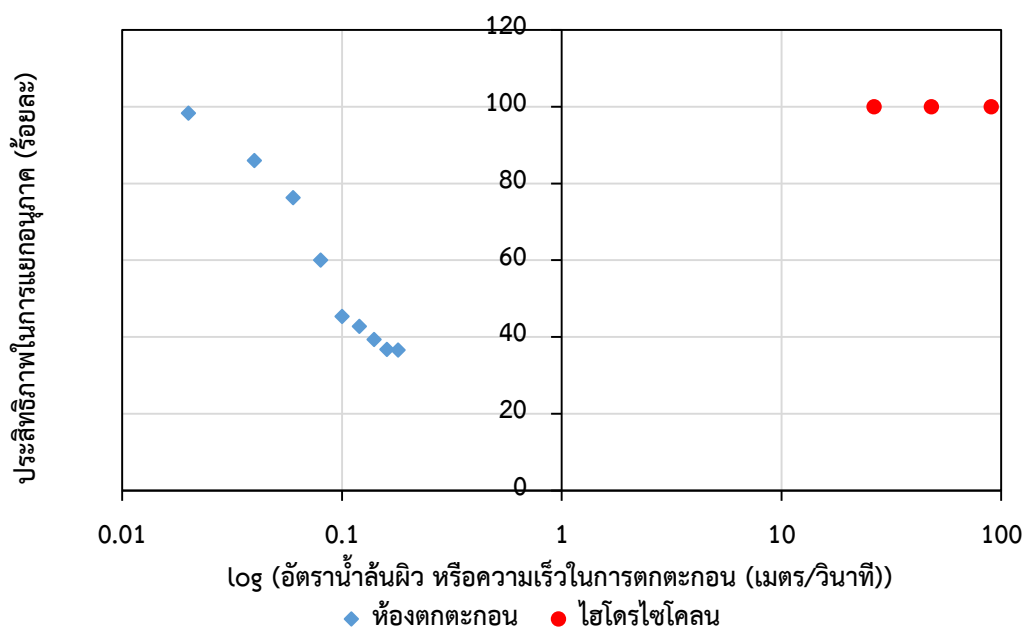
จากขนาดอนุภาคของถ่านกัมมันต์ 12x14 เมช (D_{50}) 1,004.736 ไมโครเมตร ความหนาแน่นจริงของถ่านกัมมันต์ (ρ_p) คือ 2,110 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส ความหนาแน่น (ρ) และความหนืดเชิงจลนศาสตร์ (μ) ของน้ำเท่ากับ 995.65 กิโลกรัมต่อลูกบาศก์เมตร และ 0.000798 นิวตันวินาทีต่อตารางเมตร ตามลำดับ และจากตารางที่ 4.6 พบว่า จำนวนรอบที่ของไหลหมุนวนในไฮโดรไซโคลอน (N_e) ของไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร คือ 17.91 ทำให้สามารถคำนวณหาความเร็วในการตกตะกอนและประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนได้ดังตารางที่ 4.7

ตารางที่ 4.7 แสดงข้อมูลผลการคำนวณหาความเร็วสุดท้ายในการแยกของอนุภาค

ความดันจ่ายเข้า (บาร์)	อัตราไหลจ่ายเข้า (ลิตรต่อวินาที)	ความเร็วสุดท้ายในการแยก (เมตร/วินาที)	ประสิทธิภาพในการแยก (ร้อยละ)
0.5	0.143	26.393	100
1	0.193	48.076	100
2	0.264	89.954	100

จากการคำนวณจะทำให้ทราบค่าความเร็วในการตกตะกอนของอนุภาคอันเนื่องมาจากความเร่งสู่ศูนย์กลาง (Centrifugal settling velocity) ที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 1 และ 2 เท่ากับ 26.393 48.076 และ 89.954 เมตรต่อวินาที ตามลำดับ และประสิทธิภาพที่แยกได้ ณ ความดันจ่ายเข้าต่างๆเท่ากับ ร้อยละ 100

ภาพที่ 4.22 เป็นการเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ของห้องตกตะกอนและไฮโดรไซโคลอน ซึ่งจะสังเกตได้ว่าเมื่อประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคเท่ากัน อัตราน้ำล้นผิวของการใช้ไฮโดรไซโคลอนจะมีค่ามากกว่า ดังนั้นพื้นที่และเวลาที่ใช้สำหรับการตกตะกอนจึงน้อยกว่าการใช้ถึงตกตะกอน สมมติความต้องการใช้น้ำของพื้นที่แห่งหนึ่งเท่ากับ 250 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง และต้องการกำจัดถ่านกัมมันต์ออกจากระบบด้วยประสิทธิภาพในการบำบัดร้อยละ 100 จากภาพที่ 4.21 จะทราบว่าอัตราน้ำล้นผิวสูงสุดที่แต่ละระบบต้องการ จะประมาณ 2 ซม./วินาที สำหรับการตกตะกอนแบบธรรมดา และ 26.393 เมตร/วินาที สำหรับการตกตะกอนในไฮโดรไซโคลอน ดังนั้นพื้นที่ของระบบน้อยสุดที่ต้องการ คือ 3.47 ตารางเมตรสำหรับห้องตกตะกอนแบบธรรมดา และ 2.63×10^{-3} ตารางเมตรสำหรับไฮโดรไซโคลอน ซึ่งจะเห็นได้ว่าพื้นที่ต่างกันถึง 1,318 เท่า

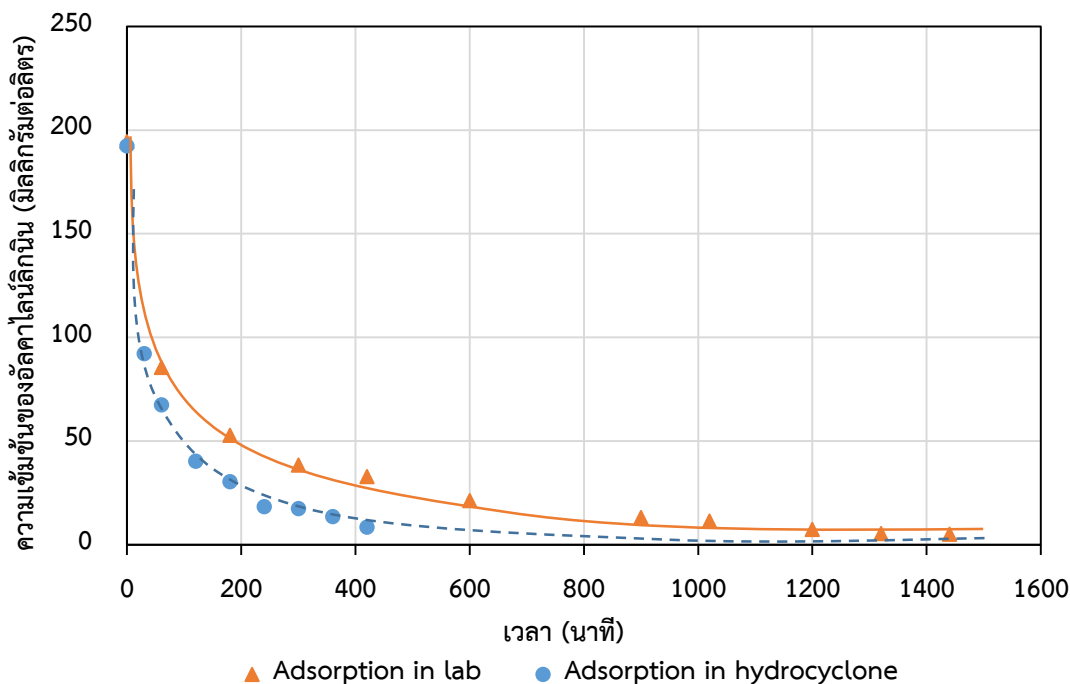


ภาพที่ 4.22 ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ด้วยไฮโดรไซโคลอน และการตกตะกอนแบบโคต

4.5 ผลการศึกษาการดูดซับในโรงงานนำร่องด้วยระบบทีละเท (Batch experiment)

4.5.1 จลนศาสตร์การดูดซับภายในโรงงานนำร่อง

การศึกษาจลนศาสตร์การดูดซับในโรงงานนำร่องด้วยระบบทีละเท ทำการทดลองโดยใช้ไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางท่อด้านล่างของไฮโดรไซโคลอน 6 มิลลิเมตร และเดินระบบที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ เริ่มการทดลองโดยเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ (น้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทิน) 200 ลิตร ที่ระดับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ในถังเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ หลังจากนั้นทำการเติมถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช ปริมาณ 4 กิโลกรัม ลงไปในถังที่เตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ไว้ แล้วเดินระบบไฮโดรไซโคลอน และทำการเก็บตัวอย่างน้ำที่ทางออกด้านบน (Overflow) ที่เวลา 30 60 120 180 240 300 360 นาที ตามลำดับ หลังจากนั้นนำตัวอย่างน้ำมาวิเคราะห์หาปริมาณอัลคาไลน์ลิทินที่เหลืออยู่ (C_t) ที่เวลาต่างๆ โดยใช้เครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ เช่นเดียวกับการทดลองในห้องปฏิบัติการ



ภาพที่ 4.23 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลลิทิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณตัวดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร

ภาพที่ 4.23 เป็นการเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน โดยจะสังเกตเห็นได้ว่าอัตราเร็วในการดูดซับอัลคาไลลิทินของถ่านกัมมันต์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีค่าที่สูงกว่าการดูดซับในห้องปฏิบัติการ ซึ่งเมื่อนำข้อมูลการทดลองมาวิเคราะห์ค่าอัตราเร็วในการดูดซับตามสมการจลนศาสตร์การดูดซับปฏิกิริยาอันดับสองเสมือนดังตารางที่ 4.8 พบว่าค่า $k^2q_e^2$ ของการดูดซับอัลคาไลลิทินโดยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนค่าเท่ากับ 2.7750 (มก./ก.*นาทื) ในขณะที่ค่า $k^2q_e^2$ ในห้องปฏิบัติการมีค่าเท่ากับ 0.123 (มก./ก.*นาทื) ซึ่งค่า $k^2q_e^2$ แสดงถึง ปริมาณของอัลคาไลลิทินในตัวกลางดูดซับ 1 กรัม ในเวลา 1 นาที การที่ค่า $k^2q_e^2$ ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีค่าสูงกว่าค่าที่ได้ในห้องปฏิบัติการ จึงกล่าวได้ว่าอัตราเร็วในการดูดซับอัลคาไลลิทินในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีค่าสูงกว่าในห้องปฏิบัติการ (ปรารงค์ศิริ ศรีสุภพัชร, 2551) ซึ่งอาจเป็นผลมาจากค่าอุณหภูมิในการเดินระบบที่เปลี่ยนไป โดยอุณหภูมิในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนนั้นเป็นไปตามสภาวะแวดล้อมเฉลี่ยอยู่ที่ประมาณ 30 ± 1 องศาเซลเซียส และเพิ่มสูงขึ้นเป็น 35 ± 1 องศาเซลเซียส เมื่อเดินระบบเป็นเวลา 6 ชั่วโมง เนื่องจากเกิดการถ่ายเทความร้อนจากเครื่องสูบน้ำและใบพัดที่ใช้ในการกวนผสมเข้าสู่ น้ำในถัง

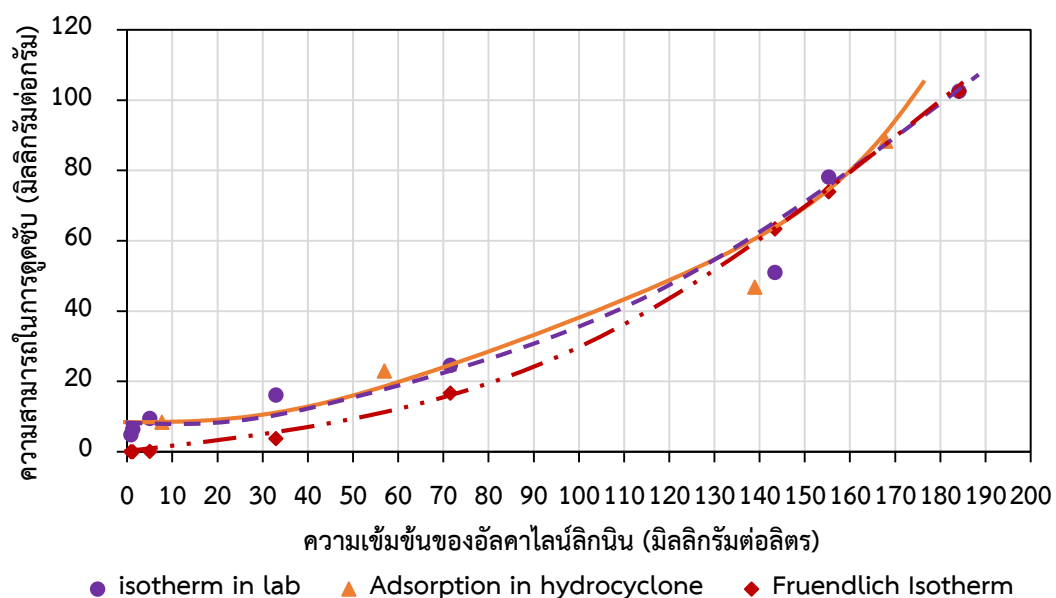
ปฏิกิริยา ดังนั้นอุณหภูมิในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนจึงสูงกว่าในห้องปฏิบัติการ (25±1 องศาเซลเซียส) ดังนั้นการที่อุณหภูมิเพิ่มสูงขึ้นจึงทำให้อัตราเร็วในการดูดซับสูงขึ้นด้วย เนื่องจาก อัตราเร็วของการดูดซับจะแปรผันตามอุณหภูมิ

ตารางที่ 4.8 ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกิริยาอันดับสอง

	q_{exp} (มก./ก.)	q_e (มก./ก.)	k_2 (ก./มก.*นาที)	$k^2q_e^2$ (มก./ก.*นาที)	R^2
ห้องปฏิบัติการ	9.47	9.7276	0.0181	1.7089	0.99
โรงงานนำร่อง	8.38	8.7566	0.0362	2.7750	0.99

4.5.2 ไอโซเทอมการดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

การศึกษาไอโซเทอมการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนด้วยการเดินระบบที่ละเท่นั้น ทำการทดลองโดยอาศัยข้อมูลของจลนศาสตร์การดูดซับโดยเลือกใช้ที่เวลาในการดูดซับ 360 นาที สภาวะที่นำมาใช้มี 4 ค่า คือ ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกัน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 0.1 0.5 5 และ 20 กรัมต่อ ตามลำดับ



ภาพที่ 4.24 เปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับระหว่างในห้องปฏิบัติการ และในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

จากภาพที่ 4.24 พบว่ากราฟไอโซเทอมการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดภายในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีความแตกต่างกันไม่มากนัก โดยความสามารถในการดูดซับมีแนวโน้มไปในทิศทางเดียวกัน ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีค่าสูงกว่าการทดลองในห้องปฏิบัติการ อาจเป็นผลเนื่องมาจากปัจจัยดังนี้

1) อุณหภูมิ: อุณหภูมิในการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีค่าสูงกว่าการทดลองในห้องปฏิบัติการ โดยมีอุณหภูมิที่สภาวะแวดล้อมอยู่ที่ 30 ± 1 องศาเซลเซียส และเมื่อทำการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนเป็นเวลา 360 นาที พบว่าอุณหภูมิของระบบเพิ่มสูงขึ้นถึง 35 ± 1 องศาเซลเซียส ซึ่งอุณหภูมิที่สูงขึ้นเกิดจากการเดินระบบเครื่องสูบน้ำและใบกวนของระบบเป็นเวลานาน ในขณะที่อุณหภูมิในห้องปฏิบัติการอยู่ที่ 25 ± 1 องศาเซลเซียส การที่อุณหภูมิสูงขึ้นอาจทำให้โมเลกุลของอัลคาไลน์ลิทินแพร่ไปยังโครงสร้างของถ่านกัมมันต์ได้ดี (Cardoso N.F. และคณะ, 2011)

2) การแตกของตัวกลางดูดซับ: เนื่องจากโมเลกุลของอัลคาไลน์ลิทินนั้นมีขนาดใหญ่ ทำให้อัลคาไลน์ลิทินไม่สามารถถูกดูดซับภายในรูพรุนของถ่านกัมมันต์ได้ ดังนั้นการแตกของตัวกลางดูดซับจึงส่งผลให้พื้นที่ผิวในการดูดซับเพิ่มสูงขึ้น ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินของถ่านกัมมันต์ภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนจึงสูงกว่าการทดลองในห้องปฏิบัติการ

4.5.3 สมการทำนายการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินในระบบไฮบริด

จุดมุ่งหมายในการสร้างสมการทำนายการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินคือ การได้สมการที่สามารถทำนายค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินที่คงเหลือ ณ เวลาใดๆ (C_t) เพียงใส่ความเข้มข้นเริ่มต้นและเวลาที่ต้องการทราบค่า ซึ่งค่าคงที่ k สามารถหาได้จากความสัมพันธ์ระหว่าง ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทิน ปริมาณของตัวกลางดูดซับที่ใช้ ปริมาณของน้ำเสียสังเคราะห์ที่ใช้ และเวลาที่เปลี่ยนไป

ในการทำนายความเข้มข้นที่จุดใดๆของการดูดซับนั้นต้องอาศัย การทดลองทางจลนศาสตร์การดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อหาค่าอันดับปฏิกิริยาที่ขึ้นกับปริมาณของตัวกลางดูดซับที่ใช้ในการทดลอง ซึ่งผลการทดลองจลนศาสตร์การดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนนั้นสามารถนำมาเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังสมการที่ 4.12

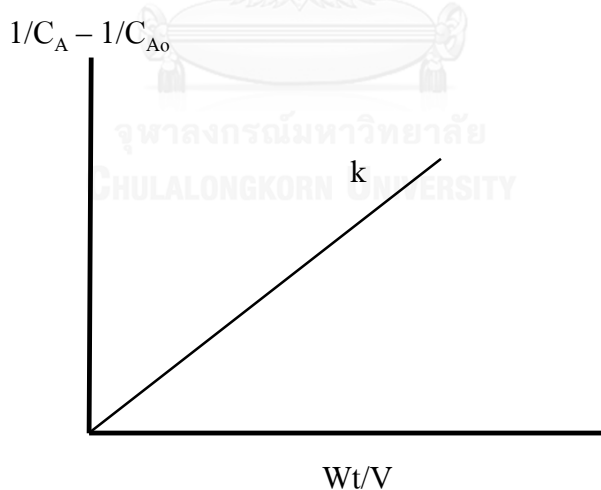
$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{-kC_A^2W}{V} \quad (4.12)$$

เมื่ออินทิเกรตสมการที่ 4.12 แล้วจะได้สมการที่ 4.13

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = \frac{kWt}{V} \quad (4.13)$$

- โดย C_{A0} คือ ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิท (มิลลิกรัมต่อลิตร)
 C_A คือ ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่เวลาใดๆ (มิลลิกรัมต่อลิตร)
 k คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยา
 (มิลลิกรัมต่อ (นาที่.กรัมของตัวกลางดูดซับ. (มิลลิกรัมต่อลิตร)²)
 W คือ ปริมาณตัวกลางดูดซับ (กรัม)
 t คือ เวลา (นาที่)
 V คือ ปริมาณของอัลคาไลน์ลิทมิท (ลิตร)
 r_A คือ อัตราการเกิดปฏิกิริยา (มิลลิกรัมต่อ (นาที่.กรัมของตัวกลางดูดซับ))

เมื่อเขียนกราฟระหว่าง $1/C_A - 1/C_{A0}$ กับ Wt/V จะได้กราฟที่เป็นเส้นตรง ที่มีความชัน (Slope) เท่ากับ k และจุดตัดแกน y (Intercept) เท่ากับจุด $(0,0)$ ดังภาพที่ 4.25



ภาพที่ 4.25 การหาค่า k จากการทดลองจลนศาสตร์การดูดซับ

จากนั้นนำข้อมูลจากการทดลองจลนศาสตร์การดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมาใช้ในการหาค่า k โดยค่า k ที่ได้จากการทดลองจลนศาสตร์จากดูดซับอัลคาไลน์

ลิกนินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น ตั้งแต่ 100 – 200 มิลลิกรัมต่อลิตร มีค่าประมาณ 1×10^{-5} (มิลลิกรัมต่อ (นาที.กรัมของตัวกลางดูดซับ. (มิลลิกรัมต่อลิตร)²))

การใช้งานสมการทำนายผลการดูดซับแบบที่ละเทในระบบไฮบริด ทำได้โดยกำหนดปริมาตรและความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ที่ต้องการบำบัด และปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ใช้ เช่น ต้องการบำบัดน้ำเสียจากอัลคาไลน์ลิกนินที่มีความเข้มข้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาตรน้ำเสีย 200 ลิตร ใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร (4000 กรัม) เวลาในการดูดซับ 300 นาที โดยใช้ค่า k เท่ากับ 1×10^{-5} (มิลลิกรัมต่อ (นาที.กรัมของตัวกลางดูดซับ. (มิลลิกรัมต่อลิตร)²)) สามารถหาความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ที่เหลือที่เวลา 300 นาที ได้โดยการแทนค่าตัวแปรในสมการที่ 4.13

4.6 ผลการศึกษาการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous)

การทดลองระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับนั้นได้แนวคิดมาจากการทดลองแบบคอลัมน์ (Column) คือ การใส่ตัวกลางดูดซับปริมาณหนึ่งลงในระบบแล้วปล่อยให้ น้ำเสียไหลผ่านเข้าสู่ระบบด้วยอัตราการไหลคงที่ค่าหนึ่งอย่างต่อเนื่อง จากการทดลองนี้ สามารถสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้ว (C_t) กับปริมาตร (V) หรือระยะเวลาที่ใช้ในการเดินระบบ (t) กราฟความสัมพันธ์นี้เรียกว่า กราฟเบรกทูร์ (Breakthrough curve) โดยกราฟนี้จะมีจุดที่สำคัญ 2 จุดคือ

1) Break-point time (T_b) คือ จุดเวลาบนกราฟเบรกทูร์ที่ความเข้มข้นของน้ำที่บำบัดแล้วมีค่าความเข้มข้นสูงสุดเท่าที่ยอมรับได้ ซึ่งในงานวิจัยนี้ กำหนดให้ค่าความเข้มข้นสูงสุดของอัลคาไลน์ลิกนินที่ยอมรับได้ อยู่ที่ 50 มิลลิกรัมต่อลิตร เนื่องจาก อัลคาไลน์ลิกนินที่มีความเข้มข้น 50 มิลลิกรัมต่อลิตร จะก่อให้เกิดสีในหน่วยเอดีเอ็มไอที่น้อยกว่า 300 ซึ่งในอนาคตอาจมีการกำหนดให้น้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วมีค่าสีในหน่วยเอดีเอ็มไอไม่เกิน 300 (กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, 2558) โดยเวลาดังกล่าวเป็นเวลาที่เหมาะสมที่จะนำมาใช้ในการกักเก็บตัวกลางดูดซับได้ในระบบ (SRT) ซึ่งสามารถนำ SRT มาใช้ในการประมาณอัตราการไหลของตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมได้ ($L_s = \frac{\text{Mass}}{\text{SRT}}$)

2) Exhaustion time (T_E) คือ จุดบนกราฟเบรกทูร์ที่บอกช่วงเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับสาร โดยเมื่อทราบค่า T_E จะทำให้สามารถประมาณหาค่าความสามารถในการดูดซับของตัวกลางดูดซับ จากการหาพื้นที่ใต้กราฟเบรกทูร์ได้

4.6.1 สมการที่ใช้ในการทำนายเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ

สมการที่นำมาใช้ในการทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนหมดความสามารถในการดูดซับนั้นมาจาก การทดลองหาค่าความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิ้นในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบที่ละเท โดยพบว่าสมการที่ใช้ในการทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนหมดความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิ้นนั้นเป็นดังสมการที่ 4.14

$$q_e W = Q T_E (C_o - C_e) \quad (4.14)$$

$$T_E = \frac{q_e \times W}{Q \times (C_o - C_e)} \quad (4.15)$$

โดย	T_E	คือ จุดบนกราฟเบรกกทฐ์ที่บอกช่วงเวลาตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับสาร (นาท)
	q_e	คือ ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	W	คือ ปริมาณของถ่านกัมมันต์ (กรัม)
	Q	คือ อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ (ลิตรต่อนาที)
	C_o	คือ ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์ (มิลลิกรัมต่อลิตร)
	C_e	คือ ความเข้มข้นที่จุดสมดุลของน้ำเสียสังเคราะห์ (มิลลิกรัมต่อลิตร)

ในการสร้างสมการทางคณิตศาสตร์นั้นต้องอาศัยค่าความสามารถในการดูดซับจากไอโซเทอมการดูดซับ โดยสามารถนำเอาสมการพหุนดลชไอโซเทอมจากการทดลองในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบที่ละเท มาใช้ในการหาค่าความสามารถในการดูดซับของถ่านกัมมันต์

$$\text{จาก} \quad q_e = K C_e^{1/n}$$

เมื่อค่า K เท่ากับ 0.00452 และค่า n เท่ากับ 0.52

และสามารถคำนวณหาค่าปริมาณของตัวกลางดูดซับจากสมการที่ 4.12

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{-kC_A^2W}{V}$$

$$V \frac{dC_A}{dt} = \frac{\text{Mass}}{\text{time}}$$

$$Q \times (C_o - C_e) = kC_e^2W \quad (4.16)$$

$$W = \frac{Q \times (C_o - C_e)}{kC_e^2} \quad (4.17)$$

โดยค่า k เท่ากับ 1×10^{-5} (มิลลิกรัมต่อ (นาที่.กรัมของตัวกลางดูดซับ. (มิลลิกรัมต่อลิตร)²))
จากสมการที่ 4.15 และสมการที่ 4.17 สามารถเขียนสมการหาค่า T_E ได้ใหม่
ดังสมการที่ 4.18

$$T_E = \frac{KC_e^{1/n} \times (C_o - C_e)}{k \times (C_o - C_e) \times C_e^2} \quad (4.18)$$

โดยค่า T_E ที่ได้จากสมการที่ 4.18 นั้นเป็นค่า T_E ที่ได้จากการตั้งสมมติฐานว่า การทำงานของระบบเข้าสู่สภาวะสมดุล (Steady state) ดังนั้นค่า T_E นี้ยังไม่ได้คิดผลจากการเริ่มระบบ (Start up) ความเข้มข้นที่จุดสมดุลจึงไม่ขึ้นกับระยะเวลาที่ใช้ในการดูดซับ ดังนั้น จึงต้องนำสมการสมดุลมวล (สมการที่ 4.19) มาใช้ในการทำนายค่า T_E

$$\text{Accumulation} = \text{In} - \text{Out} + \text{reaction} \quad (4.19)$$

$$\frac{dm_A}{dt} = QC_o - QC_A - (kC_A^2)W$$

$$V \frac{dC_A}{dt} = Q(C_o - C_A) - (kC_A^2)W$$

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{Q}{V}(C_o - C_A) - (kC_A^2 \frac{W}{V})$$

แก้สมการ Differential equation ด้วยวิธี numerical จะได้สมการที่ 4.20

$$\frac{\Delta C_A}{\Delta t} = \frac{C_{A(t+\Delta t)} - C_{A,t}}{\Delta t}$$

$$\frac{\Delta C_A}{\Delta t} = \frac{Q}{V} (C_o - C_A) - (kC_{A,t}^2 \frac{W}{V}) \quad (4.20)$$

โดย $C_{A,t}$ คือ ความเข้มข้นที่เวลาใดๆ (มิลลิกรัมต่อลิตร)

$C_{A,(t+\Delta t)}$ คือ ความเข้มข้นที่เวลาเพิ่มขึ้น (มิลลิกรัมต่อลิตร)

ดังนั้น ความเข้มข้นของจุดเวลาที่ต้องการ แสดงดังสมการที่ 4.21

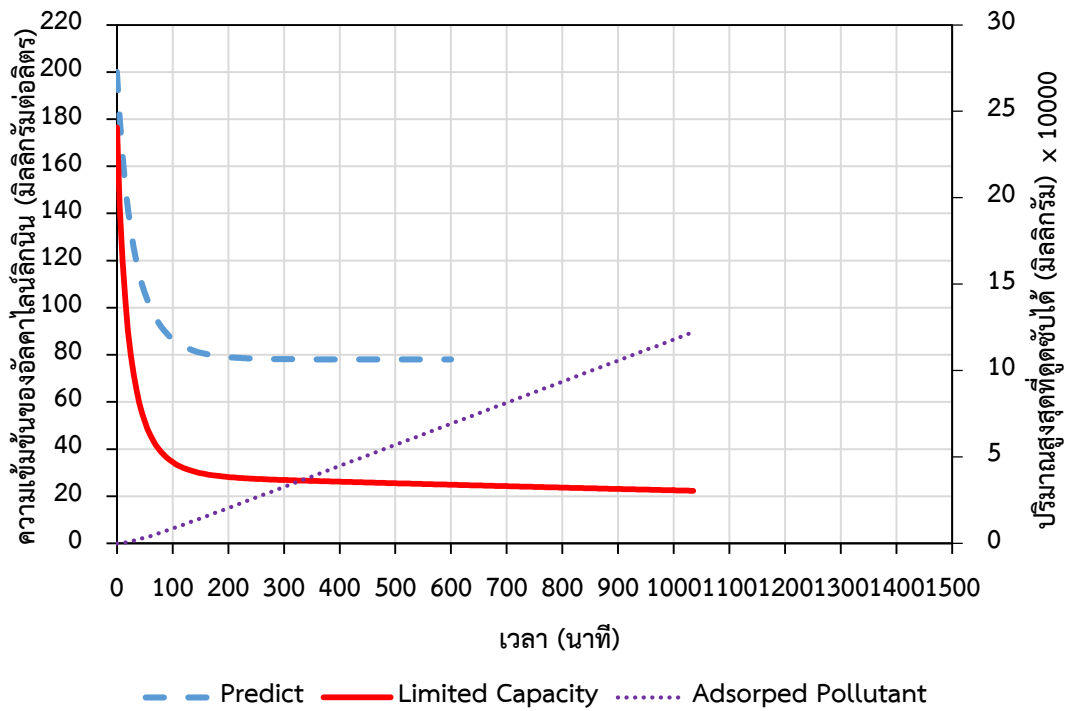
$$C_{A(t+\Delta t)} = C_{A,t} + \Delta t \left(\frac{Q}{V} (C_o - C_{A,t}) - (kC_{A,t}^2 \frac{W}{V}) \right) \quad (4.21)$$

ในส่วนของการทดลองนั้นใช้ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์ผสมกับอัลคาไลน์ ลิกนินเท่ากับ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร และกำหนดให้อัตรา การไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เท่ากับ 0.5 และ 1 ลิตรต่อนาที และใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 10 กรัม ต่อลิตร และกำหนดให้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เท่ากับ 1 ลิตรต่อนาที ดังนั้นเมื่อนำสภาวะ การทดลองนี้มาทำนายความเข้มข้นที่จุดสมดุลและเวลาที่ตัวกลางดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดร โซโคลนหมดความสามารถในการดูดซับพบว่า สามารถทำนายค่าได้ดังตารางที่ 4.9 โดยภาพที่ 4.26 แสดงจุดเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ โดยตัวอย่างการคำนวณแสดงใน ภาคผนวก ข.5

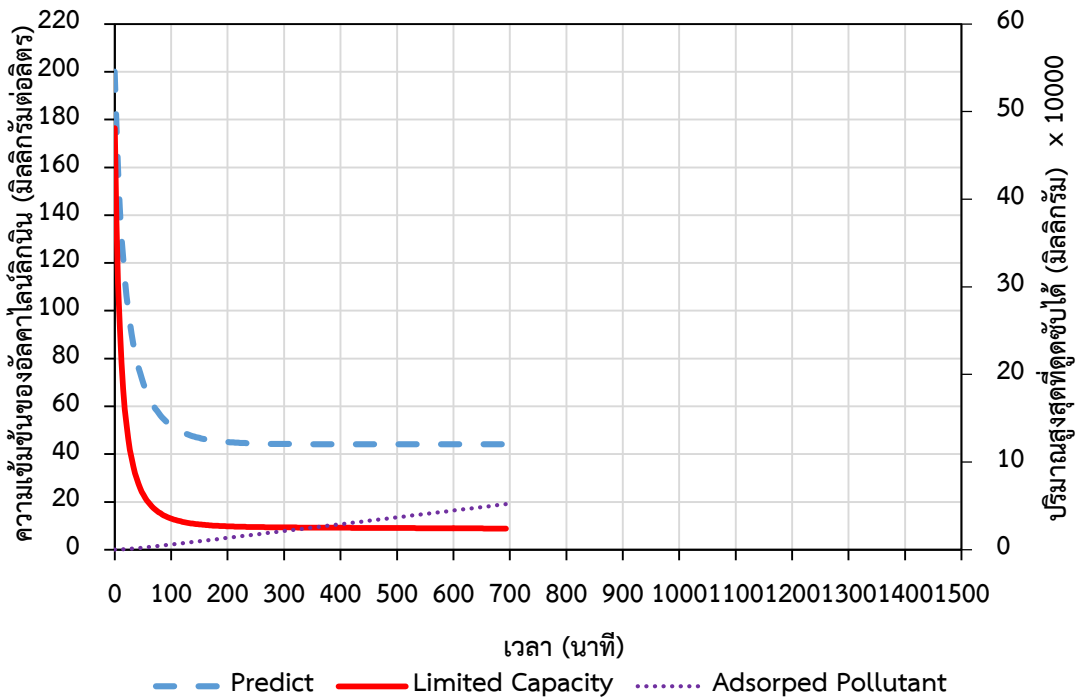
ตารางที่ 4.9 ค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุลและ T_E ที่ทำนายได้จากสมการทางคณิตศาสตร์

ปริมาณถ่านกัมมันต์ (กรัมต่อลิตร)	อัตราการไหล (ลิตรต่อนาที)	ความเข้มข้นที่จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อลิตร)	จุด T_E จากการทำนาย (นาที)
10	1	78.13	335
20	0.5	44.19	339
20	1	59.31	315

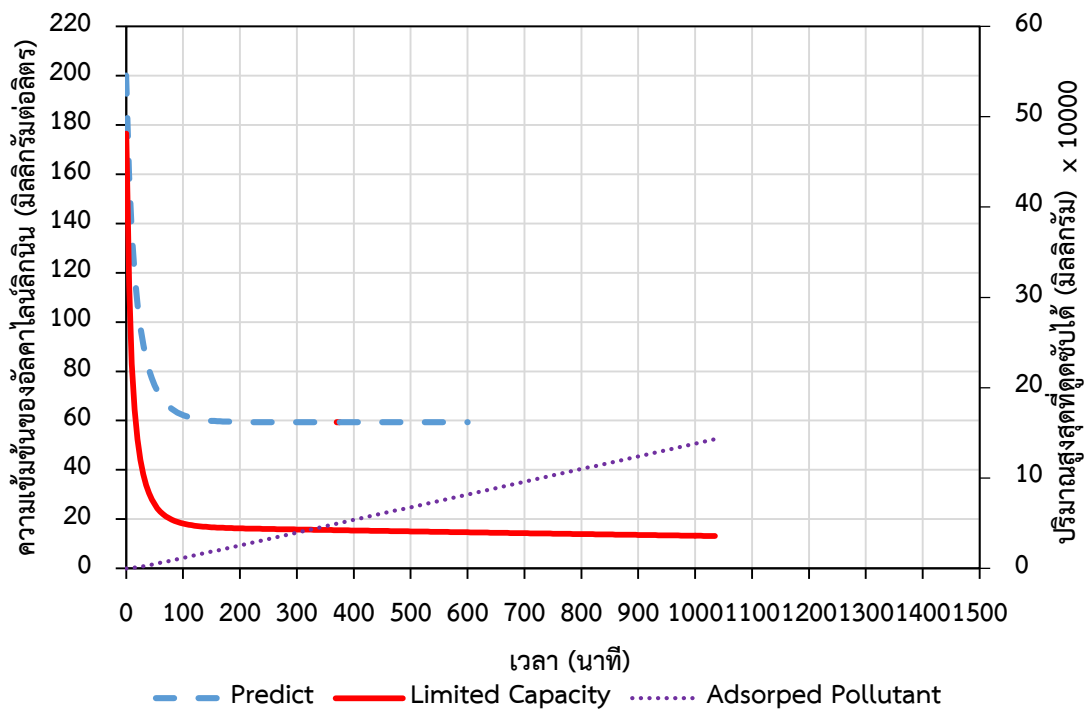
หมายเหตุ ปริมาตรของถัง คือ 200 ลิตร และความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์มีค่า 200 มิลลิกรัมต่อลิตร



(ก)



(ข)



(ค)

ภาพที่ 4.26 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์

- (ก) ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 10 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 1 ลิตรต่อนาที
- (ข) ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 0.5 ลิตรต่อนาที
- (ค) ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 1 ลิตรต่อนาที

จากสมการที่ 4.21 สามารถนำข้อมูลค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่เวลาใดๆ มาทำนายค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุลและค่า T_E ได้ดังภาพที่ 4.26 โดยภาพที่ 4.26 จะแสดงถึงข้อมูล 3 ส่วน คือ

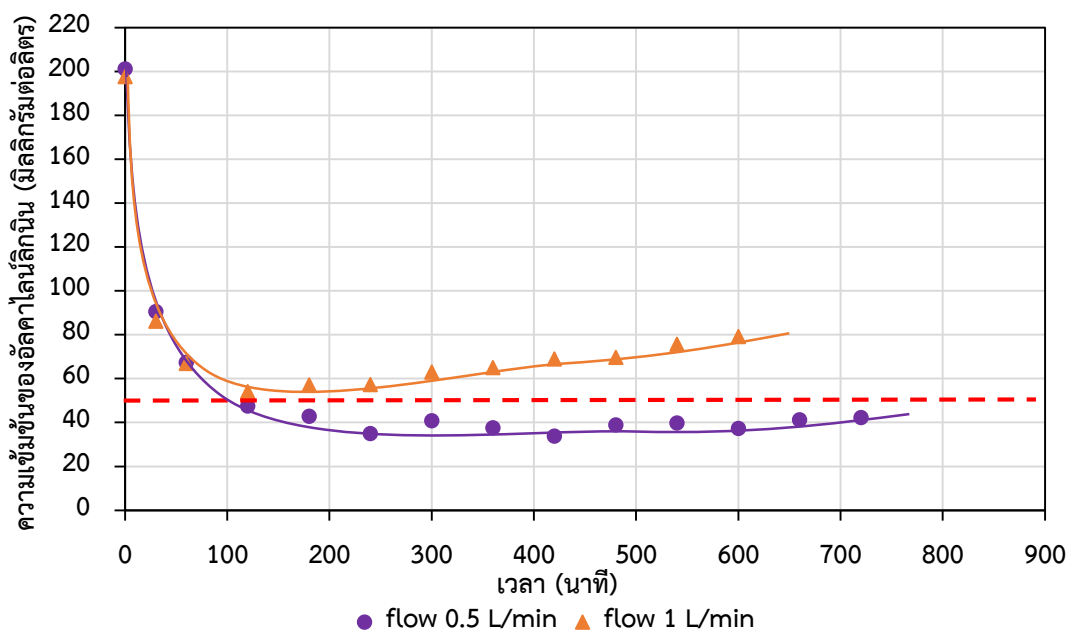
- 1) ค่าความเข้มข้นที่เปลี่ยนไปตามเวลาจนเข้าสู่จุดสมดุล
- 2) ค่าปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิ้นสูงสุดที่สามารถถูกดูดซับ (Limited capacity) ซึ่งคำนวณมาจากค่าความสามารถในการดูดซับทั้งหมดของตัวกลางดูดซับที่ใช้ในระบบ โดยต้องคิดผลของปริมาณตัวกลางดูดซับที่หายไปจากระบบด้วย เนื่องจากประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลนอยู่ที่ร้อยละ 95

3) ปริมาณของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่ถูกดูดซับแล้ว (Adsorped pollutant) ซึ่งคำนวณมาจากค่าการสะสมของปริมาณอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่ถูกดูดซับไปแล้ว

ดังนั้น จุดตัดระหว่างเส้นปริมาณอัลคาไลน์ลิแกนด์สูงสุดที่สามารถถูกดูดซับได้กับปริมาณอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่ถูกดูดซับแล้ว จึงเป็นจุดที่บอกถึงเวลาที่ตัวกลางดูดซับไม่สามารถดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ได้อีก ดังนั้นภาพที่ 4.26 จึงสามารถใช้อ่านค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่เข้าสู่สมดุลและจุด T_E ได้

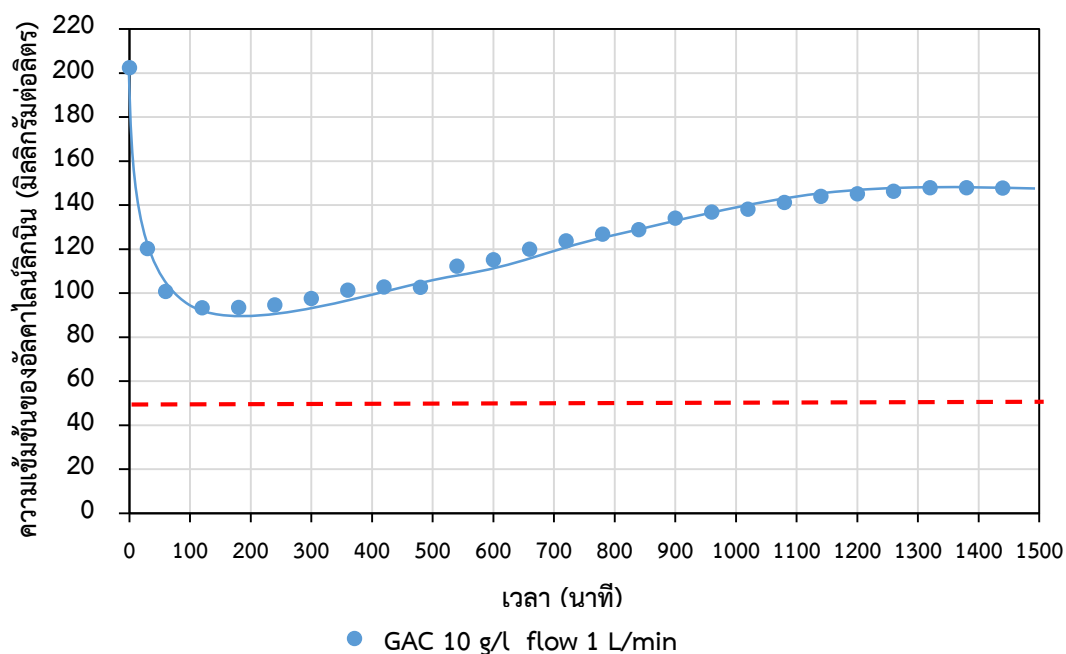
4.6.2 การศึกษาอิทธิพลของอัตราการไหลของน้ำที่ต้องการบำบัดในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับ

ในส่วนของการทดลองนั้นใช้ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์ผสมกับอัลคาไลน์ลิแกนด์เท่ากับ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร และกำหนดให้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เท่ากับ 0.5 และ 1 ลิตรต่อนาที ทำการเดินระบบ 600 นาที โดยทำการวัดค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่เหลืออยู่ที่ทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลน ซึ่งจากภาพที่ 4.27 พบว่ายังไม่สามารถสังเกตเห็นจุด T_B บนเส้นกราฟเบรกทรูได้อย่างชัดเจน เนื่องจากค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่เวลาต่างๆค่อยๆเพิ่มสูงขึ้น ซึ่งยังไม่พบค่าความเข้มข้นที่สูงโดมมากกว่าปกติ ประกอบกับระยะเวลาที่ใช้ในการเดินระบบต้องมากกว่า 12 ชั่วโมง (720 นาที) ภายใต้การเดินระบบในสภาวะนี้จึงไม่สามารถสรุปได้ว่า จุดใดคือจุด T_B แต่สามารถสังเกตเห็นจุด T_E บนเส้นกราฟเบรกทรูของการทดลองที่ใช้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 0.5 และ 1 ลิตรต่อนาทีได้ โดยค่า T_E อยู่ที่เวลาประมาณ 300 และ 240 นาที ตามลำดับ โดยความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่จุดสมดุลของการทดลองที่ใช้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 0.5 และ 1 ลิตรต่อนาทีคือ 40.74 และ 57.24 มิลลิกรัมต่อลิตร ดังนั้น จากกราฟเบรกทรูนี้จึงสามารถสรุปได้ว่า เมื่ออัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เพิ่มขึ้น ประสิทธิภาพในการดูดซับของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับจะลดลงโดยเมื่อสังเกตจากเส้นประ ซึ่งเป็นเส้นที่บอกปริมาณความเข้มข้นของลิแกนด์ที่ 50 มิลลิกรัมต่อลิตร พบว่าการทดลองที่ใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร และใช้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 0.5 ลิตรต่อนาที สามารถลดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ให้มีค่าต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตรได้



ภาพที่ 4.27 กราฟเบรกทูร ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์คลอรีน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร ที่อัตราการไหลของน้ำเสียต่างกัน

เพื่อให้สามารถสังเกตเห็นจุด T_B บนเส้นกราฟเบรกทูรได้อย่างชัดเจน การทดลองต่อไป จึงทำการลดปริมาณตัวกลางดูดซับลง จาก 20 เป็น 10 กรัมต่อลิตร และให้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เท่ากับ 1 ลิตรต่อนาที พบว่าในสภาวะนี้สามารถสังเกตเห็นจุด T_B และ T_E บนเส้นกราฟได้



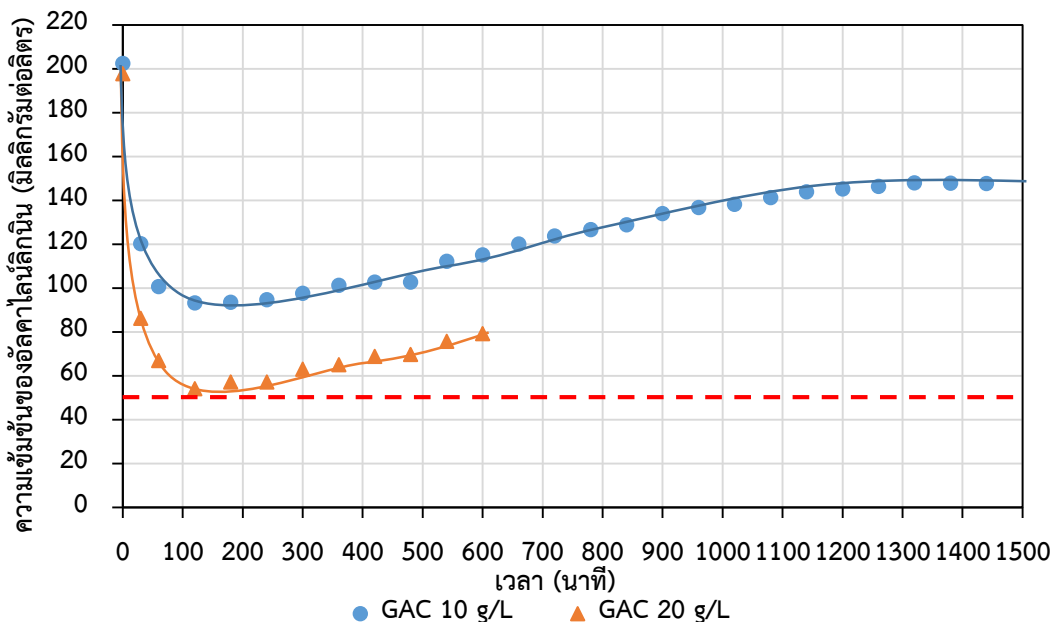
ภาพที่ 4.28 กราฟเบรกทูร ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์คลอรีน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณตัวกลางดูดซับ 10 กรัมต่อลิตร ที่อัตราการไหลของน้ำเสีย 1 ลิตรต่อนาที

จากการทดลองโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทมิทที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 10 กรัมต่อลิตร และกำหนดให้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เท่ากับ 1 ลิตรต่อนาที และทำการเดินระบบเป็นเป็น 1440 นาที (24 ชั่วโมง) ดังภาพที่ 4.28 พบว่าที่เวลา 1200 นาที ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์เริ่มมีค่าคงที่อยู่ที่ 145 มิลลิกรัมต่อลิตร และยังมีแนวโน้มว่าจะสังเกตเห็นจุด T_B บนกราฟเบรกทรู ซึ่งอาจเกิดจากความเข้มข้นของน้ำเสียที่ใส่ให้กับระบบด้วยอัตราการไหล 1 ลิตรต่อนาทีนั้น มีค่าน้อยเกินไป ทำให้แรงผลักดัน (Driving force) ในสารที่ถูกดูดซับมีไม่มากเพียงพอที่จะทำให้เกิดการดูดซับ ดังนั้น ในสภาวะการเดินระบบเช่นนี้ พบว่าจุด T_E บนกราฟเบรกทรูอยู่ที่ช่วงเวลา 300 นาที ซึ่งเป็นจุดเวลาที่ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทเข้าสู่สมดุลประมาณ คือ 97.59 มิลลิกรัมต่อลิตร ส่วนเวลาหลังจาก 300 นาทีนั้น อาจเกิดทั้งกระบวนการดูดซับและการเพิ่มความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ในระบบ นั่นคือ หลังจากกระบวนการดูดซับเข้าสู่สภาวะสมดุลซึ่งกันและกันแล้ว การเติมน้ำเสียเข้าสู่ระบบจะเป็นการเพิ่มภาระการดูดซับให้กับตัวกลางดูดซับ แต่ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ในสภาวะของสารละลายนั้น มีไม่มากพอที่จะทำให้เกิดแรงผลักดัน การดูดซับในระบบจึงยังไม่เกิดขึ้น ส่งผลให้น้ำที่อยู่ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับกับน้ำที่ใส่เข้าสู่ระบบผสมกัน ทำให้ความเข้มข้นสูงขึ้นจนถึงจุดๆ หนึ่งที่ทำให้เกิดแรงผลักดันมากพอ จึงเกิดกระบวนการดูดซับอีกครั้ง โดยทั้ง 2 กระบวนการจะเกิดขึ้นสลับกันไม่มา จนถึงจุดที่ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทมีค่าสูงสุดที่ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร จึงทำให้ไม่สามารถเห็นจุดที่ความเข้มข้นของสารสูงโดดไปจากปกติ เนื่องจาก ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ไม่สามารถทำให้ตัวกลางดูดซับหมดประสิทธิภาพในการดูดซับได้

จากภาพที่ 4.28 นั้นจึงไม่สามารถกำหนดจุด T_B บนกราฟเบรกทรูนี้ได้ เนื่องจาก ที่สภาวะการเดินระบบนี้ไม่สามารถลดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทให้มีค่าต่ำกว่าเส้นประ ซึ่งเป็นเส้นที่บอกปริมาณความเข้มข้นของลิทมิทที่ 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามที่กำหนดไว้

4.6.3 การศึกษาอิทธิพลของปริมาณของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทมิทที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 10 และ 20 กรัมต่อลิตร และกำหนดให้อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์เท่ากับ 1 ลิตรต่อนาที โดยผลการทดลองแสดงดังรูปที่ 4.29

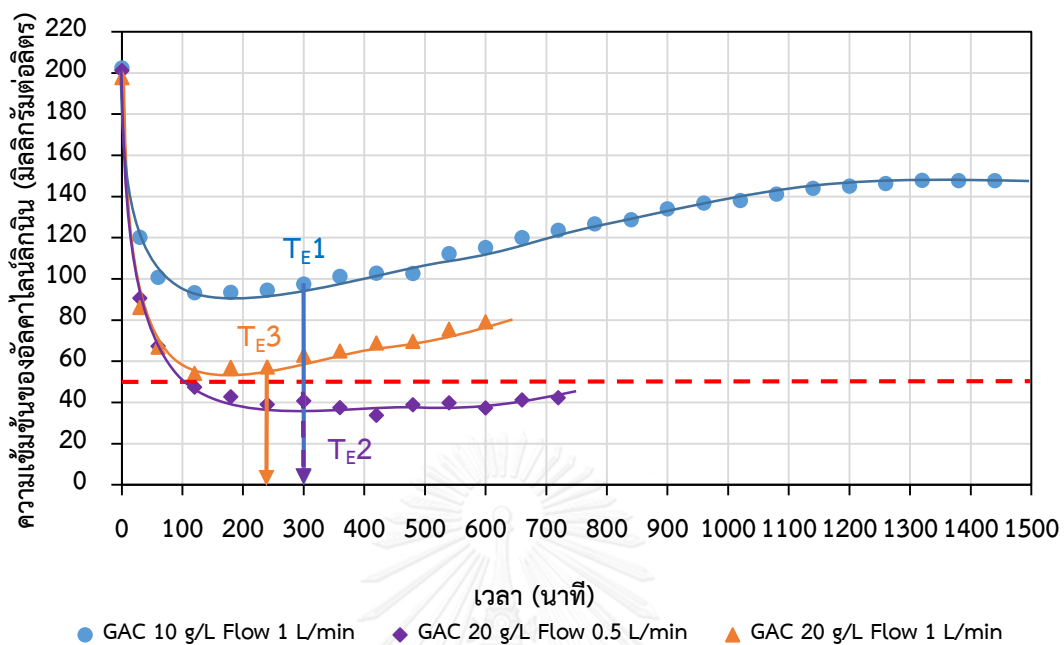


ภาพที่ 4.29 กราฟเบรกทูร์ ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสีย 1 ลิตรต่อนาที และปริมาณตัวกลางดูดซับต่างกัน

อิทธิพลของปริมาณตัวกลางดูดซับที่ส่งผลต่อระบบไฮบริดสามารถสังเกตได้จาก ภาพที่ 4.29 นั่นคือ เมื่อลดปริมาณตัวกลางดูดซับลง จะทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับลดลง โดยเมื่อใช้อัตราการไหลของน้ำเสีย 1 ลิตรต่อนาที พบว่าจะต้องใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับที่มากกว่า 20 กรัมต่อลิตร เพื่อให้ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นลดต่ำลงมากกว่าเส้นประ ซึ่งเป็นเส้นที่บอกปริมาณความเข้มข้นของลิทมิ้นที่ 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ดังนั้นจากภาพที่ 4.29 จึงไม่สามารถกำหนดจุด T_B บนกราฟเบรกทูร์นี้ที่ทำการทดลองที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสีย 1 ลิตรต่อนาที ปริมาณตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร

4.6.4 การเปรียบเทียบค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่จุดสมดุลและค่า T_E จากผลการทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่องและจากสมการทำนาย

เมื่อนำข้อมูลที่ได้จากการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่องในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ดังภาพที่ 4.30 มาเปรียบเทียบกับผลที่ทำนายได้จากสมการทางคณิตศาสตร์มาเปรียบเทียบกัน พบว่าข้อมูลที่ได้จากการทดลองและข้อมูลที่ได้จากการทำนายด้วยสมการทางคณิตศาสตร์มีความแตกต่างกันไม่มาก ดังแสดงในตารางที่ 4.10

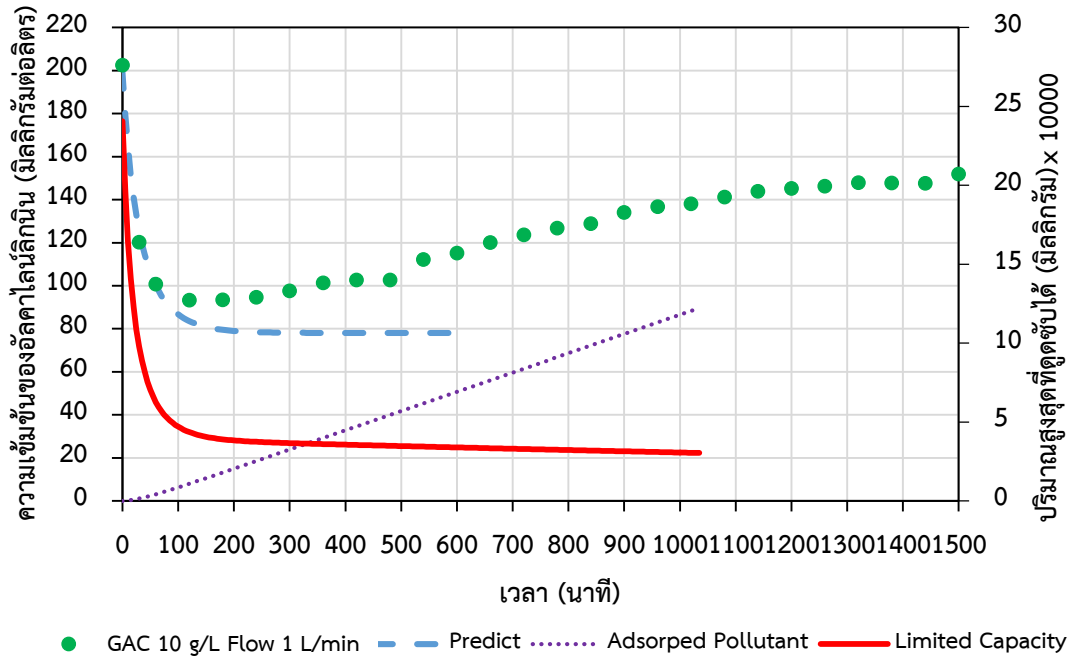


ภาพที่ 4.30 การเปรียบเทียบค่า T_E ที่ได้จากการทดลอง

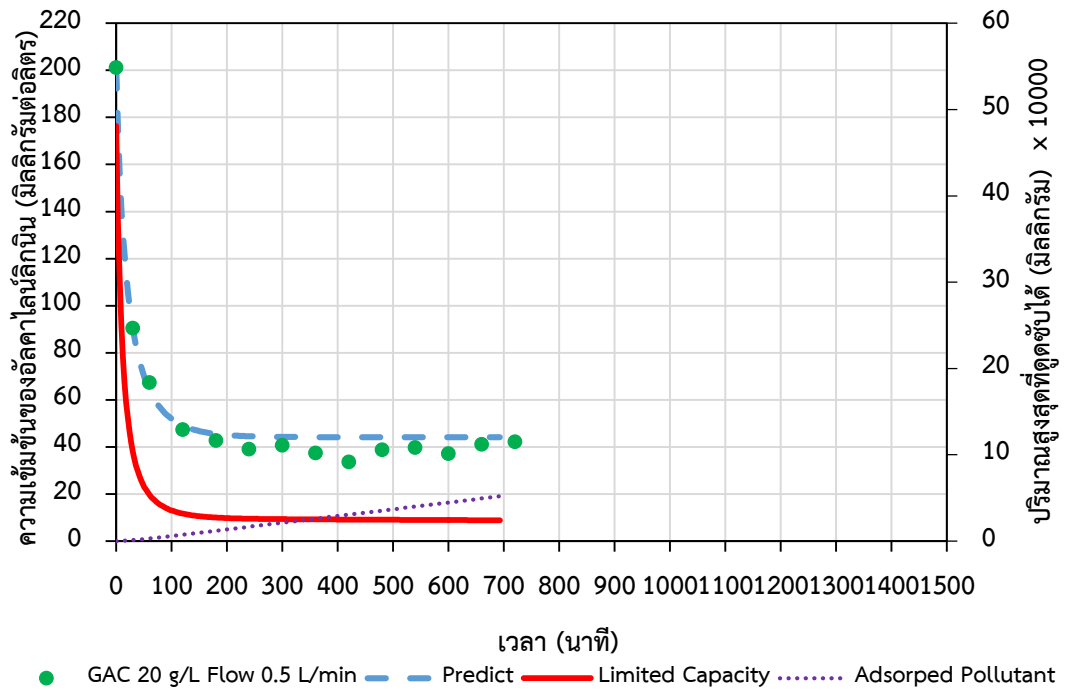
ตารางที่ 4.10 การเปรียบเทียบค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นท์ที่จุดสมดุลและค่า T_E จากผลการทดลองและจากสมการทางคณิตศาสตร์

ปริมาณ ถ่านกัมมันต์ (ก./ล.)	อัตรา การไหล (ล./นาที)	ความ เข้มข้นที่จุด สมดุลจาก การทดลอง (มล./ล.)	ความ เข้มข้นที่จุด สมดุล จาก การทำนาย (มล./ล.)	จุด T_E จากการ ทดลอง (นาที)	จุด T_E จากการ ทำนาย (นาที)	ค่าความ ผิดพลาด จากการ ทำนายความ เข้มข้น (ร้อยละ)	ค่าความ ผิดพลาดจาก การทำนาย เวลา (ร้อยละ)
10	1	97.59	78.13	300	335	19.94	11.67
20	0.5	40.74	44.19	300	339	8.47	13.00
20	1	57.24	59.31	240	315	3.62	31.25

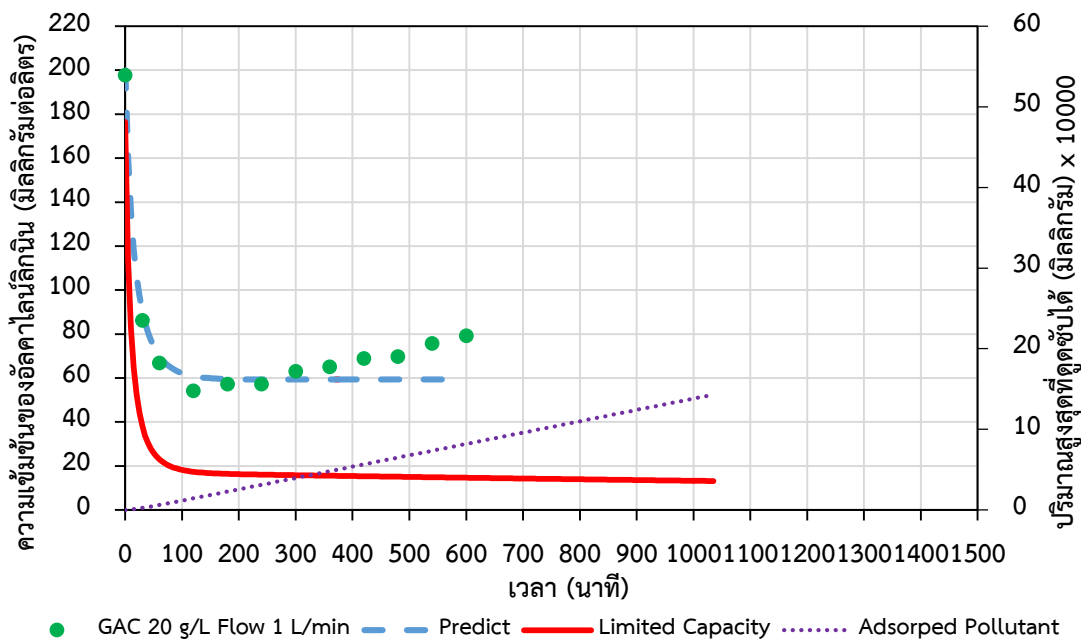
หมายเหตุ ปริมาตรของถัง คือ 200 ลิตร และความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียสังเคราะห์มีค่า 200 มิลลิกรัมต่อลิตร



(ก)



(ข)



(ค)

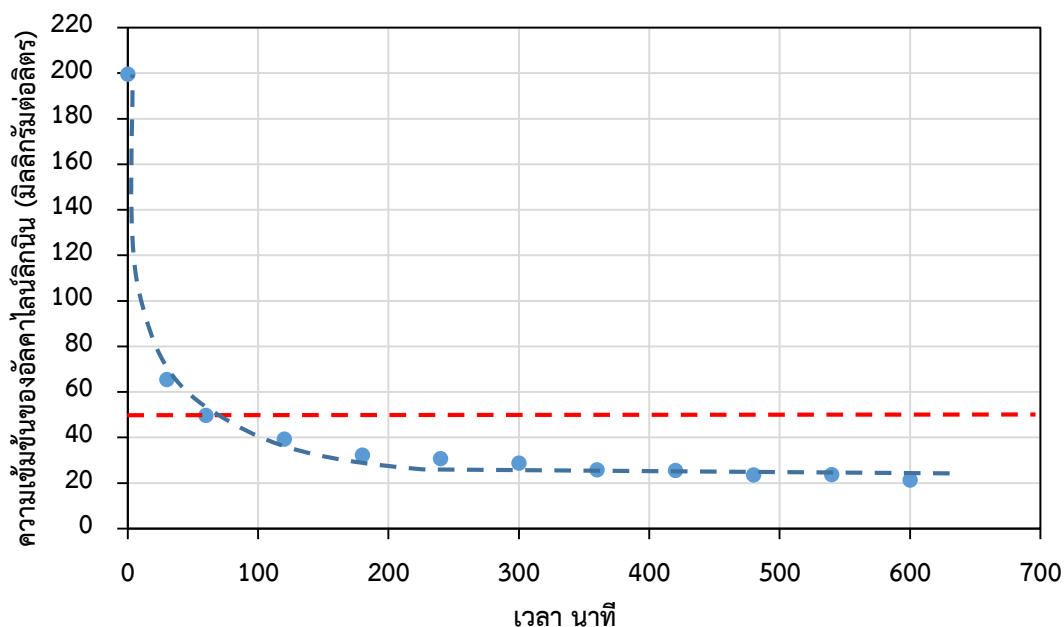
ภาพที่ 4.31 การเปรียบเทียบค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินที่จุดสมดุลและค่า T_E จากการทดลองและค่าที่จากสมการทางคณิตศาสตร์

- (ก) ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 10 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 1 ลิตรต่อนาที
- (ข) ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 0.5 ลิตรต่อนาที
- (ค) ความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 20 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 1 ลิตรต่อนาที

จากข้อมูลที่แสดงในตารางที่ 4.10 และภาพที่ 4.31 พบว่าค่าความผิดพลาดเฉลี่ยของความเข้มข้นที่จุดสมดุลและเวลาตัวกลางดูดซับหมดประสิทธิภาพในการทำงาน อยู่ที่ร้อยละ 10.68 และ 18.64 โดยค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (Correlation coefficient: R^2) ของสมการทำนายความเข้มข้นที่จุดสมดุลและเวลาตัวกลางดูดซับหมดประสิทธิภาพในการทำงาน อยู่ที่ 0.96976 และ 0.97581 ตามลำดับ จึงสามารถกล่าวได้ว่า สมการทางคณิตศาสตร์นั้นมีความเป็นไปได้ที่จะนำมาใช้ในการทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับเริ่มเข้าสู่สมดุล เพื่อนำมาใช้ในการทำนายระยะเวลาการกักเก็บถ่านกัมมันต์ในระบบ (SRT) ซึ่งเป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญที่จะนำมาใช้ในการทดลองแบบต่อเนื่อง โดยในการทดลองต่อไปจะกำหนดให้ค่า SRT เท่ากับ T_E บนกราฟเบรกทรูที่ใช้ในการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไลโคลนและการดูดซับ

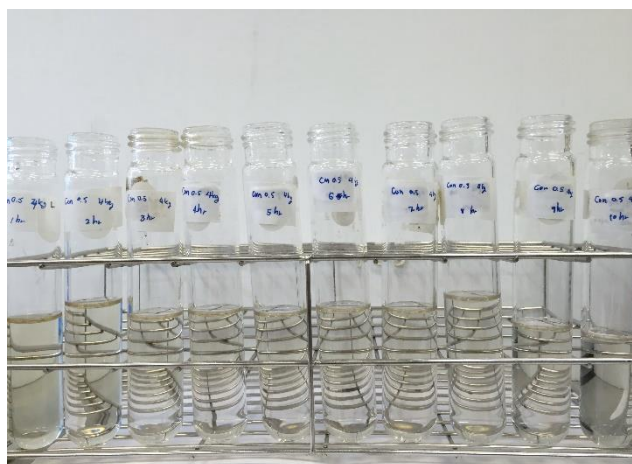
4.7 ผลการศึกษาการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor)

การศึกษาคือความเป็นไปได้ในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาใช้ในการเดินระบบแบบต่อเนื่อง ทำการทดลองโดยใส่ปริมาณถ่านกัมมันต์เริ่มต้น 4000 กรัม ลงในถังกวนผสมน้ำเสียสังเคราะห์ผสมอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณน้ำเสียสังเคราะห์ 200 ลิตร และให้อัตราการไหลเข้าออกของน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร เท่ากับ 0.5 ลิตรต่อนาที นำถ่านกัมมันต์เดิมเข้าและนำออกทุก 30 นาที ด้วยปริมาณอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์เท่ากับ $\frac{\text{ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ใช้}}{\text{SRT}}$ โดยค่า SRT ที่ใช้นั้นมาจากสมการทำนายค่า T_E โดยเลือกค่าที่น้อยกว่าค่าที่ทำนายได้ประมาณ 60 นาที เนื่องจากในการเดินระบบจริง จะต้องมีการเผื่อค่าความปลอดภัย (Safety factor) ดังนั้นในการทดลองนี้ จึงเลือกใช้ค่า SRT เท่ากับ 240 นาที เมื่อคำนวณแล้วจะได้อัตราการไหลของถ่านกัมมันต์ที่นำมาใช้ในการทดลองมีค่าเท่ากับ 16.6 กรัมต่อนาที เก็บตัวอย่างน้ำเพื่อวัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่เหลืออยู่ (C_t) ที่ทางออกส่วนบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลา ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์



ภาพที่ 4.32 ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่เวลาใดๆในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง

จากภาพที่ 4.32 พบว่าค่า SRT ที่นำมาใช้ในการทดลองสามารถทำให้ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิโนลดต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยที่อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับที่ 16.6 กรัมต่อลิตร ทำให้ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิโนคงที่อยู่ที่ประมาณ 23 มิลลิกรัมต่อลิตร ดังนั้นจึงสามารถสรุปได้ว่า ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่เดินระบบแบบถ่วงวนต่อเนื่อง สามารถนำไปใช้ในการกำจัดสีจากน้ำเสียจากอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษได้ โดยภาพที่ 4.33 แสดงถึงน้ำเสียสังเคราะห์ที่ผ่านการบำบัดที่เวลาต่างๆ

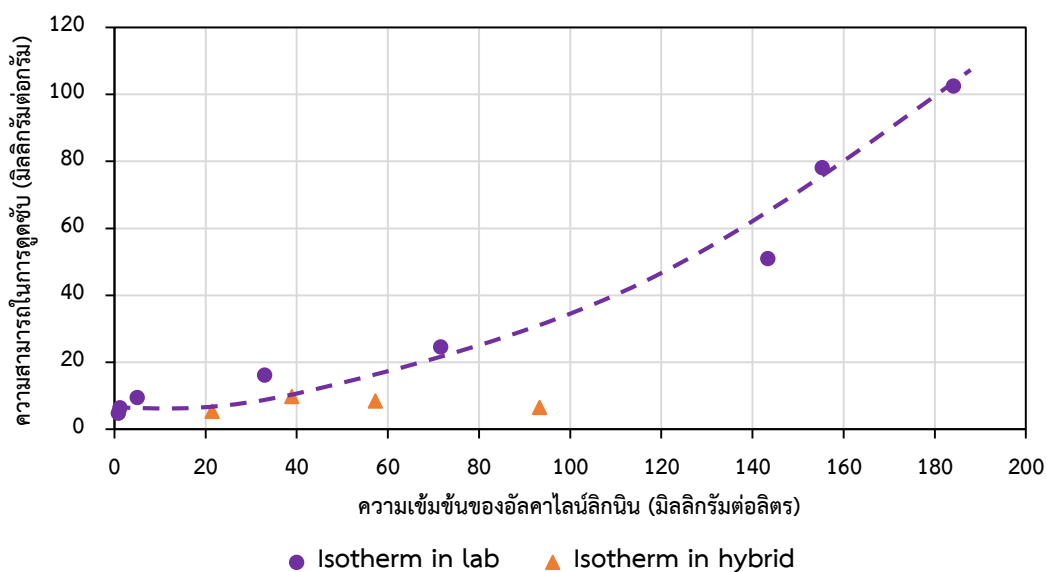


ภาพที่ 4.33 น้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทมิโนที่ผ่านการบำบัดด้วยระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

จากการทดลองการดูดซับแบบกึ่งต่อเนื่องและแบบต่อเนื่องในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนสามารถนำข้อมูลมาสร้างกราฟไอโซเทอมการดูดซับได้ โดยใช้สมการที่ 4.13

$$q_e = \frac{(C_o - C_e) \times Q}{L_s} \quad (4.13)$$

โดย Q คือ อัตราการไหลของเฟสที่ต้องการบำบัด (ลิตร/นาที)
 L_s คือ อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ (กรัม/นาที)



ภาพที่ 4.34 ไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง

จากภาพที่ 4.34 แสดงการเปรียบเทียบระหว่างไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการและการเดินระบบไฮบริดแบบต่อเนื่อง โดยพบว่าข้อมูลบางส่วนบนเส้นกราฟไอโซเทอมการดูดซับของการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่องนั้นมีค่าที่ใกล้เคียงกับกราฟไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการ อย่างไรก็ตาม ยังไม่สามารถสรุปได้ว่าความสามารถในการดูดซับอัลคาไลลิคินินในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่องนั้นดีหรือด้อยกว่าความสามารถในการดูดซับอัลคาไลลิคินินในห้องปฏิบัติการ เนื่องจากปัจจัยหลายอย่าง เช่น การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง ตัวกลางดูดซับนั้นมีการเติมเข้าและนำออกตลอดเวลาจึงไม่สามารถดูดซับได้เต็มประสิทธิภาพ ซึ่งต่างจากการดูดซับในห้องปฏิบัติการที่ตัวกลางดูดซับมีระยะเวลาในการดูดซับที่เพียงพอ รวมไปถึงการแตกของตัวกลางดูดซับและอุณหภูมิต่ำในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน อาจส่งผลให้อัตราการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีค่าสูงกว่าการดูดซับในห้องปฏิบัติการ แต่โดยรวมแล้วกราฟไอโซเทอมการดูดซับทั้ง 2 เส้นนั้นมีแนวโน้มที่จะไปในทางเดียวกัน จึงมีความเป็นไปได้ว่าจะสามารถนำเอาไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการมาประยุกต์ใช้ออกแบบการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่องได้

ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบด้วยระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

ค่าใช้จ่ายในการบำบัดน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิคินิน ประกอบด้วย ค่าใช้จ่ายเนื่องจากการใช้ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและค่าใช้จ่ายสำหรับการกำจัดกากตะกอนของถ่านกัมมันต์ที่ผ่านการกระบวนการ

ดูดซับแล้ว โดยที่ราคาของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon carbon corporation ราคา 192 บาทต่อกิโลกรัม และค่ากำจัดกากตะกอน จากบริษัทบริหารและพัฒนาเพื่อการอนุรักษ์สิ่งแวดล้อม จำกัด (มหาชน) (GENCO) อยู่ที่อัตรา 3,000 บาทต่อตัน หรือ 3 บาทต่อกิโลกรัม (ศกบ.ศ. ดำรงกิจการ, 2556) อีกทั้งยังรวมถึงค่าใช้จ่ายด้านไฟฟ้าจากอุปกรณ์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน อันได้แก่ เครื่องสูบน้ำชนิด Screw rotary displacement pump ขนาด 5.5 กิโลวัตต์ และใบพัดกวนผสมน้ำชนิด Rushton turbine ขนาด 1.1 กิโลวัตต์ ซึ่งมีค่าการใช้ไฟฟ้าประมาณ 2.50 ถึง 4.00 บาทต่อหน่วย

สมมติปริมาณน้ำเสียจากโรงงานกระดาษมีอัตราการไหลของน้ำเสีย 0.5 ลิตรต่อนาที่ โดยมีความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกนิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร และต้องการบำบัดอัลคาไลน์ลิกนินจนเหลือความเข้มข้นต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร คำนวณหาปริมาณการใช้สารดูดซับ จากอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์ 16.6 ลิตรต่อนาที่ ค่ากระแสไฟฟ้า 3 บาทต่อหน่วย ผลการคำนวณค่าใช้จ่ายในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกนินในหนึ่งชั่วโมงแสดงดังตารางที่ 4.11 โดยค่าใช้จ่ายรวมในการใช้ถ่านกัมมันต์คือ 285 บาทต่อกิโลกรัม คิดเป็น 285 บาทต่อชั่วโมง และค่าใช้ไฟฟ้าคิดเป็น 19.8 บาทต่อชั่วโมง รวมค่าใช้จ่ายในทั้งสิ้น 307.8 บาท/ชั่วโมง

ตารางที่ 4.11 ค่าใช้จ่ายในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกนินลิกนิน

ประเภทของค่าใช้จ่าย	ราคาต่อหน่วย	ปริมาณ	รวม (บาท/ชั่วโมง)
<u>ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด</u>			
จัดซื้อ	285	1	285
กำจัดกากตะกอน	3	(กิโลกรัม/ชั่วโมง)	3
รวม	195 (บาท/กิโลกรัม)	1 (กิโลกรัม/ชั่วโมง)	<u>288</u>
<u>ค่าใช้จ่ายอุปกรณ์ที่ใช้ไฟฟ้า</u>			
เครื่องสูบน้ำ	3	5.5 กิโลวัตต์	19.8
ใบพัดกวนผสม	(บาท/กิโลวัตต์)	1.1 กิโลวัตต์	
		รวมค่าไฟฟ้า	<u>19.8</u>
		รวมทั้งสิ้น	<u>307.8</u>

บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาความเป็นไปได้ในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาประยุกต์ใช้ในการกำจัดสีจากลิกนินในน้ำเสียจากอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษ โดยพิจารณาถึงพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการดูดซับ ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ที่ผ่านกระบวนการดูดซับแล้วออกจากน้ำด้วยไฮโดรไซโคลนและประสิทธิภาพของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

5.1.1 พารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

- ถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 มีความสามารถในการดูดซับได้ดี เนื่องจากมีพื้นที่ผิวจำเพาะสูง และมีลักษณะของรูพรุนที่เหมาะสมกับการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนิน คือ มีขนาดรูพรุนอยู่ในช่วงรูพรุนขนาดกลาง (Mesopore)
- ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินจะเพิ่มสูงขึ้น เมื่อเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ เนื่องจากการเพิ่มตัวกลางดูดซับนั้นเปรียบได้กับการเพิ่มพื้นที่ผิวและบริเวณในการดูดซับ อย่างไรก็ตามเมื่อเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับจนถึงค่าหนึ่ง ประสิทธิภาพในการดูดซับจะคงที่ เนื่องจากความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินบนพื้นที่ผิวของตัวกลางดูดซับและในสารละลายมีความเข้มข้นอยู่ในสภาวะสมดุลซึ่งกันและกัน
- การใช้ตัวกลางดูดซับที่มีขนาดเล็กลงจะทำให้ความสามารถในการดูดซับสูงขึ้น เนื่องจากเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับที่เท่ากัน ตัวกลางดูดซับที่มีขนาดเล็กกว่าจะมีพื้นที่ผิวในการดูดซับสูงกว่า โดยขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ที่ทำให้ความสามารถในการดูดซับสูงสุดในงานวิจัยนี้ คือ 30x35 เมช
- ไม่พบความแตกต่างของประสิทธิภาพในการดูดซับที่ค่าพีเอชของสารละลายเท่ากับ 5, 6, 7 และ 9 ทั้งนี้อาจเป็นเพราะพีเอชที่ใช้ในการทดลองมีความใกล้เคียงกัน
- จลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับของกรดซับอัลคาไลน์ลิกนินและถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 คือ ปฏิกริยาอันดับสองเสมือน และฟรุนดลิชไอโซเทอม ตามลำดับ

5.1.2 พารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดของไฮโดรไซโคลอน

- ไฮโดรไซโคลอนที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่เล็กกว่าจะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคได้ดีกว่า แต่ความสามารถในการรับอัตราการไหลจะลดลง ซึ่งจากงานวิจัยนี้ พบว่าไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร ไม่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช ได้ร้อยละ 100 ดังที่คาดหวังไว้ ดังนั้นไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตรจึงมีความเหมาะสมที่จะนำมาใช้ เพราะจะยิ่งทำให้ประสิทธิภาพในการแยกเพิ่มสูงขึ้นไปอีก

- เมื่อเพิ่มความดันจ่ายเข้าของไฮโดรไซโคลอนให้สูงขึ้น จะทำให้แรงหนีศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลอนสูงขึ้น จากกฎของสโตคพพบว่า การเพิ่มแรงหนีศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลอนนั้นทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคเพิ่มสูงขึ้น แต่จากงานวิจัยนี้พบว่า การเพิ่มความดันจ่ายเข้าของไฮโดรไซโคลอนจะส่งผลเสียต่อการแยก เนื่องจากทำให้เกิดแรงเฉือน และความปั่นป่วนที่มากเกินไปภายในไฮโดรไซโคลอน จะทำให้อนุภาคเกิดการแตกและเล็กลง ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลอนจึงลดน้อยลงด้วย โดยความดันจ่ายเข้าที่เหมาะสมสำหรับงานวิจัยนี้คือ 0.5 บาร์

- เมื่อขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาคเล็กลงประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนในการแยกอนุภาคก็จะลดลงด้วยเช่นกัน แต่ผลการทดลองที่ได้จากงานวิจัยนี้พบว่า ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เปลี่ยนไปไม่ได้ส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนเส้นผ่านศูนย์กลางขนาด 30 มิลลิเมตร โดยสามารถแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆได้มากกว่าร้อยละ 95 ทั้งนี้อาจเป็นเพราะอนุภาคเกิดการแตก ทำให้ไฮโดรไซโคลอนไม่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ออกได้ร้อยละ 100

- การลดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลอนเป็นทางเลือกหนึ่งที่จะทำให้ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ออกทางทางออกด้านล่างมีความเข้มข้นมากขึ้น ซึ่งนั่นหมายความว่า น้ำใสจะออกที่ทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลอนมากขึ้น แต่การลดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่ทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลอนจะทำให้ประสิทธิภาพในการแยกของไฮโดรไซโคลอนลดลงเล็กน้อย อีกทั้งขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางด้านล่างของไฮโดรไซโคลอนที่ใหญ่เกินไปจะส่งผลให้ ไฮโดรไซโคลอนทำหน้าที่เพียงแค่แบ่งอัตราการไหล ไม่ได้ทำหน้าที่แยกอนุภาค ส่วนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางด้านล่างของไฮโดรไซโคลอนที่เล็กเกินไป จะก่อให้เกิดการอุดตันของถ่านกัมมันต์ในไฮโดรไซโคลอน โดยขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่ทางออกด้านล่างที่เหมาะสมสำหรับใช้ในงานวิจัยนี้ คือ 6 มิลลิเมตร

5.1.3 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทิน

- อัตราเร็วของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินภายในระบบไฮบริดจะเร็วกว่าภายในห้องปฏิบัติการ ทั้งนี้เพราะอุณหภูมิภายใน pilot plant สูงกว่าภายในห้องปฏิบัติการ ซึ่งอุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้อัตราเร็วในการดูดซับสูงขึ้น
- ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ภายในระบบไฮบริดมีค่าสูงกว่าในห้องปฏิบัติการ ซึ่งอาจเป็นผลมาจากปัจจัยทางด้านอุณหภูมิและการแตกของอนุภาค
- ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง (Continuous operating) มีความเป็นไปได้ในการนำมาใช้ในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิทิน โดยพบว่าการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่มีอัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 0.5 ลิตรต่ออนาที จะต้องการอัตราการไหลตัวกลางดูดซับมากกว่า 16.6 กรัมต่ออนาที ถึงจะบำบัดน้ำเสียให้ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทิน เหลือน้อยกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร
- ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินสามารถเพิ่มขึ้นได้โดยการเพิ่มอัตราการไหลของตัวดูดซับ และ/หรือลดอัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์
- สามารถนำสมการทางคณิตศาสตร์มาใช้งานทำนายค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินที่จุดสมดุลและระยะเวลาที่เก็บถ่านกัมมันต์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่องได้

5.2 ข้อเสนอแนะเพื่อการวิจัยต่อไป

จากการศึกษาระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดพบว่าระบบไฮบริดสามารถนำไปใช้ในการกำจัดกรดอัลคาไลน์ลิทินได้จริง แต่ระบบยังไม่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ออกจากน้ำที่ผ่านการบำบัดแล้วได้ร้อยละ 100 ดังที่คาดหวังไว้ ดังนั้นจึงควรปรับปรุงระบบให้มีประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์สูงขึ้นโดย

- ศึกษาเพิ่มเติมในเรื่องการแตกของถ่านกัมมันต์ภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด โดยนำข้อมูลที่ได้มาใช้ในการออกแบบอุปกรณ์ใหม่ให้กับระบบไฮโดรไซโคลน เช่น ขนาดของถัง ชนิดของใบกวนและเครื่องสูบลม เพื่อให้การแตกของถ่านกัมมันต์ลดลง

- เลือกใช้ตัวกลางดูดซับที่มีความแข็งแรงขึ้น เนื่องจากการลดลงของประสิทธิภาพในการแยกของไฮโดรไซโคลนภายในงานวิจัยนี้เกิดจากการแตกของอนุภาคตัวดูดซับ ดังนั้นเมื่อตัวดูดซับมีความแข็งแรงขึ้นก็จะทนต่อแรงเฉือนภายในไฮโดรไซโคลนได้มากขึ้น ส่งผลให้ตัวดูดซับมีแนวโน้มที่จะแตกลดลง ทำให้ประสิทธิภาพในการแยกสูงขึ้น

- เพิ่มระบบถังกรอง ต่อจากระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนเพื่อกรองถ่านกัมมันต์ที่ไฮโดรไซโคลนไม่สามารถแยกออกได้ โดยควรใช้ถังกรองที่สามารถทำการล้างย้อนแล้วสามารถนำถ่านกัมมันต์กลับเข้าไปในระบบได้ เนื่องจากถ่านกัมมันต์ต่ออาจยังไม่หมดประสิทธิภาพในการดูดซับ



รายการอ้างอิง

Andersson K.I., Eriksson M. and Norgren M. (2012). Lignin Removal by Adsorption to Fly Ash in Wastewater Generated by Mechanical Pulping. Industrial & Engineering Chemistry Research **51**: 3444-3451.

Bradley D. The Hydrocyclone. Volume. 4 First Edition. London: Pergamon Press, 1965

Cardoso N.F., Pinto R.B., Lima E.C. and Calvete T. (2011). Removal of remazol black B textile dye from aqueous solution by adsorption. Desalination **269**: 92-103.

Castilho L.R. and Medronho R.A. (2000). A simple procedure for design and performance prediction of Bradley and Rietema Hydrocyclone. Mineral Engineering **13**: 183-191.

Chaudhari P.K., Majumdar B., Choudhary R., Yadav D.K. and Chand S. (2010). Treatment of paper and pulp mill effluent by coagulation. Environmental Technology **37**: 357-363.

Dwari R.K., B. M.N. and a. M. B.C. (2004). Performance characteristics for particles of sand FCC and fly ash in a novel hydrocyclone. Chemical Engineering Science **59**: 671-684.

Heiskanen K. (1993). Particle Classification: London: Chapman & Hall.

Husveg T., Rambeau O., Drengstig T. and Bilstad T. (2007). Performance of a deoiling hydrocyclone during variable flow rates. Minerals Engineering **20**: 368-379.

- Islam M.A., Mozumder M.S.I. and Khan M.M.R. (2009). Design cum performance equation for a reactor type adsorption unit. Journal of scientific research **1**: 450-460.
- Piccin J.S., Gomes C.S., Feris L.A. and Gutterres M. (2012). Kinetics and isotherms of leather dye adsorption by tannery solid waste. Chemical Engineering Journal **183**: 30-38.
- Puprasert C., Hebrard G., Lopez L. and Aurelle Y. (2004). Potential of using Hydrocyclone and Hydrocyclone equipped with Grit pot as a pre-treatment in run-off water treatment Chemical Engineering and Processing **43**: 67-83.
- Rastogi K., Sahu J.N., Meikap B.C. and Biswas M.N. (2008). Removal of methylene blue from wastewater using fly ash as an adsorbent by hydrocyclone. J Hazard Mater **158(2-3)**: 531-540.
- Rietema K. (1961). Performance and design of hydrocyclones. ELSEVIER **15**: 298-302.
- Rossmann G.R. and B.J. Principles of Chemical Kinetics. USA: Wm.C. Brown Publishers, Inc. 1997.
- Runge. A review of the chemistry involved D(E*) delignification of kraft pulps [Online]. Available from: www.ipst.edu/~aragausk/Literature_Reviews/litreview_1.pdf [2005, December, 6].2005.
- Vainio U., Maximova N., Hortling B., Laine J., Stenius P., Simola L.K., Gravitis J. and Serimaa R. (2004). Morphology of Dry Lignins and Size and Shape of Dissolved

Kraft Lignin Particles by X-ray Scattering. American Chemical Society **22**: 9736-9744.

Venkata Mohan S. and Karthikeyan J. (1997). Removal of lignin and tannin colour from aqueous solution by adsorption onto activated charcoal. ELSEVIER **97**: 183-187.

Yang Q., Li Z.M., Lv W.J. and Wang H.L. (2013). On the laboratory and field studies of removing fine particles suspended in wastewater using mini-hydrocyclone. EVESVIER **110**: 93-100.

Zhang Q. and Chuang K.T. (2001). Adsorption of organic pollutants from effluents of a Kraft pulp mill on activated carbon and polymer resin. ELSEVIER **3**: 251-258.

โชคเอื้อ ศรีสุชาติ. การกำจัดสีของน้ำเสียจากการฟอกเยื่อของโรงงานเยื่อกระดาษโดยใช้โซเดียมโบโรไฮไดรด์. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบัณฑิต.ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2549.

ไพฑูริย์ หมายมั่นสมสุข. สี กลิ่นและรส (Color, Odor and Flavor). [online]. กรุงเทพมหานคร : ศูนย์วิเคราะห์มลพิษ สำนัก . เทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน กรมโรงงานอุตสาหกรรม , 2548. แหล่งที่มา : [www2.diw.go.th/research/file.asp\[26 มิถุนายน 2557\].2548](http://www2.diw.go.th/research/file.asp[26 มิถุนายน 2557].2548).

กรรณิการ์ รักกิจ. การขจัดไอออนทองแดงจากน้ำเสียโดยการดูดซับบนถ่านกัมมันต์. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบัณฑิต สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2547.

กรรณิการ์ สิริสิงห. เคมีของน้ำ น้ำโสโครกและการวิเคราะห์. พิมพ์ครั้งที่ 3, กรุงเทพมหานคร: คณะสาธารณสุขศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล, 2544

กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม (2558). (ร่าง) ประกาศกระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม เรื่อง กำหนดมาตรฐานควบคุมการระบายน้ำทิ้งจากแหล่งกำเนิดประเภทโรงงานอุตสาหกรรมและนิคมอุตสาหกรรม: [ออนไลน์]. 2548. แหล่งที่มา: http://www.isosmartpro.com/private_folder/DRAFT_LAW/WastewaterFactoryDraft.pdf. [2517 สิงหาคม 2558].

กฤษณ์ พลรัตน์. การจัดกักน้ำชะล้างจากมิดเดิลสทิลเลตโดยการดูดซับบนโพลีเอทิลีนไอกไซด์/ถ่านกัมมันต์. ปรินูญามหาบัณฑิต. สาขาวิชาเคมีเทคนิค ภาควิชาเคมีเทคนิค คณะวิทยาศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย., 2547.

ธัญธรณ์ สวัสดิวงษ์. การใช้ไฮโดรไซโคลนแบบอนุกรมและไฮโดรไซโคลนที่ติดตั้งกริพอดแบบอนุกรมเป็นหน่วยบำบัดขั้นต้นในการผลิตน้ำประปา. วิทยานิพนธ์ปรินูญามหาบัณฑิต ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2553.

บริษัทไทยเปเปอร์มิลล์ จำกัด "กระบวนการผลิตกระดาษ". Supanid Lerthapwasin. (Supanid.Le@hotmail.com) Pongsatorn Jutasuwan. (a2_pj@thaipapermill.com)

ปนัดดา โลหะสาร. การเพิ่มประสิทธิภาพการดูดซับสีย้อมบนถ่านกัมมันต์ จากกากตะกอนเยื่อกระดาษ ด้วยการเคลือบโคโคซานและเติมอากาศ. วิทยานิพนธ์ปรินูญามหาบัณฑิต. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2551.

มันสิน ตัญกุลเวศน์. วิศวกรรมประปา พิมพ์ครั้งที่ 3, กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2542

ริกาญจน์ ฉัตรสกุลวิไล. ลิกนิน-แทนนิน. [online]. กรุงเทพมหานคร : ศูนย์วิเคราะห์มลพิษ สำนัก . เทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน กรมโรงงานอุตสาหกรรม , 2548. แหล่งที่มา : www2.diw.go.th/research/เอกสารเผยแพร่/ลิกนิน.pdf [24 พฤษภาคม 2557]. 2548.

ลักขิกา กองวิเชียร. การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดเพื่อใช้ในการบำบัดสีในกระบวนการผลิตน้ำประปา. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2556.

วรศิริ เสียงสนั่น. กระบวนการไฮบริด: ไฮโดรไซโคลน โคนอกกูเลชัน ฟลอกกูเลชันและการลอยตะกอนในกระบวนการผลิตน้ำประปา. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2552.

ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ. การประยุกต์ใช้ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการบำบัดน้ำเสียปนเปื้อนสีย้อม. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2556.

สนธิลักษณ์ สุขะสุนนท์. การประยุกต์ใช้ไฮโดรไซโคลนและไฮโดรไซโคลนที่ติดตั้งกริดพอก เพื่อใช้ในการกำจัดครวดทรายในโรงบำบัดน้ำเสียชุมชนดินแดง. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2552.

สมาคมเชื้อและกระดาษแห่งประเทศไทย (2548). อุตสาหกรรมกระดาษ: [ออนไลน์]. 2548. แหล่งที่มา: www.nesdb.go.th/portals/tasks/dev_ability/Profile/industry/อุตสาหกรรมเชื้อกระดาษ%2520กระดาษ%2520สิ่งพิมพ์.pdf. [2530 กันยายน 2557].

อิสริยาภรณ์ บุญยี่น. การดูดซับลิแกินและแทนนินด้วยถ่านกัมมันต์ที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนจากกระบวนการเอเอสแล้ว. วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ. ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย, 2552.



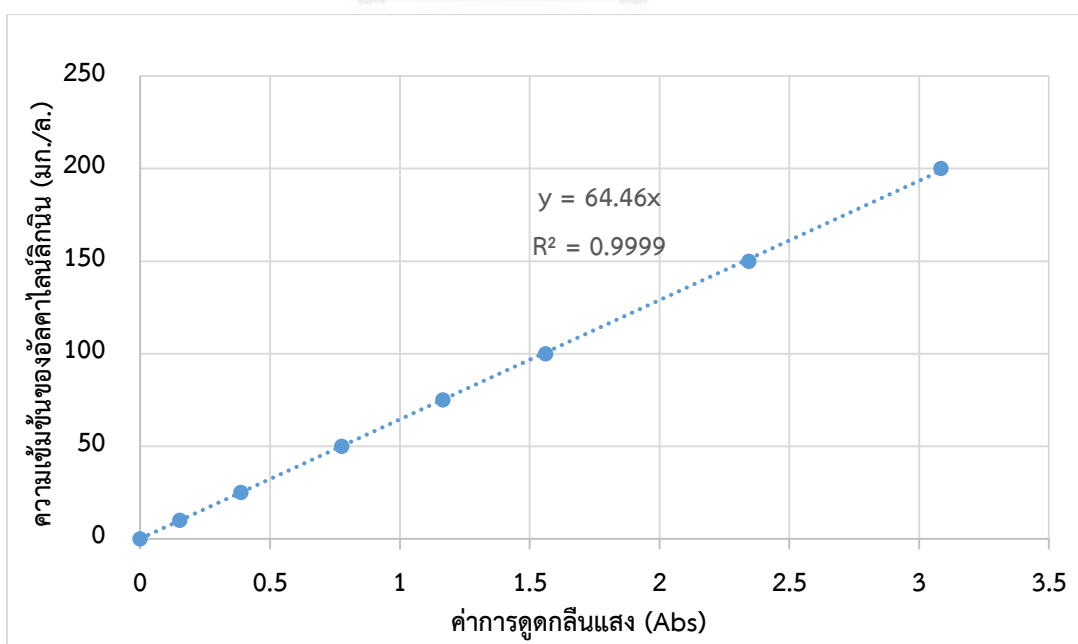


ข้อมูลการศึกษาประสิทธิภาพการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินิน

ตารางที่ ก.1 ค่าการดูดกลืนแสงของสารละลายน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทินิน

ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินิน (มิลลิกรัมต่อลิตร)	ค่าการดูดกลืนแสง
0	0
10	0.152
25	0.388
50	0.776
75	1.166
100	1.561
150	2.344
200	3.084

เมื่อนำข้อมูลดังกล่าวมาสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินินและค่าการดูดกลืนแสง จะได้ผลแสดงดังภาพ ก.1



ตารางที่ ก.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 และใช้ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่แตกต่างกัน

ตารางที่ ก.2.1 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 100 มิลลิกรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	100	0
60	71.55	1.42
180	18.82	4.06
300	13.60	4.32
600	0.06	5
900	0	5
1020	0.13	4.99
1200	0.06	5
1440	0.26	4.99

ตารางที่ ก.2.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	200	0
60	85.54	5.44
180	52.79	7.08
300	38.42	7.80
600	21.27	8.65
900	13.15	9.06
1020	11.41	9.15
1200	7.28	9.35
1440	5.03	9.47

ตารางที่ ก.2.3 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 300 มิลลิกรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	300	0
60	175.65	6.22
180	153.09	7.35
300	120.86	8.96
600	92.05	10.40
900	82.57	10.87
1020	79.09	11.05
1200	72.13	11.39
1440	61.17	11.94

ตารางที่ ก.2.4 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 500 มิลลิกรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	500	0
60	338.42	8.08
180	305.28	9.74
300	251.01	12.45
600	195.44	15.23
900	158.18	17.09
1020	141.68	17.92
1200	151.80	17.41
1440	156.32	17.18

ตารางที่ ก.3 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิท 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ค่าพีเอชเท่ากับ 7 และใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกลือแตกต่างกัน

ตารางที่ ก.3.1 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกลือ 0.1 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	187.58	3.38
180	185.19	4.58
300	184.29	5.03
600	184.68	4.83
900	188.61	2.87
1020	184.74	4.80
1200	181.71	6.32
1440	184.10	5.12

ตารางที่ ก.3.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 0.5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	179.52	7.41
180	174.69	9.83
300	171.91	11.22
600	168.24	13.05
900	167.08	13.63
1020	162.50	15.92
1200	163.54	15.41
1440	157.41	18.47

ตารางที่ ก.3.3 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 1 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	180.68	6.83
180	170.50	11.93
300	168.18	13.09
600	163.08	15.63
900	165.08	14.63
1020	156.64	18.85
1200	151.16	21.59
1440	146.39	23.98

ตารางที่ ก.3.4 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	140.33	27.01
180	122.28	36.03
300	110.23	42.06
600	106.29	44.03
900	91.92	51.21
1020	87.60	53.37
1200	76.90	58.72
1440	76.64	58.85

ตารางที่ ก.3.5 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 10 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	123.18	35.58
180	95.59	49.38
300	83.73	55.31
600	71.81	61.27
900	61.56	66.39
1020	46.41	73.97
1200	39.51	77.42
1440	36.42	78.96

ตารางที่ ก.3.6 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	85.54	54.40
180	52.79	70.78
300	38.42	80.74
600	21.27	58.54
900	13.15	90.60
1020	11.41	91.47
1200	7.28	93.66
1440	5.03	94.66

ตารางที่ ก.3.7 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 30 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	68.46	62.95
180	39.97	77.19
300	25.27	84.54
600	17.15	88.60
900	10.31	92.02
1020	1.74	96.30
1200	1.10	96.63
1440	0.97	96.69

ตารางที่ ก.4 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร ที่ค่าพีเอชแตกต่างกัน

ตารางที่ ก.4.1 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่พีเอชเท่ากับ 5

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	96.05	49.15
180	66.07	64.14
300	52.79	70.78
600	47.96	73.19
900	30.94	81.70
1020	25.98	84.18
1200	21.85	86.25
1440	19.40	87.47

ตารางที่ ก.4.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่พีเอชเท่ากับ 6

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.31	0
60	101.14	48.09
180	61.49	67.91
300	59.50	68.91
600	53.31	72.00
900	42.74	77.29
1020	31.01	83.15
1200	29.33	83.99
1440	27.27	85.02

ตารางที่ ก.4.3 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่พีเอชเท่ากับ 7

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	85.54	54.40
180	52.79	70.78
300	38.42	80.74
600	21.27	58.54
900	13.15	90.60
1020	11.41	91.47
1200	7.28	93.66
1440	5.03	94.66

ตารางที่ ก.4.4 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่พีเอชเท่ากับ 9

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.83	0
60	93.60	52.12
180	63.75	67.04
300	45.96	75.93
600	39.58	79.12
900	31.52	83.15
1020	18.18	89.83
1200	15.66	91.08
1440	10.31	93.76

ตารางที่ ก.5 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิแกนด์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางแตกต่างกัน

ตารางที่ ก.5.1 ความสามารถในการดูดซับ ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x14 เมช

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	194.35	0
60	118.16	3.81
180	86.89	5.37
300	70.71	6.18
600	51.37	7.15
900	36.68	7.88
1020	34.74	7.98
1200	23.27	8.55
1440	23.14	8.56

ตารางที่ ก.5.2 ความสามารถในการดูดซับ ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 16x18 เมช

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	194.35	0
60	92.89	5.07
180	75.80	5.93
300	62.20	6.61
600	42.61	7.59
900	7.86	9.32
1020	8.64	9.29
1200	7.80	9.33
1440	2.51	9.59

ตารางที่ ก.5.3 ความสามารถในการดูดซับ ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 20x24 เมช

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	194.35	0
60	87.02	5.37
180	55.31	6.95
300	40.87	7.67
600	23.33	8.55
900	10.83	9.18
1020	6.70	9.38
1200	5.29	9.45
1440	1.93	9.62

ตารางที่ ก.5.4 ความสามารถในการดูดซับ ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 30x35 เมช

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	194.35	0
60	59.11	6.76
180	29.46	8.24
300	17.28	8.85
600	7.22	9.36
900	2.06	9.61
1020	1.16	9.66
1200	1.35	9.65
1440	1.10	9.66

ตารางที่ ก.5.4 ความสามารถในการดูดซับ ที่ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัม/กรัม)
0	194.35	0
60	85.54	5.44
180	52.79	7.08
300	38.42	7.80
600	21.27	8.65
900	13.15	9.06
1020	11.41	9.15
1200	7.28	9.35
1440	5.03	9.47

ตารางที่ ก.6 ข้อมูลจลนศาสตร์การดูดซับ

ตารางที่ ก.6.1 ข้อมูลจลนศาสตร์การดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทินิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร

C_0 (มก./ล.)	t นาที	$t^{1/2}$ (นาที) ^{1/2}	C_t (มก./ล.)	q_e (มก./ก.)	q_t (มก./ก.)	t/ q_t	$\log(q_e - q_t)$
200	0	0.00	194.35	9.47	0.00	0.00	0.98
	60	7.75	85.54	9.47	5.44	11.03	0.60
	180	13.42	52.79	9.47	7.08	25.43	0.38
	300	17.32	38.42	9.47	7.80	38.48	0.22
	600	24.49	21.27	9.47	8.65	69.33	-0.09
	900	30.00	13.15	9.47	9.06	99.34	-0.39
	1020	31.94	11.41	9.47	9.15	111.51	-0.50
	1200	34.64	7.28	9.47	9.35	128.30	-0.95
	1320	36.33	5.35	9.47	9.45	139.68	-1.79
	1440	37.95	5.03	9.47	9.47	152.12	-

ตารางที่ ก.7 ข้อมูลไอโซเทอมการดูดซับ

ตารางที่ ก.7.1 ข้อมูลไอโซเทอมการดูดซับสารละลายอัลคาไลน์ลิกันิน (น้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิกันิน) ของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

C_0 (มก./ล.)	m (ก./ล.)	C_e (มก./ล.)	q_e (มก./ก.)
200	0.1	184.10	102.49
	0.5	155.28	78.13
	1	143.36	50.99
	5	71.55	24.56
	10	32.94	16.14
	20	5.03	9.47
	30	1.22	6.44

ตารางที่ ก.8 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิกันินและน้ำเสียจริง ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นลิกันิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

ตารางที่ ก.8.1 จลนศาสตร์การดูดซับสารละลายอัลคาไลน์ลิกันิน (น้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิกันิน)

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)	ADMI
0	194.35	0	730
60	85.54	52.68	310
180	52.79	67.77	189
300	38.42	76.76	134
600	21.27	84.06	114
900	13.15	90.81	52
1020	11.41	92.08	44
1200	7.28	94.78	30
1440	5.03	94.55	39

ตารางที่ ก.8.2 จลนศาสตร์การดูดซับสารละลายลิทินิน (น้ำเสียจริง)

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)	ADMI
0	198.41	0	730
60	65.11	67.18	310
180	41.71	78.97	189
300	36.10	81.80	134
600	24.69	87.55	114
900	19.73	90.05	52
1020	20.18	89.83	44
1200	18.70	90.57	30
1440	14.57	92.65	39

ข้อมูลการศึกษาประสิทธิภาพการแยกของไฮโดรไซโคลน

ตารางที่ ก.9 ผลของความดันจ่ายเข้าต่อประสิทธิภาพการแยกของไฮโดรไซโคลน

ตารางที่ ก.9.1 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x14 เมช ของไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.595	0.540	0.055	0.665	0.026	6.936	96.09
30	0.613	0.560	0.053	0.317	0.034	3.308	89.28
60	0.598	0.545	0.054	0.188	0.037	1.713	80.33
120	0.591	0.548	0.043	0.114	0.038	1.077	66.55
180	0.597	0.546	0.052	0.117	0.068	0.632	41.89
240	0.622	0.572	0.05	0.066	0.040	0.359	39.06
300	0.613	0.561	0.052	0.057	0.045	0.188	21.23
360	0.587	0.536	0.051	0.055	0.048	0.130	12.92

ตารางที่ ก.9.2 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของ ถ่านกัมมันต์ 12x14 เมช ของไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.788	0.716	0.072	0.671	0.014	7.205	97.91
30	0.812	0.746	0.066	0.432	0.018	5.114	95.84
60	0.745	0.681	0.064	0.243	0.02	2.614	91.76
120	0.753	0.685	0.068	0.270	0.026	2.731	90.38
180	0.753	0.689	0.064	0.185	0.028	1.874	84.86
240	0.743	0.683	0.06	0.095	0.024	0.901	74.69
300	0.784	0.724	0.06	0.091	0.031	0.821	66.11
360	0.808	0.748	0.06	0.087	0.031	0.783	64.30

ตารางที่ ก.9.3 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของ ถ่านกัมมันต์ 12x14 เมช ของไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 2 บาร์

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.788	0.716	0.072	0.307	0.014	7.205	95.44
30	0.812	0.746	0.066	0.265	0.018	5.114	94.71
60	0.745	0.681	0.064	0.219	0.02	2.614	89.07
120	0.753	0.685	0.068	0.118	0.026	2.731	81.40
180	0.753	0.689	0.064	0.093	0.028	1.874	70.81
240	0.743	0.683	0.06	0.081	0.024	0.901	67.67
300	0.784	0.724	0.06	0.071	0.031	0.821	59.24
360	0.808	0.748	0.06	0.055	0.031	0.783	49.53

ตารางที่ ก.9.4 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของ ถ่านกัมมันต์ 16x18 เมช ของไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.147	0.071	0.076	0.565	0.005	1.092	99.13
30	0.140	0.069	0.071	0.633	0.007	1.234	98.85
60	0.150	0.074	0.076	0.418	0.009	0.815	97.90
120	0.142	0.069	0.072	0.378	0.011	0.731	97.12
180	0.141	0.069	0.072	0.340	0.012	0.653	96.48
240	0.139	0.066	0.072	0.303	0.013	0.569	97.12
300	0.143	0.072	0.071	0.260	0.012	0.508	95.39
360	0.144	0.071	0.073	0.236	0.015	0.450	93.56

ตารางที่ ก.9.5 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของ ถ่านกัมมันต์ 16x18 เมช ของไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.198	0.088	0.109	0.469	0.009	0.841	98.16
30	0.191	0.084	0.107	0.233	0.013	0.405	94.21
60	0.191	0.084	0.107	0.264	0.014	0.461	94.86
120	0.188	0.083	0.105	0.227	0.011	0.399	95.03
180	0.176	0.083	0.093	0.271	0.011	0.501	95.86
240	0.200	0.091	0.110	0.286	0.013	0.511	95.03
300	0.203	0.092	0.111	0.213	0.011	0.379	94.60
360	0.198	0.088	0.110	0.247	0.009	0.435	96.51

ตารางที่ ก.9.6 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของ ถ่านกัมมันต์ 16x18 เมช ของไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 2 บาร์

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.264	0.122	0.142	0.518	0.008	0.955	98.50
30	0.272	0.132	0.140	0.419	0.011	0.803	97.45
60	0.251	0.115	0.136	0.461	0.015	0.838	96.65
120	0.261	0.120	0.141	0.252	0.013	0.456	94.67
180	0.257	0.119	0.138	0.255	0.013	0.463	95.01
240	0.252	0.113	0.139	0.211	0.012	0.372	94.67
300	0.264	0.125	0.139	0.202	0.013	0.373	93.79
360	0.288	0.139	0.149	0.152	0.013	0.281	91.70

ตารางที่ ก.110 ผลของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดต่อประสิทธิภาพการแยกของไฮโดรไซโคลน

ตารางที่ ก.10.1 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x14 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.788	0.716	0.072	0.671	0.014	7.205	97.91
30	0.812	0.746	0.066	0.432	0.018	5.114	95.84
60	0.745	0.681	0.064	0.243	0.02	2.614	91.76
120	0.753	0.685	0.068	0.270	0.026	2.731	90.38
180	0.753	0.689	0.064	0.185	0.028	1.874	84.86
240	0.743	0.683	0.06	0.095	0.024	0.901	74.69
300	0.784	0.724	0.06	0.091	0.031	0.821	66.11
360	0.808	0.748	0.06	0.087	0.031	0.783	64.30

ตารางที่ ก.10.2 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 16x18 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.772	0.705	0.068	0.602	0.013	6.697	97.84
30	0.777	0.711	0.065	0.459	0.017	5.306	96.30
60	0.757	0.694	0.063	0.339	0.024	3.807	92.92
120	0.746	0.684	0.064	0.180	0.027	1.811	84.97
180	0.703	0.641	0.062	0.133	0.029	1.213	78.26
240	0.744	0.684	0.06	0.102	0.032	0.899	68.60
300	0.821	0.761	0.06	0.080	0.032	0.687	59.93
360	0.806	0.744	0.062	0.068	0.029	0.531	57.11

ตารางที่ ก.10.3 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 20x24 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.688	0.629	0.06	0.623	0.014	6.997	97.75
30	0.765	0.7	0.065	0.446	0.019	5.048	95.74
60	0.767	0.705	0.063	0.216	0.029	2.304	86.55
120	0.69	0.63	0.061	0.185	0.03	1.788	83.80
180	0.748	0.689	0.059	0.112	0.031	1.056	72.28
240	0.704	0.645	0.059	0.097	0.033	0.795	65.93
300	0.698	0.639	0.059	0.080	0.031	0.615	61.43
360	0.707	0.65	0.057	0.074	0.032	0.549	56.57

ตารางที่ ก.10.4 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 30x35 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.729	0.664	0.066	0.821	0.014	8.927	98.29
30	0.668	0.604	0.064	0.630	0.021	6.381	96.67
60	0.728	0.666	0.062	0.316	0.025	3.44	92.08
120	0.711	0.65	0.061	0.229	0.031	2.341	86.47
180	0.717	0.657	0.06	0.184	0.039	1.769	78.78
240	0.694	0.634	0.06	0.160	0.034	1.487	78.70
300	0.696	0.636	0.06	0.136	0.042	1.134	69.15
360	0.729	0.67	0.059	0.122	0.04	1.059	67.34

ตารางที่ ก.10.5 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มม. ความดันจ่ายเข้า 1 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.709	0.569	0.140	0.790	0.016	3.935	98.02
30	0.658	0.526	0.132	0.661	0.020	3.219	96.95
60	0.615	0.492	0.123	0.517	0.027	2.472	94.72
120	0.676	0.554	0.122	0.383	0.032	1.981	91.60
180	0.694	0.559	0.135	0.329	0.036	1.544	89.13
240	0.668	0.550	0.118	0.306	0.039	1.551	87.18
300	0.632	0.516	0.116	0.267	0.040	1.276	84.86
360	0.618	0.504	0.114	0.241	0.042	1.122	82.70

ตารางที่ ก.10.6 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x14 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.142	0.068	0.074	0.275	0.004	0.525	98.60
30	0.143	0.068	0.076	0.375	0.005	0.708	98.79
60	0.149	0.073	0.076	0.375	0.009	0.726	97.68
120	0.145	0.071	0.074	0.399	0.010	0.774	97.48
180	0.147	0.071	0.076	0.350	0.014	0.663	96.00
240	0.144	0.069	0.076	0.276	0.018	0.510	97.48
300	0.144	0.071	0.073	0.406	0.021	0.776	94.91
360	0.144	0.071	0.073	0.394	0.021	0.756	94.78

ตารางที่ ก.10.7 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 16x18 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.147	0.071	0.076	0.565	0.005	1.092	99.13
30	0.140	0.069	0.071	0.633	0.007	1.234	98.85
60	0.150	0.074	0.076	0.418	0.009	0.815	97.90
120	0.142	0.069	0.072	0.378	0.011	0.731	97.12
180	0.141	0.069	0.072	0.340	0.012	0.653	96.48
240	0.139	0.066	0.072	0.303	0.013	0.569	97.12
300	0.143	0.072	0.071	0.260	0.012	0.508	95.39
360	0.144	0.071	0.073	0.236	0.015	0.450	93.56

ตารางที่ ก.10.8 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 20x24 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.143	0.070	0.073	0.433	0.006	0.843	98.60
30	0.141	0.069	0.072	0.511	0.008	0.991	98.46
60	0.140	0.069	0.071	0.454	0.011	0.881	97.54
120	0.141	0.070	0.071	0.399	0.013	0.778	96.62
180	0.142	0.069	0.073	0.394	0.018	0.750	95.41
240	0.139	0.069	0.071	0.439	0.021	0.845	96.62
300	0.140	0.069	0.072	0.331	0.029	0.620	91.30
360	0.142	0.068	0.074	0.344	0.025	0.639	92.77

ตารางที่ ก.10.9 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรโซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 30x35 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.151	0.070	0.081	0.259	0.004	0.479	98.36
30	0.147	0.070	0.077	0.207	0.006	0.388	97.08
60	0.144	0.069	0.074	0.265	0.006	0.505	97.61
120	0.144	0.069	0.075	0.380	0.011	0.721	97.06
180	0.148	0.070	0.078	0.249	0.014	0.463	94.58
240	0.140	0.068	0.072	0.292	0.018	0.547	97.06
300	0.146	0.069	0.077	0.312	0.018	0.574	94.13
360	0.140	0.067	0.073	0.275	0.018	0.513	93.41

ตารางที่ ก.10.10 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ของไฮโดรไซโคลน
เส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./วินาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	0.152	0.075	0.077	0.643	0.005	1.263	99.15
30	0.155	0.076	0.079	0.469	0.007	0.910	98.43
60	0.155	0.076	0.079	0.379	0.008	0.732	97.76
120	0.154	0.075	0.079	0.382	0.010	0.736	97.31
180	0.138	0.064	0.074	0.354	0.011	0.652	96.89
240	0.148	0.073	0.075	0.193	0.012	0.370	97.31
300	0.146	0.073	0.073	0.275	0.013	0.536	95.26
360	0.142	0.070	0.073	0.308	0.015	0.589	95.00

ตารางที่ ก.11 ผลการทดลองระบบที่ละเท (Batch experiment) ของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิควิน

ตารางที่ ก.11.1 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิควินของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิควิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 0.1 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	176.75	0
30	171.78	2.81
60	168.24	4.81
120	164.89	6.82
180	168.24	4.81
240	164.89	6.71
300	169.52	4.08
360	167.92	4.99

ตารางที่ ก.11.2 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิแกนด์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 0.75 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	198.47	0
60	154.51	11.22
120	147.68	15.14
180	145.74	16.25
240	141.49	18.70
300	140.65	19.18
360	138.91	20.18
420	139.16	20.03

ตารางที่ ก.11.3 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิแกนด์ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	196.76	0
60	105.06	38.81
120	87.60	48.98
180	76.64	55.36
240	70.13	59.15
300	65.16	62.04
360	62.59	63.55
480	56.61	66.85

ตารางที่ ก.11.4 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิกัน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	192.41	0
60	67.36	61.56
120	40.22	77.05
180	30.36	82.67
240	18.30	89.55
300	17.46	90.03
360	13.47	92.31
480	7.67	95.62

ตารางที่ ก.12 ผลการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกัน

ตารางที่ ก.12.1 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกัน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร

อัตราการไหลของน้ำเสีย (ลิตรต่อนาที)	ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันที่เหลืออยู่ (มก./ล.)	
	0.5	1
เวลา (นาที)		
0	201.24	197.76
30	90.63	86.18
60	67.43	66.91
120	47.51	54.15
180	42.80	57.18
240	35.00	57.24
300	40.74	63.04
360	37.58	65.10
420	33.77	68.91
480	38.93	69.75
540	39.84	75.68
600	37.32	79.16

ตารางที่ ก.12.2 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิท 200 มิลลิกรัมต่อลิตร อัตราการไหลของน้ำ
เสียสังเคราะห์ 1 ลิตรต่อนาที

ปริมาณตัวกลางดูดซับ (กรัมต่อลิตร)	ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่เหลืออยู่ (มก./ล.)	
	10	20
เวลา (นาที)		
0	202.47	197.76
60	100.75	66.91
120	93.27	54.15
180	93.47	57.18
240	94.63	57.24
300	97.59	63.04
360	101.33	65.10
420	102.75	68.91
480	102.68	69.75
540	112.22	75.68
600	115.19	79.16
660	120.02	
720	123.70	
780	126.73	
840	128.79	
900	134.01	
960	136.78	
1020	138.14	
1080	141.23	
1140	143.94	
1200	145.16	
1260	146.32	
1320	147.94	
1380	147.81	
1440	147.68	

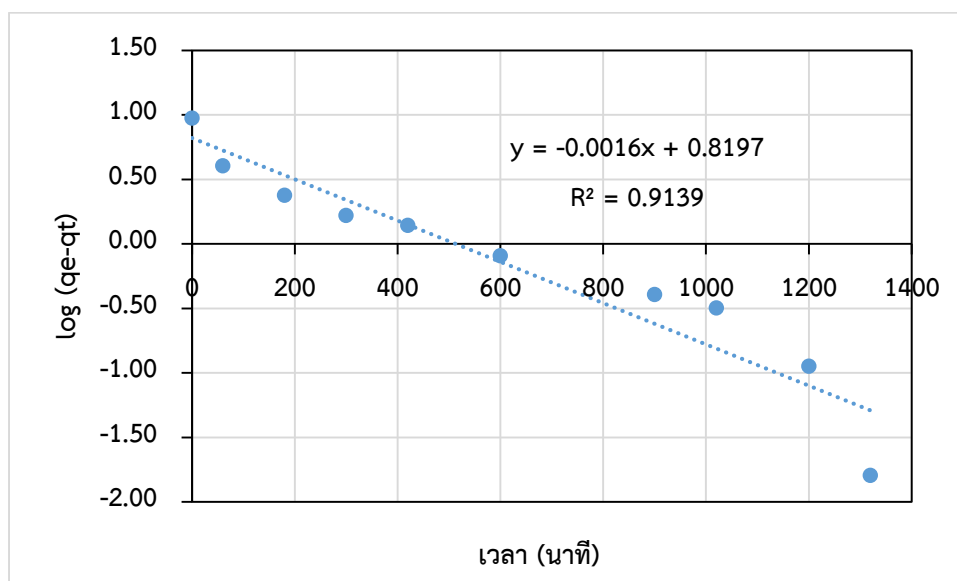
ตารางที่ ก.13 ผลการทดลองแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) ของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกัน

ตารางที่ ก.13.1 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกัน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ 16.67 กรัมต่อนาที

เวลา (นาที)	ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันที่เหลืออยู่ (มก./ล.)
0	199.57
30	65.49
60	49.70
120	39.32
180	32.36
240	30.81
300	28.75
360	25.91
420	25.59
480	23.53
540	23.72
600	21.40



ภาคผนวก ข.1 ตัวอย่างการคำนวณจลนศาสตร์การดูดซับปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน



กราฟที่ ข.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $\log (q_e - q_t)$ กับเวลา

ตารางที่ ข.1 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
200	$y = -0.0016x + 0.8197$	0.9139

จาก $\log(q_e - q_t) = \log q_e + \frac{k_1 t}{2.303}$

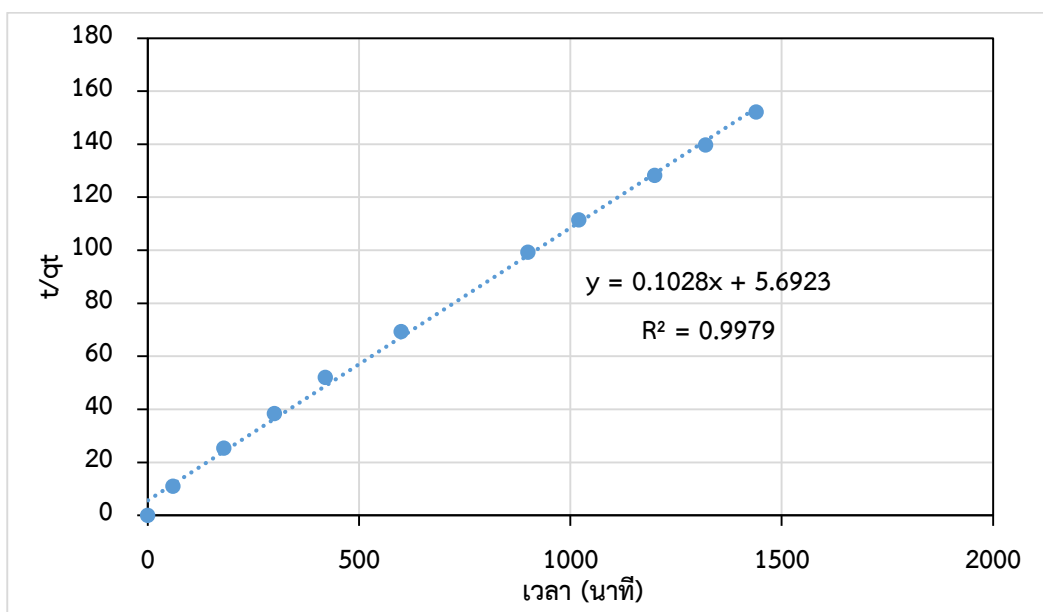
จะได้ว่า Slope = $\frac{k_1}{2.303} = -0.0016$

ดังนั้น $k_1 = -0.0037 \text{ นาที}^{-1}$

และ $\log q_e = 0.8197$

$q_e = 6.6024 \text{ มิลลิกรัมต่อกรัม}$

ภาคผนวก ข.2 ตัวอย่างการคำนวณจลนศาสตร์การดูดซับปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน



กราฟที่ ข.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง t/q_t และเวลา

ตารางที่ ข.2 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับสองเสมือนที่

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
200	$y = 0.1028x + 5.6923$	0.9979

จากปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน

$$\frac{t}{q_t} = \frac{1}{k_2 q_e^2} + \frac{t}{q_e}$$

จะได้ว่า

$$\text{Slope} = \frac{1}{q_e} = 0.1028$$

ดังนั้น

$$q_e = 9.7276 \text{ มิลลิกรัมต่อกรัม}$$

และ

$$\frac{1}{k_2 q_e^2} = 5.6923$$

$$\frac{1}{k_2 (0.37)} = 5.6923$$

$$k_2 = 0.0181 \text{ กรัมต่อมิลลิกรัมต่อนาที}$$

ภาคผนวก ข.3 ตัวอย่างการคำนวณประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 16x18 เมช โดยใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่าง 6 มิลลิเมตร ที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ (โดยมีข้อมูลผลการทดลอง ดังตารางที่ ก.9.7)

สมมติพิจารณา ที่เวลา 15 นาที จะได้ว่าประสิทธิภาพในการแยกสามารถคำนวณได้ ดังนี้

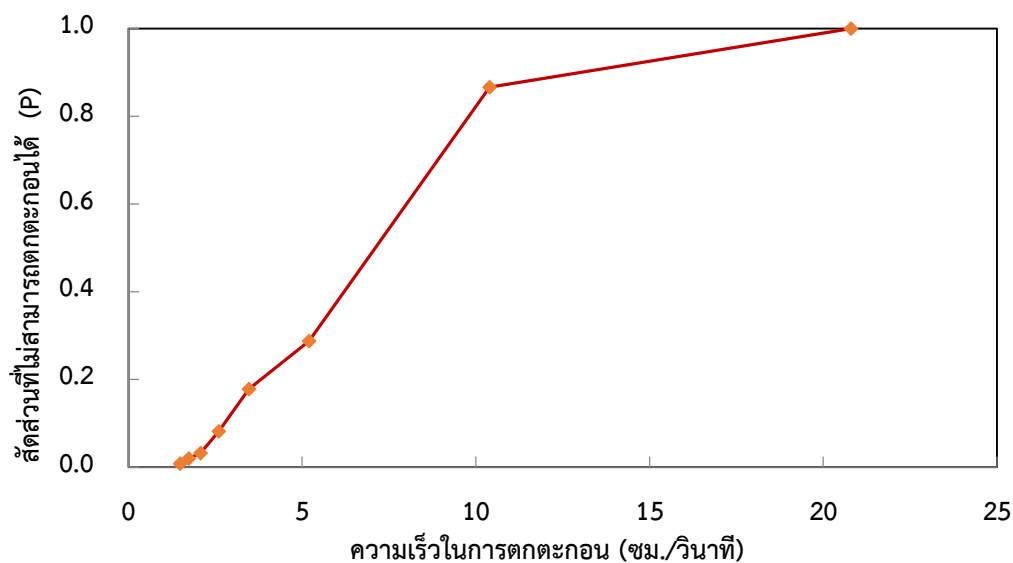
$$E'_T = \left(\frac{E_T - R_f}{1 - R_f} \right) \times 100$$

โดย $R_f = \frac{Q_u}{Q_f} = \frac{0.076}{0.147} = 0.516$

และ $E_T = \frac{Q_u C_u}{Q_f C_f} = \frac{0.076 \times 1.092}{0.147 \times 0.565} = 0.9958$

ดังนั้น $E'_T = \left(\frac{0.9958 - 0.516}{1 - 0.516} \right) \times 100 = 99.13 \%$

ภาคผนวก ข.4 ตัวอย่างการคำนวณประสิทธิภาพการตกตะกอนแบบโคตของถ่านกัมมันต์



ภาพที่ ข.3 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างสัดส่วนที่ไม่สามารถตกตะกอนหรือแยกได้และความเร็วในการตกตะกอนของอนุภาค

สูตร ในการหาประสิทธิภาพการตกตะกอนแบบโคต คือ

$$\eta_{\text{Sedimentation}} = (1 - P_0) + \int_0^{P_0} (V_i/V_0) dP_i$$

เมื่อสมมติให้อัตราน้ำล้นผิว คือ 2 ชม./วินาที สามารถหาค่า P_0 ได้จากกราฟ ข.3 เท่ากับ 0.025

$$\text{ดังนั้น} \quad 1 - P_0 = 1 - 0.025 = 0.975$$

เนื่องจากกราฟมีลักษณะเป็นพาราโบลา ซึ่งมีสมการเป็น

$$P^2 = 4CV$$

ทำการหาค่าคงที่ C โดยแทนค่า $V = 2$ และ $P = 0.0025$ ซึ่งจะได้ค่า C เท่ากับ 0.000078 และเมื่อเขียนสมการใหม่ ให้อยู่ในรูปฟังก์ชันของ P จะได้

$$V_i = \frac{P_i^2}{4 \times 0.000078} = 3200P_i^2$$

จะได้

$$\int_0^{P_0} \left(\frac{V_i}{V_0}\right) dP_i = \frac{1}{2} \int_0^{P_0} 3200P_i^2 dP_i = \frac{1600}{3} P^3|_0^{0.025} = 0.0083$$

ดังนั้น

$$\eta_{\text{Sedimentation}} = 0.975 + 0.0083 = 0.983$$

ภาคผนวก ข.5 ตัวอย่างการนำค่าความเข้มข้นที่เวลาใด จากสมการที่ 4.21 มาคำนวณหาค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุล ค่าปริมาณอัลคาไลน์ลิทินสูงสุดที่สามารถดูดซับ (Limited capacity) และปริมาณของอัลคาไลน์ลิทินที่ถูกดูดซับแล้ว (Adsorped pollutant) เพื่อนำมาหาเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ

กำหนดสภาวะที่จะใช้ในการคำนวณคือ

Time Step	3 min	K	0.00452
k	1×10^{-5} mg/(min.g.(mg/l) ²)	n	0.52
Weight	4000 g	Volume	200 L
Q	0.5 L/min	C _A เริ่มต้น	200 mg/L
η	0.05		

วิธีการคำนวณ

Time	C _A	C _{At+Δt}	Limited capacity (mg)	Adsorped pollutant (mg)	Accumulated Adsorp (mg)
เวลาเริ่มต้น (0)	200	คำนวณจากสมการที่ 4.21	KC _A ^{1/n} × (Weight - (Weight × η × Q × time/Volume))	(C _{A0} - C _{A,t}) × Q × Time step	Amount Adsorp ที่เวลาเริ่มต้น
Time (3)	C _{At+Δt}	คำนวณจากสมการที่ 4.21			Amount Adsorp ที่เวลาเริ่มต้น + Time step
Time (6)	C _{At+Δt}	คำนวณจากสมการที่ 4.21			Amount Adsorp Time step + Time step

ตัวอย่างการคำนวณ

Time	C_A	$C_{At+\Delta t}$	Limited capacity (mg)	Adsorped pollutant (mg)	Accumulated Adsorp (mg)
0	200.000	176.000	481122.990	0.000	0.000
3	176.000	157.594	376122.338	36.000	36.000
6	157.594	143.011	304027.318	63.608	99.608
9	143.011	131.167	252144.840	85.484	185.092
12	131.167	121.360	213445.236	103.249	288.342
15	121.360	113.113	183748.677	117.959	406.301
18	113.113	106.088	160429.745	130.330	536.631
21	106.088	100.040	141765.574	140.868	677.499
24	100.040	94.785	126584.296	149.941	827.440
27	94.785	90.183	114064.577	157.823	985.263
30	90.183	86.127	103615.930	164.725	1149.988

จากนั้นสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทกับเวลา กราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่าปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิทสูงสุดที่สามารถถูกดูดซับ (Limited capacity) กับเวลา และกราฟความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของอัลคาไลน์ลิทมิทที่ถูกดูดซับแล้ว (Adsorped pollutant) กับเวลา จากนั้นอ่านจุดตัดระหว่างกราฟก็จะสามารถอ่านค่า T_E ได้ ดังภาพที่ 4.25 (ข)

ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นางสาว สุภนิช เลิศลาภวสิน เกิดเมื่อวันที่ 8 กันยายน พ.ศ. 2533 ที่จังหวัดกรุงเทพมหานคร สำเร็จการศึกษาปริญญาวิศวกรรมศาสตรบัณฑิต สาขาวิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย เมื่อปีการศึกษา 2555 เข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิศวกรรมศาสตรมหาบัณฑิต ที่ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2556

โดยส่วนหนึ่งของผลงานวิจัยได้เผยแพร่ในวารสาร วิศวกรรมสิ่งแวดล้อมไทย สมาคมวิศวกรรมสิ่งแวดล้อมแห่งประเทศไทย (สวสท.) ปีที่ 29 ฉบับที่ 1 มกราคม - 4 เมษายน 2558 ในชื่อหัวข้อ การกำจัดกรดฮิวมิกด้วยกระบวนการร่วมระหว่างการดูดซับและไฮโดรไลโคลน

