

การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหล
ต่อเนื่อง เพื่อใช้ในการบำบัดสีในน้ำเสียปนเปื้อนลิกนิน จากโรงงานผลิตกระดาษ



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 2559
ลิขสิทธิ์ของจุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

Development of continuous flow hybrid process: GAC adsorption and hydrocyclone
for color removal caused by lignin in paper factory

Mr. Sakarn Jongjit



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 2016

Copyright of Chulalongkorn University

หัวข้อวิทยานิพนธ์	การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง เพื่อใช้ในการบำบัดสีในน้ำเสียปนเปื้อนลิกนิน จากโรงงานผลิตกระดาษ
โดย	นายศกานต์ จงจิตร
สาขาวิชา	วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก	ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ
อาจารย์ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม	รองศาสตราจารย์ ดร.พิสุทธิ เพ็ชรมนกุล

คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย อนุมัติให้หัวข้อวิทยานิพนธ์ฉบับนี้เป็นส่วนหนึ่งของการศึกษาตามหลักสูตรปริญญาโท

..... คณบดีคณะวิศวกรรมศาสตร์
(รองศาสตราจารย์ ดร.สุพจน์ เตชวรสินสกุล)

คณะกรรมการสอบวิทยานิพนธ์

..... ประธานกรรมการ
(ผู้ช่วยศาสตราจารย์ ดร.พิชญ รัชฎาวงศ์)

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

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

..... กรรมการ
(รองศาสตราจารย์ ดร.เขมรัฐ โอสถาปนัง)

..... กรรมการ
(ดร.ดาว สุวรรณแสง จั่นเจริญ)

..... กรรมการภายนอกมหาวิทยาลัย
(ดร.ทิพนครินทร์ บุญเฟื่อง)

ศกานต์ จงจิตร : การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง เพื่อใช้ในการบำบัดสีในน้ำเสียปนเปื้อนลิกนิน จากโรงงานผลิตกระดาษ (Development of continuous flow hybrid process: GAC adsorption and hydrocyclone for color removal caused by lignin in paper factory) อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์หลัก: ผศ. ดร.ชัยพร ภูประเสริฐ, อ.ที่ปรึกษาวิทยานิพนธ์ร่วม: รศ. ดร.พิสุทธิ์ เพ็ชรมนกุล, 174 หน้า.

งานวิจัยนี้เป็นการศึกษาการประยุกต์ใช้กระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและกระบวนการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนเพื่อกำจัดสีที่เกิดจากลิกนินในน้ำเสียจากโรงงานผลิตเยื่อกระดาษ จากการทดลองพบว่าการดูดซับลิกนินด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด มีความสอดคล้องกับแบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอม และในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดออกจากน้ำด้วยไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร พบว่ามีประสิทธิภาพร้อยละ 95 จากการศึกษาการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน พบว่า ความสามารถในการดูดซับสูงกว่าการดูดซับในห้องปฏิบัติการ เนื่องจากน้ำเสียในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมีอุณหภูมิสูงกว่าในห้องปฏิบัติการและการแตกของถ่านกัมมันต์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ซึ่งเป็นผลมาจากความดันและแรงเฉือนจากปั๊มสกรูและใบกวน ในการศึกษาาระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบที่ละเทได้รับการพัฒนาไปสู่ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่อง โดยหาเวลาน้อยที่สุดที่น้ำเสียต้องอยู่ในระบบ เพื่อกำหนดอัตราการไหลของน้ำเสียและหาเวลาที่เหมาะสมที่ถ่านกัมมันต์ต้องอยู่ในระบบสำหรับออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง ผลการทดลองแสดงให้เห็นว่าระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง สามารถบำบัดน้ำเสียให้ผ่านค่าที่กำหนด นั่นคือสามารถใช้ข้อมูลจากการทดลองไปใช้ออกแบบระบบบำบัดน้ำเสียขนาดใหญ่ได้

ภาควิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

สาขาวิชา วิศวกรรมสิ่งแวดล้อม

ปีการศึกษา 2559

ลายมือชื่อนิสิต

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาหลัก

ลายมือชื่อ อ.ที่ปรึกษาร่วม

5770466321 : MAJOR ENVIRONMENTAL ENGINEERING

KEYWORDS: HYBRID PROCESS, HYDROCYCLONE (HC), ADSORPTION, LIGNIN, GRANULAR ACTIVATED CARBON (GAC)

SAKARN JONGJIT: Development of continuous flow hybrid process: GAC adsorption and hydrocyclone for color removal caused by lignin in paper factory. ADVISOR: ASST. PROF.CHAIYAPORN PUPRASERT, Ph.D., CO-ADVISOR: ASSOC. PROF.PISUT PAINMANAKUL, Ph.D., 174 pp.

This study presents an application of an adsorption-hydrocyclone hybrid process for removal of color caused by lignin in wastewater from pulp paper factory. Granular activated carbon (GAC) was applied. From the test, the adsorption of lignin by GAC was compatible with Langmuir isotherm. The separation of GAC by the 30-mm solid-liquid hydrocyclone was found effective with the efficiency of 95%. The study of batch hybrid process revealed that adsorption capacity of (GAC) in hybrid process was higher than adsorption in laboratory test because of higher temperature and breaking phenomena in hybrid process. The breaking phenomena of GAC occurred in process due to various dynamic equipment of hybrid process including screw pump, agitation blade and hydrocyclone. The batch hybrid process was further developed into semi-continuous to identify suitable wastewater flow rate and solid retention time (SRT) of activated carbon for continuous process. The results from experiment indicate that the adsorption-hydrocyclone hybrid system is practical for lignin removal.

Department: Environmental
Engineering

Field of Study: Environmental
Engineering

Academic Year: 2016

Student's Signature

Advisor's Signature

Co-Advisor's Signature

กิตติกรรมประกาศ

วิทยานิพนธ์ฉบับนี้สำเร็จลุล่วงด้วยความอนุเคราะห์ช่วยเหลือจากบุคคลหลายท่าน ผู้วิจัยจึงขอกราบขอบพระคุณต่อผู้ที่ให้ความอนุเคราะห์ดังต่อไปนี้

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

ขอขอบพระคุณภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ห้องปฏิบัติการน้ำดี และ บริษัท Siam Kraft Industry Co., Ltd. ที่ได้ให้ความอนุเคราะห์เอื้อเฟื้อสถานที่และอุปกรณ์ที่เป็นประโยชน์อย่างมากต่อการทำงานวิจัย

ขอขอบคุณ บริษัท Siam Kraft Industry Co., Ltd. ที่กรุณาให้ทุนสนับสนุนการวิจัย

ขอขอบคุณนางสาวสุภานิช เลิศลาภวสิน นาย กริชชาติ ว่องไวลิขิต เรือเอก อีรทัต กงทอง ที่เป็นส่วนหนึ่งในงานวิจัย คอยให้คำปรึกษาและช่วยเหลือในระหว่างทำงานวิจัย จนงานวิจัยสำเร็จลุล่วงไปได้ด้วยดี

และสุดท้ายขอกราบขอบพระคุณบิดา มารดา ที่ให้การสนับสนุนในทุกเรื่อง และให้กำลังใจแก่ผู้วิจัยตลอดมา

สารบัญ

	หน้า
บทคัดย่อภาษาไทย.....	ง
บทคัดย่อภาษาอังกฤษ.....	จ
กิตติกรรมประกาศ.....	ฉ
สารบัญ.....	ช
สารบัญภาพ	ฎ
สารบัญตาราง.....	ฅ
บทที่ 1 บทนำ	1
1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา.....	1
1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย	3
1.3 ขอบเขตของงานวิจัย.....	3
1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ.....	3
บทที่ 2 ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง	5
2.1 ไฮโดรไซโคลน (Hydrocyclone)	5
2.2 กระบวนการดูดซับ (Adsorption process).....	24
2.3 สีของน้ำเสีย	35
2.4 ลิกนิน (Lignin)	36
2.5 กระบวนการผลิตกระดาษ.....	37
2.6 กระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลน (Hybrid hydrocyclone).....	44
2.7 น้ำเสียจากโรงงานผลิตกระดาษ SCG (Siam Kraft)	45
2.8 ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานผลิตกระดาษ.....	47
2.9 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง.....	47
บทที่ 3 ขั้นตอนและวิธีการดำเนินงานวิจัย	64

3.1	วัสดุอุปกรณ์และสารเคมี	64
3.2	การวิเคราะห์.....	66
3.3	แผนการทดลอง	68
3.4	วิธีการดำเนินงานวิจัย.....	69
3.4.1	การทดลองที่ 1 ศึกษาลักษณะของน้ำเสีย	69
3.4.2	การทดลองที่ 2 การทดลองการดูดซับในห้องปฏิบัติการ	70
3.4.3	การทดลองที่ 3 ศึกษาพารามิเตอร์ที่มีผลต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ ...	73
3.4.4	การทดลองที่ 4 ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน	75
3.4.5	การทดลองที่ 5 ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน.....	77
3.4.6	การทดลองที่ 6 ทำการทดลองแบบต่อเนื่อง (continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน.....	79
บทที่ 4	ผลการทดลองและการวิเคราะห์ข้อมูล	82
4.1	ผลการศึกษาลักษณะของน้ำเสีย.....	82
4.1.1	น้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัด	84
4.1.2	น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1.....	85
4.1.3	น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2.....	86
4.1.4	สรุปผลการศึกษาลักษณะน้ำเสีย.....	88
4.2	การทดลองในห้องปฏิบัติการ	88
4.2.1	น้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด	88
4.2.1.1	ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตัวกลางดูดซับ	88
4.2.1.2	ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตะกอนต่อการดูดซับ	90
4.2.1.3	จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetic).....	91

4.2.1.4 ไอโซเทอมการดูดซับ (Adsorption isotherm).....	92
4.2.2 น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1	94
4.2.2.1 ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตัวกลางดูดซับ	94
4.2.2.2 ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตะกอนต่อการดูดซับ	95
4.2.2.3 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetic).....	96
4.2.2.4 ไอโซเทอมการดูดซับ (Adsorption isotherm).....	97
4.2.2.5 การเปรียบเทียบผลการดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ ลิกนินและน้ำเสียจริง	100
4.2.3 สรุปผลการทดสอบการดูดซับ	101
4.3 ศึกษาประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดด้วยไฮโดรไซโคลน	101
4.3.1 ศึกษาอิทธิพลของความดันจ่ายเข้าต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดร ไซโคลน	102
4.3.2 ศึกษาอิทธิพลของขนาดของถ่านกัมมันต์ต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดร ไซโคลน	104
4.3.3 ศึกษาอิทธิพลของตะกอนต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	106
4.3.4 สรุปผลการทดสอบประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน.....	107
4.4 การทดลองระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนในการบำบัดน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิกนิน	108
4.4.1 ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน	109
4.4.1.1 จลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบทีละเท	109
4.4.1.2 เปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน	110
4.4.1.3 เปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและใน ห้องปฏิบัติการ	112

4.4.1.4	สรุปผลการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน	113
4.4.1.5	สมการทำนายการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ในระบบไฮบริด	113
4.4.2	ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน	115
4.4.2.1	สมการที่ใช้ในการทำนายเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ	116
4.4.2.2	เปรียบเทียบผลการทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่องและผลจากสมการการทำนาย	119
4.4.3	ทำการทดลองแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor)	122
4.4.4	สรุปผลการทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับ	123
4.5	เกณฑ์การออกแบบและควบคุมระบบ	124
4.5.1	เกณฑ์การออกแบบระบบและวิธีการเดินระบบ	124
4.5.2	ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบด้วยระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน	127
บทที่ 5	สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ	130
5.1	สรุปผลการวิจัย	130
5.1.1	การดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	130
5.1.2	พารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดของไฮโดรไซโคลน	130
5.1.3	ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการดูดซับ อัลคาไลน์ลิแกนด์	131
5.2	ข้อเสนอแนะเพื่อการวิจัยต่อไป	131
	รายการอ้างอิง	134
	ภาคผนวก	138
	ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์	174

สารบัญภาพ

รูปที่ 2.1 ส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลน	6
รูปที่ 2.2 ความเร็วของของไหลในไฮโดรไซโคลน	7
รูปที่ 2.3 ลักษณะการกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงทั้ง 3 ประเภท.....	8
รูปที่ 2.4 การกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (V_y) ภายในไฮโดรไซโคลน.....	9
รูปที่ 2.5 การกระจายความเร็วในแนวแกน (Axial Velocity, V_z)	10
รูปที่ 2.6 การกระจายความเร็วในแนวรัศมี (Radial Velocity, V_x).....	10
รูปที่ 2.7 ลักษณะการไหลแบบหมุนวน (Vortex flow) ภายในไฮโดรไซโคลน.....	13
รูปที่ 2.8 ภาพการไหลตามแนวแกนและตามแนวรัศมีภายในไฮโดรไซโคลน	14
รูปที่ 2.9 กราฟแสดงเส้นโค้งประสิทธิภาพระดับชั้นและเส้นโค้งประสิทธิภาพ	24
รูปที่ 2.10 การดูดซับของสารดูดซับด้วยแรงทางไฟฟ้าสถิตย์	26
รูปที่ 2.11 ขั้นตอนการเคลื่อนตัวของตัวถูกดูดซับในกระบวนการดูดซับ	29
รูปที่ 2.12 กลไกการดูดซับ.....	30
รูปที่ 2.13 ไอโซเทอมการดูดซับแบบแลงก์เมียร์	33
รูปที่ 2.14 ไอโซเทอมการดูดซับแบบฟรุนดลิช.....	35
รูปที่ 2.15 แผนผังกระบวนการการผลิตกระดาษ บริษัท SCG Siam Kraft	38
รูปที่ 2.16 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์	44
รูปที่ 2.17 กราฟมาตรฐานอัลคาไลน์ลิทมิท.....	46
รูปที่ 2.18 แผนผังระบบบำบัดน้ำเสียบริษัท สยามคราฟท์อุตสาหกรรม จำกัด	47
รูปที่ 2.19 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับ ของถ่านลอยที่ ปริมาณต่าง ๆ.....	49
รูปที่ 2.20 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับลิทมิท	50
รูปที่ 2.21 แสดงถึงปริมาณของสารที่ถูกดูดซับต่อปริมาณของตัวดูดซับ ณ จุดสมดุล ใน สารละลายที่มีความเข้มข้นต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิคงที่.....	50

รูปที่ 2.22 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใด ๆ ต่อความเข้มข้นเริ่มต้น.....	51
รูปที่ 2.23 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใดๆต่อความเข้มข้นเริ่มต้น	52
รูปที่ 2.24 แสดงการเปรียบเทียบค่าที่ได้จากการทดลองและแบบจำลอง ของโทมัสและคลาร์ก	52
รูปที่ 2.25 แสดงถึงการกระจายตัวของอนุภาคในห้องปฏิบัติการ.....	55
รูปที่ 2.26 รูปแบบของถังปฏิกริยาที่ใช้ในงานวิจัยของ Rastogi และคณะ.....	56
รูปที่ 2.27 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ ลักชิกา กองวิเชียร	59
รูปที่ 2.28 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ .	61
รูปที่ 3.1 รายละเอียดของไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย	65
รูปที่ 3.2 แผนผังจุดเก็บน้ำเสียจากระบบบำบัดน้ำเสีย.....	68
รูปที่ 3.3 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นลิกนินกับเวลา.....	72
รูปที่ 3.4 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความสามารถในการดูดซับลิกนินกับเวลา	72
รูปที่ 3.5 กราฟไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลน์ลิกนินและถ่านกัมมันต์	73
รูปที่ 3.6 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 3.....	75
รูปที่ 3.7 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 4.....	77
รูปที่ 3.8 กราฟแสดงเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ในระบบ (SRT).....	78
รูปที่ 3.9 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 5.....	79
รูปที่ 3.10 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของลิกนินกับเวลา	81
รูปที่ 4.1 จุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียจริงจากบริษัท Siam Kraft.....	83
รูปที่ 4.2 กราฟมาตรฐานอัลคาไลน์ลิกนิน	83
รูปที่ 4.3 น้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัด	84
รูปที่ 4.4 น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1.....	85
รูปที่ 4.5 น้ำเสียจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2.....	87
รูปที่ 4.6 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินที่ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน	89
รูปที่ 4.7 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนิน.....	89

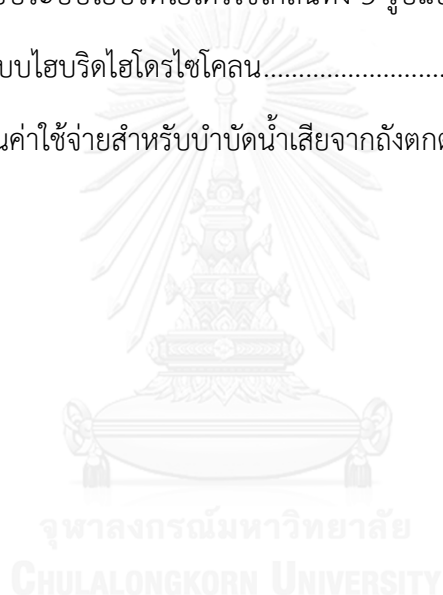
รูปที่ 4.8 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ในน้ำเสียที่มีตะกอนและไม่มีตะกอน.....	90
รูปที่ 4.9 ไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลน์ลิแกนด์และถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200	92
รูปที่ 4.10 เปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ในน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด	93
รูปที่ 4.11 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ในน้ำเสียจริง	94
รูปที่ 4.12 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่มีเข้มข้นเริ่มต้น 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกันในน้ำเสียจริง ที่เวลา 1,200 นาที.....	95
รูปที่ 4.13 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ในน้ำที่มีตะกอนและไม่มีตะกอน	96
รูปที่ 4.14 ไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลน์ลิแกนด์ในน้ำเสียจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 1 ด้วยถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200	98
รูปที่ 4.15 เปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในน้ำเสีย จากถังตกตะกอนชั้นที่ 1	99
รูปที่ 4.16 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์และน้ำเสียจริง.....	100
รูปที่ 4.17 จุดติดตั้งระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน.....	101
รูปที่ 4.18 ประสิทธิภาพเฉลี่ยในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลนที่ความดันจ่ายเข้าต่างกัน	103
รูปที่ 4.19 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆกันที่เวลาใดๆ ของไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร	104
รูปที่ 4.20 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร ความดัน 0.5 บาร์....	105
รูปที่ 4.21 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เปลี่ยนไปเมื่อวัดด้วย Particle size distribution	106
รูปที่ 4.22 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆกันที่เวลาใด ๆ ของไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร	107
รูปที่ 4.23 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบทีละเท.....	109
รูปที่ 4.24 จลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของ อัลคาไลน์ลิแกนด์แตกต่างกัน โดยใช้ปริมาณตัวดูดซับ 10 5 2.5 และ 1 กรัมต่อลิตร.....	110
รูปที่ 4.25 จลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ปริมาณตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร.....	110

รูปที่ 4.26 บ่อเติมอากาศและบ่อตกตะกอนชั้นที่ 1 ของระบบบำบัดน้ำเสียโรงงานผลิตกระดาษ...	111
รูปที่ 4.27 เปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและในห้องปฏิบัติการ	112
รูปที่ 4.28 การหาค่า k จากการทดลองจลนศาสตร์การดูดซับ.....	114
รูปที่ 4.29 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่อง	115
รูปที่ 4.30 การใช้สมการในการทำนายหาระยะเวลาที่ถ่านกัมมันต์ต้องอยู่ในระบบ และค่าความ เข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิทในเวลาใดๆ	118
รูปที่ 4.31 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์ ความเข้มข้นของน้ำเสีย 159.55 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร	119
รูปที่ 4.32 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์ ความเข้มข้นของน้ำเสีย 161.47 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร	120
รูปที่ 4.33 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์ ความเข้มข้นของน้ำเสีย 121.29 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร	120
รูปที่ 4.34 ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทในเวลาใดๆในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน แบบต่อเนื่อง.....	122
รูปที่ 4.35 ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงาน ในส่วน ETP 3.....	127
รูปที่ 5.1 อัตราการไหลน้ำเสียของระบบบำบัดน้ำเสียโรงงาน	132

สารบัญตาราง

ตารางที่ 2.1	สัดส่วนขนาดของไฮโดรโซโคลนแบบ Rietema และ Bradley	20
ตารางที่ 2.2	การเปรียบเทียบการทำงานของไฮโดรโซโคลนแบบ Rietema และ Bradley	21
ตารางที่ 2.3	แสดงอัตราการใช้เยื่อใยสั้นต่อเยื่อใยยาว ตามคุณภาพกระดาษต่าง ๆ	39
ตารางที่ 2.4	ลักษณะและสมบัติของน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิกนิน จาก บริษัท สยามคราฟท์	46
ตารางที่ 2.5	แสดงถึงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์และค่าคงที่ของไอโซเทอมแบบต่างๆ	51
ตารางที่ 2.6	แสดงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ที่แบบจำลองของโทมัสและคลาร์ก	52
ตารางที่ 2.7	ขนาดของไฮโดรโซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย	54
ตารางที่ 2.8	ลักษณะอนุภาคในห้องปฏิบัติการและการกระจายตัวของอนุภาค	54
ตารางที่ 2.9	ลักษณะอนุภาคในอุตสาหกรรมการผลิตโอเลฟินและการกระจายตัวของอนุภาค	55
ตารางที่ 2.10	อุปกรณ์ภายในงานวิจัยของ Rastogi และคณะ	57
ตารางที่ 3.1	รายละเอียดเฉพาะไฮโดรโซโคลนแบบ Bradley ที่ใช้ในงานวิจัย	65
ตารางที่ 3.2	สมบัติของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	67
ตารางที่ 3.3	ข้อมูลที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 1	70
ตารางที่ 3.4	ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 2	70
ตารางที่ 3.5	ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3	73
ตารางที่ 3.6	ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3	75
ตารางที่ 3.7	ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 4	77
ตารางที่ 3.8	ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 5	79
ตารางที่ 4.1	พารามิเตอร์ของน้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัด	84
ตารางที่ 4.2	พารามิเตอร์ของน้ำเสีย	86
ตารางที่ 4.3	พารามิเตอร์ของน้ำเสีย	87
ตารางที่ 4.4	ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกิริยา	91

ตารางที่ 4.5 ค่าคงที่และตัวแปรของสมการไอโซเทอม	94
ตารางที่ 4.6 ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกิริยา	97
ตารางที่ 4.7 ค่าคงที่และตัวแปรของสมการไอโซเทอม	99
ตารางที่ 4.8 อัตราการไหลเฉลี่ยของน้ำที่ทางเข้าและทางออกต่างๆ ของไฮโดรไซโคลนที่ความดัน จ่ายเข้าแตกต่างกัน	103
ตารางที่ 4.9 ค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุลและ T_E ที่ทำนายได้จากสมการทางคณิตศาสตร์.....	119
ตารางที่ 4.10 เปรียบเทียบความเข้มข้นที่จุดสมดุลและค่า T_E จากการทำนายและผลการทดลอง..	121
ตารางที่ 4.11 การออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนทั้ง 3 รูปแบบ	124
ตารางที่ 4.12 การเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน.....	125
ตารางที่ 4.13 การคำนวณค่าใช้จ่ายสำหรับบำบัดน้ำเสียจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 ใน 1 วัน	128



บทที่ 1

บทนำ

1.1 ความเป็นมาและความสำคัญของปัญหา

อุตสาหกรรมกระดาษเป็นอุตสาหกรรมขนาดใหญ่ที่มีความสำคัญต่อการพัฒนาประเทศ (สมาคมเยื่อและกระดาษแห่งประเทศไทย, 2548) มีความต้องการใช้สูง มีการใช้งานในหลายลักษณะ และมีแนวโน้มความต้องการใช้ที่เพิ่มมากขึ้น ซึ่งในกระบวนการการผลิตกระดาษ มีการใช้น้ำในการฟอกเยื่อกระดาษที่ได้มาจากเนื้อไม้ และทำให้เกิดน้ำเสียจากกระบวนการผลิต จึงต้องมีการบำบัดก่อนปล่อยออกสู่แหล่งน้ำตามธรรมชาติ ซึ่งน้ำเสียที่เกิดขึ้นจากการฟอกเยื่อกระดาษจะมีลักษณะเป็นองค์ประกอบหลัก โดยลักษณะเป็นสารประกอบตามธรรมชาติที่อยู่ในเนื้อไม้ เมื่อลิกนินปนเปื้อนในน้ำจะทำให้เกิดสีและส่งผลกระทบต่อสิ่งมีชีวิตและกระบวนการทางชีวภาพในระบบนิเวศ น้ำเสียที่ปนเปื้อนลิกนินนั้นยากต่อการบำบัดโดยใช้กระบวนการทางธรรมชาติ จึงจำเป็นต้องใช้กระบวนการทางกายภาพและทางเคมีมาช่วยในการบำบัด เพื่อลดปริมาณลิกนินให้ผ่านค่ามาตรฐานน้ำทิ้งที่กำหนดไว้

ลิกนินเป็นสารอินทรีย์ที่อยู่ในเนื้อไม้ ซึ่งในกระบวนการการผลิตกระดาษจะทำให้สารประกอบลิกนินร้อยละ 20-40 ละลายออกมาปนเปื้อนอยู่ในน้ำ ทำให้น้ำมีสีน้ำตาลเข้ม ส่งผลให้กระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพทั่วไปไม่สามารถลดปริมาณลิกนินให้ผ่านค่ามาตรฐานได้ จึงต้องนำเอากระบวนการทางกายภาพและทางเคมีมาช่วยในการบำบัด เช่น กระบวนการดูดซับด้วยตัวกลางดูดซับชนิดถ่านกัมมันต์ (Activated carbon) ซึ่งได้รับความนิยม เนื่องจากถ่านกัมมันต์มีความสามารถในการดูดซับสารต่างๆได้ดี เพราะมีลักษณะโครงสร้างที่เป็นรูพรุนและมีพื้นที่ผิวสัมผัสมาก

ถ่านกัมมันต์มีความสะดวกในการใช้งานเนื่องจากในปัจจุบันสามารถหาซื้อได้ทั่วไปในท้องตลาด โดยแบ่งเป็น 2 ชนิด หลักๆคือ ชนิดผง (Powder Activated Carbon, PAC) และชนิดเกล็ด (Granular Activated Carbon, GAC) ถ่านกัมมันต์ชนิดผงจะมีขนาดอนุภาคเล็ก จึงมีพื้นที่ผิวสัมผัสมาก ทำให้กระบวนการดูดซับเกิดขึ้นเร็ว ในทางปฏิบัติมักเติมถ่านกัมมันต์ชนิดผงลงในถังกวนเร็ว (Rapid mixing tank) และทำการแยกออกจากน้ำโดยการตกตะกอนหรือการกรอง (มันส์ตันตุลเวสตัน, 2542) ซึ่งกระบวนการแยกถ่านกัมมันต์ออกจากน้ำโดยการตกตะกอนใช้เวลานานและกระบวนการกรองยังไม่มีระบบที่มีประสิทธิภาพเพียงพอ เพราะจะเกิดการอุดตันในชั้นกรองและพบว่าถ่านกัมมันต์ชนิดผง ไม่เหมาะสมกับการนำมาใช้เพราะข้อจำกัดเรื่องการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอนที่ไม่สามารถแยกอนุภาคที่มีขนาดเล็กมากๆ ได้ทำให้ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมีความเหมาะสมที่จะนำมาใช้ในงานวิจัยนี้

ถังปฏิกรณ์ที่ใช้สำหรับกระบวนการดูดซับนั้นได้ออกแบบให้เป็นแบบถังกวนต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) เนื่องจากถังปฏิกรณ์ชนิดนี้ อาศัยข้อมูลการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) เพียงอย่างเดียวในการออกแบบ จึงช่วยลดความยุ่งยากในการออกแบบและสามารถคำนวณหาประสิทธิภาพของระบบได้ด้วยสมการคณิตศาสตร์ อีกทั้งยังสามารถนำถ่านกัมมันต์กลับมาใช้ใหม่โดยไม่จำเป็นต้องหยุดเดินระบบเหมือนถังปฏิกรณ์แบบคอลัมน์ (Column reactor) (Islam M.A. และคณะ 2009)

ในการออกแบบระบบบำบัดแบ่งเป็น 2 ขั้นตอนคือ กระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ และกระบวนการแยกถ่านกัมมันต์ออกจากน้ำ โดยกระบวนการที่ใช้ในการแยกของแข็งออกจากของเหลว มีด้วยกันหลายวิธี ยกตัวอย่างเช่น การตกตะกอน การกรอง การแยกโดยอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง ในการเลือกใช้แต่ละระบบนั้นขึ้นอยู่กับลักษณะของอนุภาคและปัจจัยด้านต้นทุน ข้อจำกัดด้านพื้นที่ และอื่นๆอีกมากมาย ซึ่งไฮโดรไซโคลอน (Hydrocyclone) เป็นอุปกรณ์ที่มีขนาดเล็กเคลื่อนย้ายได้ง่าย สามารถทำการเดินหรือหยุดการทำงานของระบบได้ทันที และนำมาใช้ในกรณีฉุกเฉินได้ ซึ่งเหมาะสมที่จะนำมาใช้งานในระบบบำบัดน้ำเสียจริง

จากข้อมูลดังกล่าวจึงเกิดแนวคิดที่จะนำระบบไฮบริดมาใช้งานโดย ระบบไฮบริด คือ ระบบที่มีการทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการดูดซับลิแกนด์ด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดออกจากน้ำที่บำบัดแล้วด้วยไฮโดรไซโคลอน มาใช้ในการบำบัดน้ำปนเปื้อนสีที่เกิดขึ้นในกระบวนการผลิตกระดาษ โดยน้ำที่นำมาเข้ากระบวนการบำบัดนี้เป็นน้ำเสียที่ผ่านการบำบัดทางชีวภาพแล้วมีค่าพารามิเตอร์สีที่ไม่ผ่านค่ามาตรฐาน ซึ่งกระบวนการนี้จะช่วยบำบัดน้ำเสียให้มีค่าที่ผ่านค่ามาตรฐานน้ำทิ้งก่อนที่จะปล่อยลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะ โดยน้ำเสียที่ปนเปื้อนสีจะเข้าสู่กระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดภายในถังกวนผสม จากนั้นของผสมทั้งสองจะถูกส่งเข้าสู่กระบวนการแยกด้วยไฮโดรไซโคลอน ซึ่งจะทำให้การแยกถ่านกัมมันต์ที่ใช้แล้วออกทางด้านล่างของอุปกรณ์ ส่วนน้ำที่ผ่านการบำบัดแล้วนั้นจะออกทางช่องเปิดด้านบนของอุปกรณ์ โดยภายในระบบนั้นได้ออกแบบให้มีการนำถ่านกัมมันต์ที่ใช้แล้วบางส่วนกลับมาใช้งานต่อจนหมดประสิทธิภาพก่อนแยกออกจากระบบ ซึ่งระบบดังกล่าวยังมีผู้ศึกษาจำนวนไม่มากนัก ทำให้ยังขาดข้อมูลที่จะนำมาใช้ในการออกแบบระบบให้มีประสิทธิภาพ เช่น ปัจจัยที่มีผลต่อการทำงาน ประกอบกับงานวิจัยของลักษิกา กองวิเชียร (2556) งานวิจัยของ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) ที่ทำการศึกษาการทำงานของระบบไฮบริด พบว่าในส่วนของการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอนนั้น ยังไม่สามารถให้ประสิทธิภาพได้ 100% เนื่องจาก ถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในกระบวนการดูดซับมลสารนั้นเกิดการแตกจากการกระทบกับใบพัดเครื่องสูบน้ำ และงานวิจัยของ สุภนิช เลิศลาภวสิน (2558) ที่ทำการศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของระบบไฮบริดโดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์ ดังนั้นในงานวิจัยนี้จึงมีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาประสิทธิภาพของระบบไฮบริดเมื่อนำไปใช้งานในระบบจริงที่เป็นน้ำเสียจาก

โรงงาน เพื่อนำข้อมูลไปใช้พัฒนาและออกแบบระบบให้มีประสิทธิภาพ รวมไปถึงการสร้างสมการทางคณิตศาสตร์เพื่อใช้ทำนายพารามิเตอร์ที่ใช้ในการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

1.2 วัตถุประสงค์ของงานวิจัย

1.2.1 เพื่อศึกษาการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาใช้ในการกำจัดลิกนินในน้ำเสียที่มาจากอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษในงานจริง

1.2.2 เพื่อศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของการดูดซับลิกนินออกจากน้ำเสียด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด และกระบวนการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดออกจากน้ำด้วยไฮโดรไซโคลน

1.2.3 สร้างสมการทางคณิตศาสตร์เพื่อใช้ในการการเดินระบบ จากการเปลี่ยนแปลงของค่าพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการทำงานของระบบ

1.3 ขอบเขตของงานวิจัย

1.3.1 งานวิจัยนี้เป็นการทดลองในระดับทดลอง (Pilot scale) ณ บริษัท Siam Kraft Industry Co., Ltd. อ.บ้านโป่ง จ.ราชบุรี

1.3.2 น้ำเสียที่ใช้ในการทดลองเป็นน้ำเสียจริงจากกระบวนการการผลิตกระดาษ

1.3.3 ทำการตรวจวัดความเข้มข้นของลิกนินด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปคโตรโฟโตมิเตอร์

1.3.4 ไฮโดรไซโคลนที่ใช้ คือ ไฮโดรไซโคลนแบบ Bradley ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ทำจากสแตนเลส (Stainless steel)

1.3.5 ถ่านกัมมันต์ที่นำมาใช้ในการทดลองคือ Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon Carbon Corporation

1.3.6 การพิจารณาประสิทธิภาพและพารามิเตอร์ในการดำเนินการของระบบไฮบริดจะแยกออกเป็น 2 ส่วน คือ ส่วนของการกำจัดลิกนินและสารอื่นออกจากของไหลด้วยกระบวนการดูดซับ และส่วนของการแยกถ่านกัมมันต์ออกจากของไหลด้วยไฮโดรไซโคลน

1.4 ประโยชน์ที่คาดว่าจะได้รับ

1.4.1 สามารถนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ไปใช้ในการบำบัดน้ำเสียจริงจากโรงงานผลิตกระดาษ ให้มีค่าต่ำกว่ามาตรฐานน้ำทิ้งได้

1.4.2 นำความรู้ที่ได้มาพัฒนาและปรับปรุงระบบไฮบริดไฮโดรโซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดให้มีประสิทธิภาพมากที่สุด

1.4.3 สามารถนำสมการทางคณิตศาสตร์ไปใช้รับมือกับความแปรปรวนของพารามิเตอร์ของน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบเพื่อควบคุมระบบไฮบริดไฮโดรโซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ให้ทำงานได้โดยมีประสิทธิภาพสูง



บทที่ 2

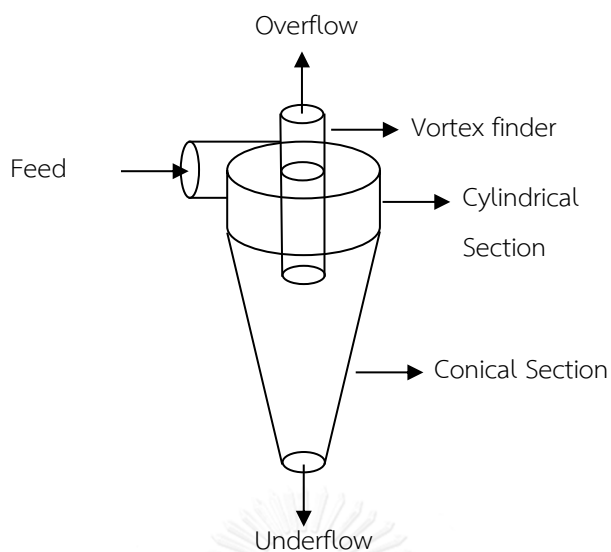
ทฤษฎีและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ไฮโดรไซโคลน (Hydrocyclone)

ไฮโดรไซโคลนเป็นอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกของผสมออกจากกัน ซึ่งสามารถแยกของแข็งออกจากของแข็ง ของแข็งออกจากของเหลว และของเหลวออกจากของเหลว โดยอาศัยแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางเพื่อเพิ่มความเร็วที่ใช้ในการตกตะกอน การทำงานของไฮโดรไซโคลนนั้นแตกต่างจากเครื่องแยกแบบหมุนเหวี่ยงหนีศูนย์กลาง (Centrifuge) ที่ต้องหมุนเพื่อให้เกิดแรงหนีศูนย์กลาง เนื่องจากในระหว่างการทำงานจะไม่มีชิ้นส่วนใดๆของไฮโดรไซโคลนเคลื่อนที่ อย่างไรก็ตามเครื่องแยกทั้งสองชนิดนี้ต่างก็ใช้หลักการแยกอนุภาคแบบเดียวกัน (สนธิลักษณ์ สุขะสุนธ์, 2552)

2.1.1 ส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลน (วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

- 1) ส่วนทรงกระบอก (Cylindrical section)
- 2) ส่วนกรวย (Conical section)
- 3) ช่องทางเข้าของของผสม (Feed inlet) จะอยู่ทางด้านข้างของไฮโดรไซโคลนเพื่อทำให้ของเหลวเกิดความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวง ซึ่งจะส่งผลให้อนุภาคที่มีขนาดใหญ่สามารถเข้าใกล้ผนังของไฮโดรไซโคลนและออกมาที่ช่องทางออกด้านล่าง โดยที่อนุภาคขนาดเล็กจะไหลออกทางช่องทางออกด้านบน
- 4) ช่องทางออกด้านบน (Overflow) เป็นทางออกของของเหลวและอนุภาคของแข็งที่มีขนาดเล็กหรือมีความหนาแน่นต่ำ
- 5) ช่องทางออกด้านล่าง (Underflow) เป็นทางออกของของเหลวและอนุภาคของแข็งที่มีขนาดใหญ่หรือมีความหนาแน่นสูง
- 6) ท่อทะเลสำหรับให้ของไหลออกทางทางออกด้านบน (Vortex finder)



รูปที่ 2.1 ส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลน (วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

2.1.2 ความเร็วของการไหลในไฮโดรไซโคลน (Velocity in hydrocyclone) (สนธิลักษณ์ สุขะสุคนธ์, 2552)

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

2.1.2.1 ความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวง (Tangential Velocity, V_y)

ความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวง คือ ความเร็วเชิงเส้นของของผสมที่จ่ายเข้าไปที่บริเวณทางเข้าของไฮโดรไซโคลน โดยมีทิศทางสัมผัสกับผิวเส้นรอบวงของไฮโดรไซโคลน โดยสมการที่ 2.1 แสดงถึงความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลเข้าของของผสมที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนกับพื้นที่หน้าตัดของช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลน

$$V_i = \frac{Q}{A_i} \quad (2.1)$$

โดย	V_i	คือ	ความเร็วของของผสมที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลน (เมตรต่อวินาที)
	Q	คือ	อัตราการไหลเข้าของของผสมที่ไหลเข้าไฮโดรไซโคลน (ลูกบาศก์เมตรต่อวินาที)
	A_i	คือ	พื้นที่หน้าตัดช่องทางเข้าของของผสม (ตารางเมตร)

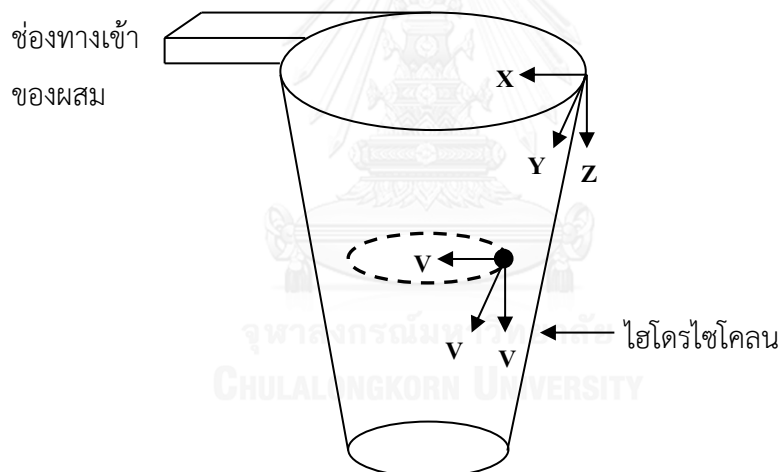
โดยที่ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (V_y) และความเร็วที่ช่องทางเข้า (V_i) ภายในไฮโดรไซโคลอน สามารถแสดงได้ ดังนี้

จาก
$$\alpha = \frac{V_y}{V_i} \quad (2.2)$$

ดังนั้น
$$V_y = \alpha V_i \quad (2.3)$$

หรือ
$$V_y = \alpha \frac{Q}{A_i}$$

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



รูปที่ 2.2 ความเร็วของของไหลในไฮโดรไซโคลอน (สนธิลักษณ์ สุขะสุนนท์, 2552)

จากสมการที่ 2.3 แสดงให้เห็นว่า เมื่อมีอัตราการไหล (Q) คงที่ ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงจะเพิ่มขึ้นเมื่อพื้นที่หน้าตัดของช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลอนลดลง

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

$$V_y R = \text{Constant} \quad (2.4)$$

เมื่อ V_y คือ ความเร็วในแนวสัมผัสเส้นรอบวงที่รัศมีการหมุน
 R คือ รัศมีการหมุน

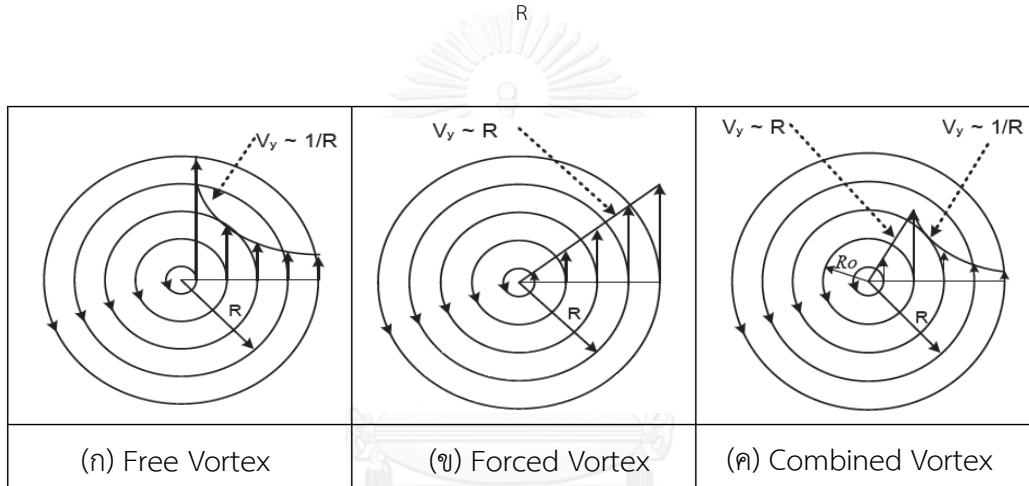
แต่ในทางปฏิบัติจริง จะเกิดการสูญเสียโมเมนตัมเชิงมุม (Angular momentum) จึงทำให้ค่าที่ได้ค่าน้อยกว่าสมการด้านบน ดังนั้นจะได้ว่า

$$V_y R^n = \text{Constant} \quad (2.5)$$

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

สมการที่ 2.4 และ 2.5 ใช้ได้กับการหมุนวนภายนอก (Outer vortex) นั่นคือ เมื่อเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลนมีขนาดที่เล็กลงจะส่งผลให้ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงจะเพิ่มขึ้น ดังสมการ

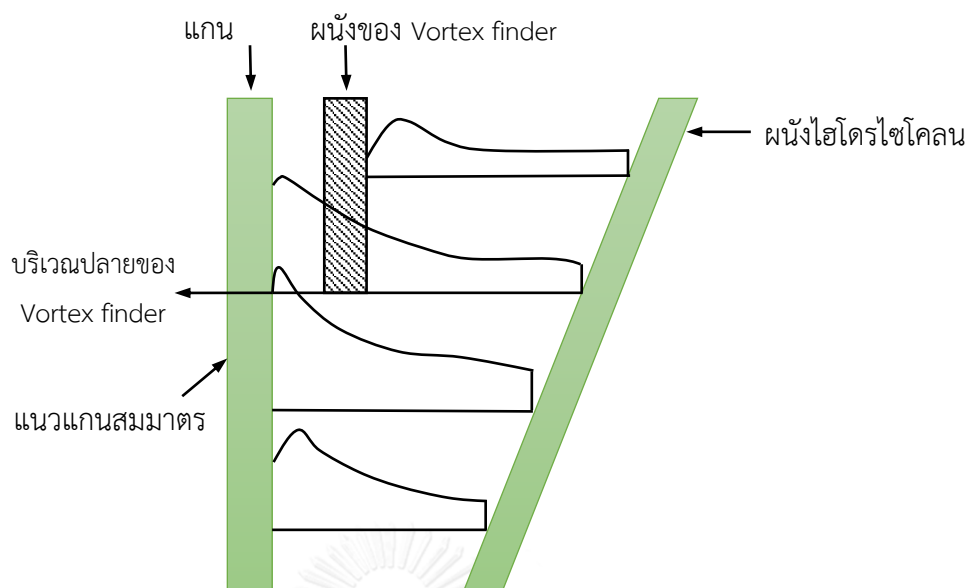
$$\frac{V_y}{R} = \text{constant} \quad (2.6)$$



รูปที่ 2.3 ลักษณะการกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงทั้ง 3 ประเภท

(Puprasert C. และคณะ, 2004)

จากรูปที่ 2.3 แสดงให้เห็นว่า การหมุนวนแบบ (ค) Combined vortex คือสภาวะจริงที่เกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลน เมื่ออนุภาคอยู่ในบริเวณใกล้กับตำแหน่งที่มีความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงมากที่สุด จะทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลนสูงที่สุด ดังนั้นเพื่อเป็นการเพิ่มโอกาสให้อนุภาคเข้าสู่ตำแหน่งที่มีความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงมากขึ้น จึงควรรออกแบบไฮโดรไซโคลนที่มีมุมกรวยแหลมและยาว



รูปที่ 2.4 การกระจายความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (V_y) ภายในไฮโดรไซโคลน

(Heiskanen K., 1993)

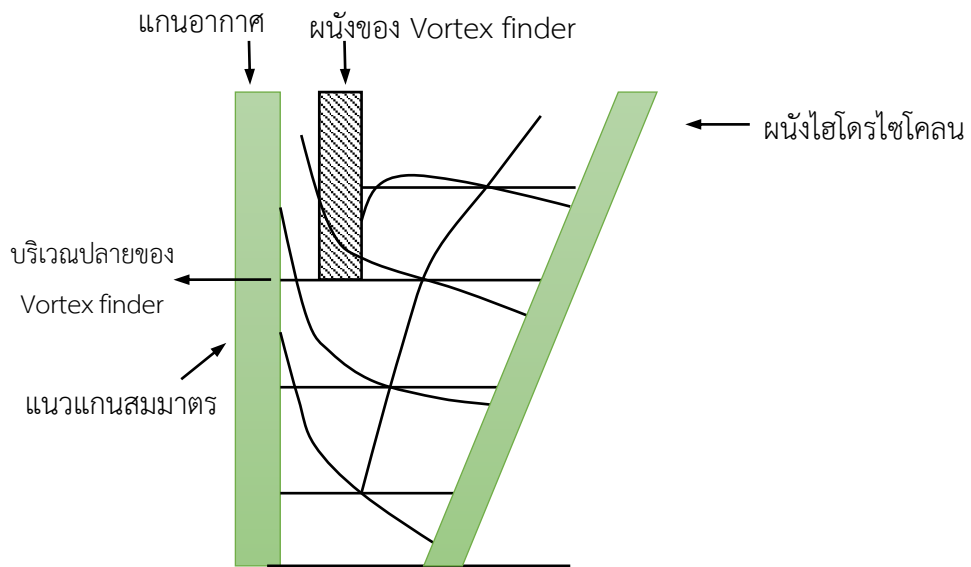
จากรูปที่ 2.4 จะสังเกตได้ว่าความเร็วตามแนวสัมผัสนั้นไม่ขึ้นกับตำแหน่งในแนวตั้งและความเร็วตามแนวสัมผัสจะเพิ่มขึ้นเมื่อรัศมีของไฮโดรไซโคลนลดลงโดยมีค่าสูงสุดที่ผนัง โดยสามารถอธิบายได้ด้วยสมการที่ 2.4 และ 2.5

สมการข้างต้นนั้นสามารถอธิบายได้เฉพาะในบริเวณที่อยู่ด้านล่างของ Vortex finder เท่านั้น เนื่องจากบริเวณเหนือขอบของ Vortex finder นั้น รัศมีที่ทำให้ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงมีค่าสูงสุดนั้นมีขนาดใหญ่กว่ารัศมีของ Vortex finder

อย่างไรก็ตาม ความเร็วตามแนวเส้นสัมผัสรอบวงก็ยังคงเป็นความเร็วของของไหลที่สำคัญที่สุด เนื่องจากเป็นความเร็วที่มีค่ามากที่สุดที่เกิดขึ้นในไฮโดรไซโคลน

2.1.2.2 ความเร็วในแนวแกน (Axial Velocity, V_z)

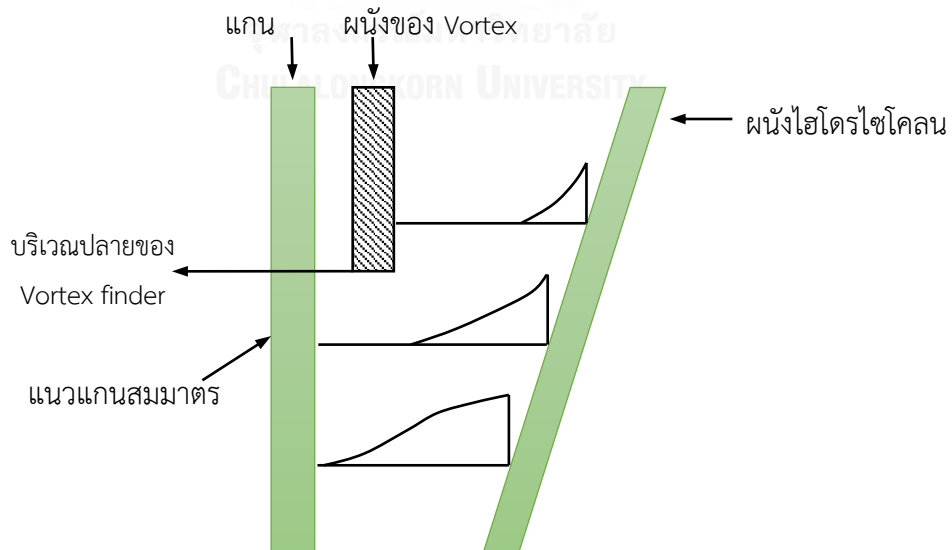
ความเร็วตามแนวแกน คือ ความเร็วที่มีทิศทางตามแนวแกนของไฮโดรไซโคลนโดยอาจมีทิศทางขึ้นหรือลง นั่นคือ การหมุนวนภายใน (Inner vortex) ที่มีทิศทางขึ้นไปสู่ทางออกด้านบน และการหมุนวนภายนอก (Outer vortex) ที่มีทิศทางลงสู่ทางออกด้านล่าง โดยทิศทางการไหลที่สวนทางกันของการหมุนวนภายในและการหมุนวนภายนอก จะทำให้เกิดตำแหน่งที่มีความเร็วตามแนวแกนเท่ากับศูนย์ (Locus zero vertical velocity, LZVV) ซึ่งเป็นตำแหน่งที่ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นรอบวง (Tangential velocity) มีค่ามากที่สุด แต่บริเวณด้านบนของไฮโดรไซโคลนตรงขอบด้านบนของ Vortex finder จะเกิดการไหลลัดวงจร (Short circuit flow) ทำให้มีอนุภาคขนาดใหญ่หลุดออกไปที่ทางออกด้านบน



รูปที่ 2.5 การกระจายความเร็วในแนวแกน (Axial Velocity, V_z) ภายในไฮโดรไซโคลน(Heiskanen K., 1993)

2.1.2.3 ความเร็วในแนวรัศมี (Radial Velocity, V_x)

ความเร็วตามแนวรัศมี คือ ความเร็วที่มีทิศตั้งฉากกับแนวแกนของไฮโดรไซโคลน ซึ่งเป็นความเร็วที่มีค่าน้อยที่สุดของความเร็วทั้ง 3 ชนิดที่เกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลน โดยบริเวณเหนือขอบของ Vortex finder ใกล้กับผนังของไฮโดรไซโคลนจะมีความเร็วตามแนวรัศมีที่มีค่ามากที่สุด ดังรูปที่ 2.6



รูปที่ 2.6 การกระจายความเร็วในแนวรัศมี (Radial Velocity, V_x) ภายในไฮโดรไซโคลน (Heiskanen K., 1993)

2.1.3 กฎของสโตค (Stoke's law) (ชัยธรรม์ สวัสดิวงษ์, 2553)

กฎของสโตคเป็นกฎพื้นฐานที่ใช้ในการอธิบายความเร็วที่เกิดขึ้นในกระบวนการหรือกลไกการทำงานภายในอุปกรณ์ต่างๆที่ใช้ในการแยกอนุภาค เช่น ถังตกตะกอน หรือไฮโดรไซโคลอน โดยตั้งอยู่บนสมมติฐานที่ว่า อนุภาคนั้นมีลักษณะเป็นทรงกลมและสามารถตกตะกอนด้วยความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก

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

แรงสำคัญที่ทำให้เกิดการแยกอนุภาคภายในไฮโดรไซโคลอนนั้นเกิดจากการหมุน ซึ่งเรียกว่า แรงหนีศูนย์กลาง ดังแสดงในสมการ

$$F = \frac{mv_y^2}{R} \quad (2.7)$$

ความเร็วที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนนั้นจะส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอน นั่นคือเมื่อเพิ่มความเร็วการไหลเข้าจะทำให้ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนเพิ่มขึ้น ความเร็วที่เกิดขึ้นในการแยกของผสมออกจากกัน สามารถหาได้จากสมการกฎของสโตค

$$V_p = \frac{\Delta\rho d_p^2 g}{18\mu} \quad (2.8)$$

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 พบว่าแรงโน้มถ่วงของโลกนั้นมักถูกนำมาใช้ในการแยกอนุภาคด้วยการตกตะกอน แต่สำหรับอุปกรณ์ที่ใช้ในการแยกอนุภาคอื่นๆ เช่น ไฮโดรไซโคลอนนั้น สามารถทำการเพิ่มความเร่งเพื่อให้ค่าความเร็วในการตกตะกอนเพิ่มขึ้นได้ โดยความสัมพันธ์ระหว่างความเร่งหนีศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลอนกับความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก สามารถแสดงได้ดังนี้ (ชัยธรรม์ สวัสดิวงษ์, 2553)

$$\zeta = \frac{V_y^2}{Rg} \quad (2.9)$$

เมื่อ ζ	คือ	ความเร่งหนีศูนย์กลางสัมพัทธ์ภายในไฮโดรไซโคลอน (Relative centrifugal acceleration in hydrocyclone) (เมตรต่อวินาที ²)
V_y	คือ	ความเร็วตามแนวสัมผัสเส้นผ่านศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลอน (เมตรต่อวินาที)
R	คือ	รัศมีของไฮโดรไซโคลอน (เมตร)
g	คือ	ความเร่งเนื่องจากแรงโน้มถ่วงของโลก มีค่า 9.81 เมตรต่อวินาที ²

จากสมการกฎของสโตคั้นนั้นจะเห็นได้ว่ามีตัวแปรที่มีผลต่อความเร็วในการแยกอนุภาคดังนี้

1) ความแตกต่างระหว่างความหนาแน่นของอนุภาค ($\Delta\rho$)

ความหนาแน่นนั้นมีความสำคัญในการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอน เนื่องจากไฮโดรไซโคลอนนั้นอาศัยหลักของความแตกต่างระหว่างความหนาแน่นของอนุภาคและน้ำในการแยกอนุภาค หากความหนาแน่นของผสมไม่มีความแตกต่างกัน ($\Delta\rho = \rho_p - \rho_w = 0$) จะทำให้ความเร็วในการแยกอนุภาค (V_p) นั้นเท่ากับศูนย์ ส่งผลให้ไฮโดรไซโคลอนนั้นไม่สามารถแยกอนุภาคทั้งสองออกจากกันได้

2) ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของอนุภาค (d_p)

ขนาดของอนุภาคเป็นตัวแปรหนึ่งที่มีความสำคัญ จากสมการกฎของสโตคพบว่า ขนาดของอนุภาคจะอยู่ในรูปยกกำลังสอง นั่นคือ การเปลี่ยนขนาดของอนุภาคจะส่งผลอย่างมากต่อความเร็วในการแยกอนุภาค เมื่ออนุภาคในระบบมีขนาดใหญ่จึงส่งผลให้ความเร็วในการแยกอนุภาคเพิ่มขึ้น หากอนุภาคในระบบมีขนาดเล็กจะส่งผลให้ความเร็วในการแยกอนุภาคลดลง

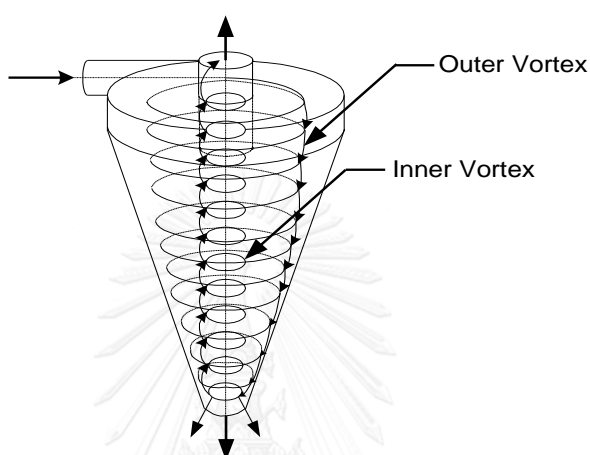
3) ความหนืดของของไหล (μ)

ความหนืดนั้นเป็นตัวแปรที่สัมพันธ์กับอุณหภูมิของของไหล นั่นคือ เมื่ออุณหภูมิสูงจะส่งผลให้ความหนืดของของไหลมีค่าต่ำลง ดังนั้น ความเร็วในการแยกอนุภาคจึงมีค่าสูงขึ้น

2.1.4 การไหลของของไหลและการเคลื่อนที่ของอนุภาคภายในไฮโดรไซโคลอน

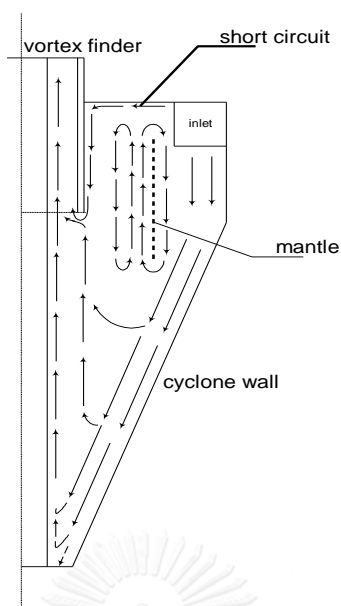
(Fluid Flow and Particle Motion in Hydrocyclone) (ฉัญจรณ์ สวัสดิวงษ์, 2553) การทำงานของไฮโดรไซโคลอนนั้นอาศัยหลักการของแรงหนีศูนย์กลาง ดังนั้นของผสมที่ถูกจ่ายเข้าสู่ในไฮโดรไซโคลอนตามแนวสัมผัสเส้นรอบวงนั้นจะเคลื่อนที่เป็นวงกลมภายในไฮโดรไซโคลอนด้วยแรง

ดังกล่าว ซึ่งการเคลื่อนที่ของของไหลภายในไฮโดรไซโคลอนนั้นเป็นแบบสมมาตร ดังแสดงในภาพ 2.7 โดยของไหลที่ถูกจ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนจะเกิดการเคลื่อนที่สองแบบ นั่นคือ อนุภาคขนาดใหญ่ที่อยู่ในของไหลจะเคลื่อนที่ในลักษณะการไหลแบบเกลียววงนอก (Outer vortex) ไปสู่ด้านล่างของกรวย และทำให้ของไหลและอนุภาคที่มีขนาดใหญ่ไหลไปสู่ออกทางด้านล่าง (Underflow) ส่วนน้ำและอนุภาคที่มีขนาดเล็กบางส่วนจะไหลแบบเกลียววงใน (Inner vortex) กลับขึ้นตามแนวแกนกลางของไฮโดรไซโคลอนเพื่อออกทางช่องทางออกด้านบนผ่านทางท่อทะเลลูที่ เรียกว่า Vortex finder



รูปที่ 2.7 ลักษณะการไหลแบบหมุนวน (Vortex flow) ภายในไฮโดรไซโคลอน(วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

การไหลภายในไฮโดรไซโคลอนนอกเหนือจากทั้งสองประเภทที่กล่าวไปข้างต้น ยังมีการไหลอีกประเภทหนึ่งที่เกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลอน ซึ่งการไหลประเภทนี้เป็นการไหลวนที่เกิดขึ้นเฉพาะบริเวณส่วนบนของไฮโดรไซโคลอนที่เรียกว่า Mantle โดยอนุภาคที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนจะไหลวนอยู่บริเวณด้านบนของไฮโดรไซโคลอนและไหลออกไปทางด้านบนโดยไม่ผ่านการหมุนวนแบบเกลียววงนอก (Outer vortex) และการหมุนวนแบบเกลียววงใน (Inner vortex) เป็นสาเหตุที่ทำให้เกิดการไหลรั่ววงจร (Short circuit flow) ดังรูปที่ 2.8 ซึ่งจะทำให้ความเร็วของการหมุนวนภายในไฮโดรไซโคลอนลดลง



รูปที่ 2.8 ภาพการไหลตามแนวแกนและตามแนวรัศมีภายในไฮโดรไซโคลน
(วรศิริ เสียงสนั่น, 2552)

2.1.5 พารามิเตอร์ที่มีผลต่อการทำงานของไฮโดรไซโคลน (ฉัญยธรรณ์ สวัสดิวงษ์, 2553)

รูปร่างทางเรขาคณิตของไฮโดรไซโคลน (Geometric parameter) นั้นมีผลต่อประสิทธิภาพในการแยกอนุภาค โดยส่วนประกอบของไฮโดรไซโคลนที่มีผลต่อการทำงานมีดังนี้

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

$$d_{50} \propto D_c^x \quad (2.10)$$

$$\Delta P \propto D_c^y \quad (2.11)$$

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

ความสัมพันธ์ตามสมการที่ 2.10 และ 2.11 นั้น เป็นการเปรียบเทียบเมื่ออัตราการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนคงที่ หากกำหนดให้ความดันลด (Pressure drop) มีค่าคงที่ จะได้ความสัมพันธ์ระหว่างอัตราการไหลและเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลนดังนี้

$$Q \propto D_c^z \quad (2.12)$$

โดย z มีค่าอยู่ระหว่าง 1.8 ถึง 2.0

ความสัมพันธ์ระหว่างขนาดตัด (d_{50}) กับเส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลนที่ความดันคงที่ สามารถแสดงได้ดังสมการที่ 2.13

$$d_{50} \propto D_c^x \quad (2.13)$$

โดย x มีค่าอยู่ระหว่าง 0.41 ถึง 0.5 ซึ่งแสดงให้เห็นว่า เมื่อไฮโดรไซโคลนมีขนาดที่เล็กลงจะทำให้ขนาดตัด (d_{50}) มีขนาดที่เล็กลงเช่นกัน หมายถึงไฮโดรไซโคลนสามารถแยกอนุภาคที่มีขนาดเล็กลงไปได้อีก

2) ลักษณะของช่องจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลน

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

3) ขนาดช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลน (Area of Inlet: D_i)

ขนาดของช่องทางเข้าไฮโดรไซโคลนนั้นมีความสำคัญต่ออัตราการไหลของของผสมที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลน โดยทั่วไปขนาดของช่องทางเข้าของไฮโดรไซโคลนที่เหมาะสม จะส่งผลให้ของผสมเกิดการไหลวนและกระจายตัวได้ดีขึ้น จึงทำให้มีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของแข็งกับของเหลวที่ดี

ขนาดของช่องจ่ายเข้า (D_i) ที่เหมาะสมนั้นจะทำให้อัตราโมเมนต์ (QV) ที่จ่ายเข้ามีค่าสูงสุด ซึ่งการเพิ่มขนาดของช่องทางจ่ายเข้า จะทำให้โมเมนต์เพิ่มขึ้นจนถึงค่าหนึ่งแล้วจึงลดลง ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางที่เหมาะสมนั้นจะทำให้ความเร็วเฉลี่ยที่ช่องทางเข้าไฮโดรไซโคลนเท่ากับความเร็วสัมผัส (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 คือขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน (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 โดยการไหลในลักษณะนี้จะทำให้อนุภาคขนาดใหญ่ไหลออกจากช่องทางออกด้านบน (Overflow) ซึ่งจะเกิดขึ้นเมื่อรัศมีด้านนอก ของช่องด้านบนหรือ Vortex finder มีขนาดเล็กกว่าตำแหน่งที่มีความเร็วสัมผัส (Tangential velocity) สูงสุด เนื่องจากอนุภาคจะถูกหมุนเหวี่ยงในไฮโดรไซโคลนน้อยลงจึงส่งผลให้ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนลดลง แต่ถ้ารัศมีด้านนอก ของช่องด้านบนหรือ Vortex finder มีขนาดใหญ่กว่าตำแหน่งที่มีความเร็วสัมผัส (Tangential velocity) สูงสุด อนุภาคที่อยู่ในเส้นการไหลลัดวงจรจะไหลกลับเข้ามาในบริเวณของการเพิ่มความเร็วสัมผัสภายในไฮโดรไซโคลน จึงเป็นการเพิ่มแรงหนีศูนย์กลางทำให้อนุภาคเกิดการไหลไปตามขอบด้านล่างของ Vortex finder ซึ่งจะเป็นการเพิ่มโอกาสให้อนุภาคไหลสู่กระบวนการแยกในไฮโดรไซโคลน

หากช่องทางออกด้านบน (D_o) มีขนาดใหญ่กว่าเส้นผ่านศูนย์กลางของ LZV (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

$$2D_i + D_o = 0.4 - 0.6D_c \quad (2. 14)$$

ความสัมพันธ์ของขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทั้งสามสำหรับไฮโดรไซโคลนขนาดเล็กสามารถแสดงได้ดังนี้

$$2D_i + D_o = 0.35 - 0.7D_c \quad (2. 15)$$

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

5) ขนาดของช่องทางออกด้านล่าง (Underflow Diameter: D_u)

ขนาดของช่องทางออกด้านล่าง (D_u) มักเป็นขนาดที่สามารถแปรผันหรือปรับเปลี่ยนได้ ใช้สำหรับควบคุมอัตราการไหลของทางออกด้านล่าง ดังนั้นขนาดของช่องทางออกด้านล่างจึงขึ้นกับลักษณะการใช้งาน

ขนาดของช่องทางออกด้านล่างมีผลต่อความเข้มข้นที่ออกทางด้านล่างของไฮโดรไซโคลน โดยต้องมีขนาดใหญ่พอที่จะให้อนุภาคหยาบไหลผ่านออกมาได้ โดยช่องทางออกด้านล่างที่เหมาะสมจะก่อให้เกิดช่องอากาศภายในไฮโดรไซโคลน หากช่องทางออกด้านล่างมีขนาดใหญ่เกินไป จะทำให้ความเข้มข้นของของผสมที่ไหลทางออกด้านล่างลดลง

ขนาดของช่องทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน (D_u) มักอยู่ในช่วง $D_c / 10$ ถึง $D_c / 15$ และควรมีค่า $D_u = D_o / 3$ เมื่อ $D_o = D_c / 5$ ซึ่งจะให้ค่าอัตราส่วนระหว่างอัตราการไหลเข้า (Feed flowrate) กับอัตราการไหลออกที่ช่องทางด้านล่าง (Underflow flowrate) มีค่าประมาณ 10 เปอร์เซ็นต์ภายใต้สภาวะความดันคงที่ ขนาดของช่องทางออกด้านล่างอาจถือได้ว่าไม่มีผลกระทบต่อประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนหรืออาจมีน้อย โดยประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนจะลดลงเพียงเล็กน้อยเมื่อขนาดของช่องทางออกด้านล่างลดลง สำหรับไฮโดรไซโคลนขนาดใหญ่จะมีขนาดของช่องทางต่างๆ ใหญ่ตามไปด้วย ส่วนไฮโดรไซโคลนขนาดเล็กนั้น จะได้รับผลกระทบจากการเปลี่ยนขนาดของช่องทางออกด้านล่าง เมื่อขนาดของช่องทางด้านล่างมีค่าประมาณ $D_c / 7$ (Bradley D., 1965)

6) ความยาวของส่วนที่ยื่นเข้ามาในไฮโดรไซโคลน (Vortex Finder Length: L)

ความยาวของส่วนที่ยื่นเข้ามาในไฮโดรไซโคลน มีความสำคัญต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคของแข็งออกจากของเหลวในแง่ของขนาดตัด (d_{50}) เนื่องจากความยาวของ Vortex finder ส่งผลต่อประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลน อีกทั้งยังสามารถป้องกันปัญหาการไหลล้นตัวจร โดยเมื่อลดความยาว Vortex finder ลงจะทำให้ได้ขนาดตัดที่เล็กลง และจะต่ำที่สุดเมื่อไม่มี Vortex finder

ภายใต้สภาวะนี้ทำให้การแยกอนุภาคขนาดใหญ่เกิดได้ไม่ดี นั่นคืออนุภาคขนาดใหญ่ดังกล่าวจะออกไปที่ช่องทางออกด้านบน (Overflow) โดยทางเส้นการไหลลัดวงจร

มีบางผลการทดลองที่ให้ผลตรงกันข้ามกับไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในโรงงาน โดยใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดใหญ่ (24 นิ้ว) ในการแยกของผสมที่มีขนาดใหญ่ด้วยความดันต่ำ พบว่าความยาว Vortex finder ไม่มีผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลน ซึ่งอธิบายได้ว่า อาจเกิดจากการที่อนุภาคตกด้วยแรงโน้มถ่วงของโลก ทำให้อนุภาคไหลออกจากเส้นการไหลลัดวงจรและเข้าสู่การไหลแบบปกติภายในไฮโดรไซโคลน

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

7) ความยาวของไฮโดรไซโคลน (Length of Hydrocyclone: H) (ลักซิกา 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 ที่ค่าความดันลดที่กำหนดไว้ นั้น ไฮโดรไซโคลนที่มีมุมของกรวย 9 องศา จะให้ปริมาณอัตราการจ่ายเข้าที่สูงกว่า โดยมีประสิทธิภาพการแยกเท่ากัน จึงอธิบายได้ว่า การเปลี่ยนมุมในช่วง 9 องศา ถึง 20 องศาไม่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการแยกที่ความดันลดเดียวกัน (Bradley D., 1965)

Dahlstrom, 1960 (อ้างถึงใน ัญญุธรรม์ สวัสดิวงศ์, 2553) ได้ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพในการแยกอนุภาค โดยได้ทำการเพิ่มความยาวของไฮโดรไซโคลนที่อัตราการไหล

เดียวกัน พบว่าเมื่อลดมุมกรวยจาก 45 องศาเป็น 15 องศาจะทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนเพิ่มขึ้น

กรวยมุมกว้างนั้นเหมาะสำหรับไฮโดรไซโคลอนที่ใช้สำหรับการทำใส (Classifier) ซึ่งสาเหตุที่ต้องใช้ไฮโดรไซโคลอนที่มีมุมกรวยใหญ่มี 2 ประการ ประการที่หนึ่งคือ ความดันลดที่ใช้กับไฮโดรไซโคลอนมุมกว้างที่อัตราการไหลเดียวกัน จะให้ขนาดตัด (d_{50}) เล็กกว่าไฮโดรไซโคลอนที่มีมุมแหลม ประการที่สองคือ ไฮโดรไซโคลอนมุมกว้างมีแนวโน้มที่จะเกิดการอุดตันที่ทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลอนน้อยกว่า โดยมีการทดลองในแง่การใช้ไฮโดรไซโคลอนเล็กๆ ที่มีช่องทางจ่ายเข้าเป็นแบบสัมผัส (Tangential inlet) พบว่าสามารถนำมาใช้ในการคัด (Classification) ตามขนาดที่ต้องการได้ดี

9) แกนอากาศ (Air core)

แกนอากาศนั้นจะเกิดขึ้นบริเวณแกนกลางด้านในของไฮโดรไซโคลอน สาเหตุของการเกิดแกนอากาศนั้นมาจากการไหลแบบหมุนวนภายในไฮโดรไซโคลอน ซึ่งเป็นปรากฏการณ์ที่เกิดขึ้นตามปกติเมื่อทางออกของไฮโดรไซโคลอนเปิดออกสู่บรรยากาศ โดยแกนอากาศจะเคลื่อนที่ไปตามความยาวของไฮโดรไซโคลอน อีกทั้งแกนอากาศยังเป็นตัวที่บอกถึงเสถียรภาพการไหลแบบหมุนวน ซึ่งควรมีลักษณะเป็นเส้นตรงและมีเส้นผ่านศูนย์กลางคงที่ตลอดความยาวของไฮโดรไซโคลอน

สรุปผลของรูปร่างทางเรขาคณิตที่มีต่อไฮโดรไซโคลอน (อัญชรัตน์ สวัสดิวงษ์, 2553)

1) ขนาดของไฮโดรไซโคลอนส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคกับอัตราการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอน โดยไฮโดรไซโคลอนที่มีขนาดเล็ก 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 ควรเป็นขนาดเป็นสองเท่าของด้านกว้าง

6) ช่องท่อจ่ายเข้าควรมีผนังเป็นเนื้อเดียวกันกับส่วนปิดด้านบนของไฮโดรไซโคลน

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

2.1.6 สัดส่วนขนาดของไฮโดรไซโคลน (ลักษิกา กองวิเชียร, 2556)

ไฮโดรไซโคลนเป็นได้ทั้งอุปกรณ์ที่ใช้ทำชั้น (Thickener) และอุปกรณ์ทำใส (Clarifier) ในเวลาเดียวกัน โดยของผสมที่ไหลออกทางด้านบน (Overflow) นั้นมักเป็นของแข็งที่มีอนุภาคละเอียด จึงมีปริมาณอนุภาคของแข็งน้อย ส่วนของผสมที่ไหลแยกออกทางด้านล่าง (Underflow) มักเป็นของแข็งที่มีขนาดใหญ่และมีความเข้มข้นของแข็งมากกว่า (ธัญยธรรม สวัสดิวงษ์, 2553)

ในปัจจุบันมีไฮโดรไซโคลนที่นิยมใช้ 2 แบบ คือ ไฮโดรไซโคลนที่ออกแบบโดย Bradley และ Rietema หากไฮโดรไซโคลนทั้ง 2 แบบมีขนาดที่เท่ากัน พบว่าไฮโดรไซโคลนของ Bradley จะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคสูงกว่าในแง่ขนาดตัด ส่วนไฮโดรไซโคลนของ Rietema จะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคสูงกว่าในแง่ของมวลของแข็งที่ถูกแยกออกมา (Castilho L.R. และ Medronho R.A., 2000) แสดงดังตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 สัดส่วนขนาดของไฮโดรไซโคลนแบบ Rietema และ Bradley

Cyclone 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	0.133	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 2.2 การเปรียบเทียบการทำงานของไฮโดรไซโคลอนแบบ Rietema และ Bradley (สุภนิช เลิศลาภวสิน, 2558)

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

2.1.7 ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอน (ธัญธรณ์ สวัสดิวงษ์, 2553)

ในกระบวนการแยกอนุภาคของแข็งออกจากของเหลวด้วยไฮโดรไซโคลอนนั้น ไม่สามารถทำการแยกได้อย่างสมบูรณ์ เพราะนอกจากน้ำใสที่ผ่านการบำบัดด้วยไฮโดรไซโคลอนแล้ว ยังมีอนุภาคของแข็งแขวนลอยที่มีความหนาแน่นต่ำปะปนอยู่ด้วยเสมอ ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนสามารถแสดงได้ 2 แบบ โดยแบบที่หนึ่งนั้นจะพิจารณาถึงการแยกมวลของแข็ง ได้แก่ ประสิทธิภาพรวม (Total efficiency) ประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency) และ ประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency) ส่วนแบบที่สองจะพิจารณาที่ขนาดของอนุภาคของแข็งที่ถูกแยกออกมาหรือเรียกว่าขนาดตัด (Cut size)

2.1.7.1 ประสิทธิภาพรวม (Total efficiency)

ประสิทธิภาพรวมนี้เป็นประสิทธิภาพในการแยกของแข็งที่มีการพิจารณาสัดส่วนระหว่างปริมาณของแข็งที่ถูกแยกออกไปทางช่องทางออกด้านล่าง (Underflow) กับปริมาณของแข็งทั้งหมดที่จ่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอน (Inlet) ซึ่งสามารถแสดงด้วยสมการดังนี้

$$E_T = \frac{M_u}{M} \quad (2.16)$$

$$M = Q \cdot C \quad (2.17)$$

$$M_u = U \cdot C_u \quad (2.18)$$

โดย	E_T	คือ ประสิทธิภาพรวม
	M	คือ มวลของของแข็งที่จ่ายเข้าสู่ไฮดรไซโคลน
	M_u	คือ มวลของของแข็งที่ถูกแยกออกมายังทางออกด้านล่างของไฮดรไซโคลน
	Q	คือ อัตราการไหลที่จ่ายเข้าสู่ไฮดรไซโคลน
	U	คือ อัตราการไหลที่ออกทางด้านล่างของไฮดรไซโคลน
	C	คือ ความเข้มข้นของของผสมที่จ่ายเข้าสู่ไฮดรไซโคลน
	C_u	คือ ความเข้มข้นของของผสมที่ออกทางด้านล่างของไฮดรไซโคลน

ในกรณีที่ความเข้มข้นของของผสมที่ช่องทางออกด้านล่างของไฮดรไซโคลน (Underflow) เท่ากับความเข้มข้นของของผสมที่จ่ายเข้า แสดงว่าไม่เกิดการแยกอนุภาคขึ้นในระบบ ดังนั้นไฮดรไซโคลนจึงทำหน้าที่แบ่งการไหล (Flow split) ของของผสมเท่านั้น ทำให้ประสิทธิภาพรวมของไฮดรไซโคลนมีค่าเป็นศูนย์ นั่นคือ

$$C_u = C \quad (2.19)$$

จะได้ว่า

$$E_T = \frac{U \cdot C_u}{Q \cdot C} = \frac{U}{Q} \quad (2.20)$$

เมื่อแทนค่าอัตราการไหลที่ช่องทางออกด้านล่าง (Underflow) หารด้วยอัตราการจ่ายของผสมเข้าสู่ไฮดรไซโคลน (Flowrate) พบว่ามีค่ามากกว่าศูนย์เสมอ ดังนั้นประสิทธิภาพรวมจึงไม่เหมาะที่จะนำมาใช้แสดงประสิทธิภาพจริงของไฮดรไซโคลน จึงได้มีการนิยามประสิทธิภาพของไฮดรไซโคลนที่คำนึงถึงผลจากการแบ่งอัตราการไหลว่าประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency)

2.1.7.2 ประสิทธิภาพลด (Reduced efficiency)

ประสิทธิภาพลดเป็นประสิทธิภาพในการแยกของแข็งออกจากของเหลวภายในไฮโดรไซโคลอนที่คำนึงถึงผลในการแบ่งอัตราการไหล (Flow split) เนื่องจากจุดประสงค์การแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอนนั้น ต้องการให้ของแข็งหรืออนุภาคทั้งหมดออกทางช่องทางออกด้านล่าง และมีเพียงน้ำใสไหลออกในส่วนของทางออกด้านบน แต่ในทางปฏิบัตินี้ไม่สามารถเกิดขึ้นได้ เพราะจะต้องมีของเหลวบางส่วนไหลออกมาที่ช่องทางออกด้านล่างเสมอ ดังนั้น จึงต้องนำสัดส่วนของของเหลวมาคำนวณประสิทธิภาพด้วย ประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency) จึงมักถูกนำมาใช้ในการแสดงประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอน ดังสมการ

$$E'_T = \frac{E_T - R_f}{1 - R_f} \quad (2.21)$$

$$R_f = \frac{U}{Q} \quad (2.22)$$

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

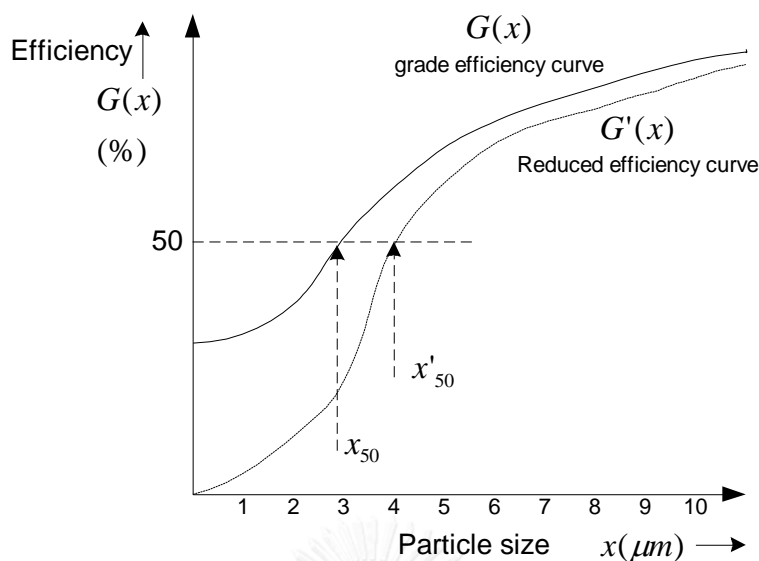
หากไม่มีการแยกอนุภาคเกิดขึ้นภายในไฮโดรไซโคลอนหรือ ($C_u = C_f$) จะทำให้ประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลอนมีค่าเป็นศูนย์ โดยสามารถแสดงได้ด้วยสมการของประสิทธิภาพลด (Reduced total efficiency) ได้ดังนี้

จากสมการ 2.20 และ 2.21 จะได้

$$E'_T = \frac{E_T - R_f}{1 - R_f} = 0 \quad (2.23)$$

2.1.7.3 ประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency)

ประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency) นั้นจะพิจารณาถึงขนาดอนุภาคของแข็ง ซึ่งต่างจากประสิทธิภาพรวมและประสิทธิภาพลด โดยประสิทธิภาพระดับชั้นเป็นการนำค่าประสิทธิภาพของทุกขนาดอนุภาคของแข็งมาแสดงเป็นเส้นกราฟ เรียกว่า เส้นโค้งประสิทธิภาพระดับชั้น (Grade efficiency curve) โดยทั่วไปมีลักษณะเป็นรูปตัวเอส (S) ดังรูปที่ 2.9



รูปที่ 2.9 กราฟแสดงเส้นโค้งประสิทธิภาพระดับชั้นและเส้นโค้งประสิทธิภาพระดับชั้นที่ลดลง

2.1.7.4 ขนาดตัด (Cut size)

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

ซึ่งในการศึกษาคาดว่าสามารถแยกอนุภาคได้ 100 เปอร์เซ็นต์ เพราะถ่านกัมมันต์มีขนาดใหญ่แล้วความหนาแน่นสูง

2.2 กระบวนการดูดซับ (Adsorption process)

2.2.1 การดูดซับ (มันลิน ตันซุลเวศน์, 2542)

การดูดซับ (Adsorption) เป็นความสามารถของวัสดุหรือของแข็งบางชนิดในการดึงโมเลกุลที่อยู่ในของเหลวหรือก๊าซให้มาเกาะติดบนพื้นผิวของวัสดุ กระบวนการนี้จัดเป็นการเคลื่อนย้ายมวลสาร (Mass transfer) ที่อยู่ในรูปของเหลวหรือก๊าซมายังผิวของของแข็ง โดยเรียกโมเลกุลหรือคอลลอยด์ที่ถูกดูดซับว่า สารถูกดูดซับ (Adsorbate) และเรียกววัสดุที่มีพื้นผิวไว้เป็นที่เกาะจับว่า ตัวกลางดูดซับ (Adsorbent)

2.2.2 ลักษณะของการดูดซับ (กฤษณ์ พลรัตน์, 2547)

เป็นปัจจัยสำคัญที่ใช้ในการบอกชนิดของการดูดซับโดยพิจารณาได้จาก ลักษณะโครงสร้างของตัวกลางดูดซับ สมบัติทางเคมีของพื้นผิวตัวกลางดูดซับและสมบัติของสารดูดซับ เนื่องจากลักษณะเหล่านี้สามารถทำให้สารบางชนิดในสารละลายเกิดการกระจายตัวไปบนพื้นผิว ส่งผลให้สารแต่ละชนิดเกิดการดึงดูดกับตัวกลางดูดซับที่ต่างชนิดกัน ลักษณะของการดูดซับนั้นสามารถจำแนกออกเป็น 2 ประเภท

1) การดูดซับทางกายภาพ (Physical adsorption)

เกิดจากแรงดึงดูดทางกายภาพระหว่างโมเลกุลของตัวกลางดูดซับกับองค์ประกอบของสารที่ถูกดูดซับมีค่ามากกว่าแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลขององค์ประกอบภายในสารละลาย ทำให้องค์ประกอบของสารที่ถูกดูดซับยึดติดบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับด้วยแรงทางกายภาพ อันได้แก่แรงทางไฟฟ้าสถิตย์ (Electrostatic force) และแรงแวนเดอวาลส์ (Van der Waal's force) โดยการดูดซับประเภทนี้จะไม่เกิดการเปลี่ยนแปลงคุณสมบัติทางเคมีของตัวกลางดูดซับ การดูดซับประเภทนี้มักเป็นการดูดซับแบบหลายชั้น (multilayer adsorption)

2) การดูดซับทางเคมี (Chemical adsorption)

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

2.2.3 แรงที่เกี่ยวข้องกับการดูดซับ (กฤษณ์ พลรัตน์, 2547)

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

1) แรงแวนเดอวาลส์ (Van der Waal's force) เกิดจากการเคลื่อนที่ของอิเล็กตรอนอย่างไม่เป็นระเบียบในอะตอมหรือโมเลกุลที่อยู่อย่างอิสระที่อยู่ในสภาพไม่มีขั้ว ทำให้มีความหนาแน่นของกลุ่มหมอกอิเล็กตรอนในแต่ละบริเวณภายในของอะตอมหรือโมเลกุลไม่เท่ากันจึงทำให้เกิดสภาพขั้วขึ้น

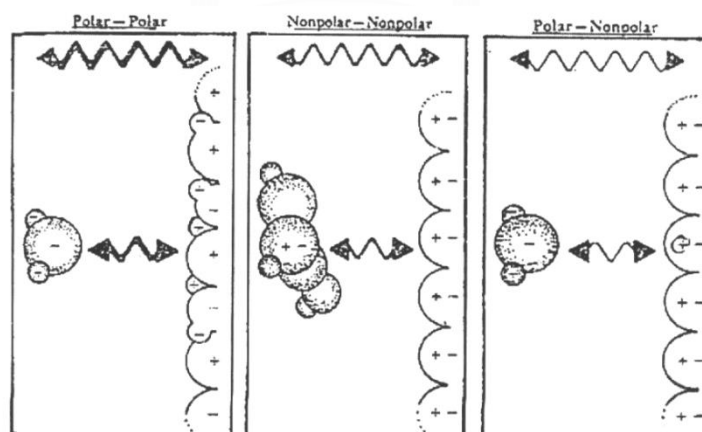
เกิดการดึงดูดกันระหว่างตัวกลางดูดซับกับสารที่ถูกดูดซับ การดูดซับประเภทนี้มีพลังงานในการดูดซับต่ำ จึงสามารถนำมาฟื้นฟูสภาพของตัวดูดซับได้ง่าย

2) แรงทางไฟฟ้าสถิตย์ (Electrostatic force) เป็นแรงดึงดูดระหว่างโมเลกุลที่มีลักษณะเหมือนกัน เช่น ระหว่างโมเลกุลที่มีขั้วเหมือนกันหรือระหว่างสารที่ไม่มีขั้วกับสารที่ไม่มีขั้ว โดยการเกาะจับของโมเลกุลด้วยแรงทางไฟฟ้า สามารถจำแนกได้เป็น 3 ประเภท ดังรูปที่ 2.10

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



รูปที่ 2.10 การดูดซับของสารดูดซับด้วยแรงทางไฟฟ้าสถิตย์

(กฤษณ์ พลรัตน์, 2547)

3) แรงทางเคมี การดูดซับประเภทนี้เกิดขึ้นเมื่อสารที่ถูกดูดซับทำปฏิกิริยาเคมีกับหมู่ฟังก์ชัน (Functional group) บนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับแล้วเกิดเป็นสารประกอบเชิงซ้อน โดยแรงที่เกิดขึ้น

เป็นการยึดเหนี่ยวกันระหว่างไอออนกับตัวกลางดูดซับ โดยมีการใช้อิเล็กตรอนร่วมกัน หรือให้อิเล็กตรอนเกิดการแลกเปลี่ยนอิเล็กตรอน จึงทำให้เกิดแรงยึดเหนี่ยวที่แข็งแรงกว่าแรงทางฟิสิกส์ และไม่สามารถเปลี่ยนกลับไปกลับมาได้ (Irreversible) เนื่องจากการจัดเรียงอะตอมกลายเป็นสารประกอบใหม่ขึ้นมา

ข้อแตกต่างระหว่างการดูดซับทางกายภาพและเคมี

- 1) การดูดซับทางกายภาพ เกิดจากแรงดึงดูดระหว่างขั้วของโมเลกุลและอิทธิพลของการแพร่ ส่วนการดูดซับทางเคมีนั้น เกิดจากการทำปฏิกิริยาการระหว่างพื้นผิวของตัวกลางดูดซับกับสารที่ถูกดูดซับ ซึ่งมีการให้และใช้อิเล็กตรอนร่วมกัน การแยกโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับออกจากตัวกลางดูดซับจึงไม่สามารถทำได้หรือทำได้ยาก ต่างจากการดูดซับทางกายภาพที่สามารถแยกสารที่ถูกดูดซับออกจากตัวกลางดูดซับได้ โดยการเพิ่มอุณหภูมิหรือลดความดัน
- 2) การดูดซับทางกายภาพที่เกิดจากแรงแวนเดอร์วาลส์นั้นจะส่งผลให้สารที่ถูกดูดซับสามารถเกาะบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับได้หลายชั้น (Multilayer) แต่การดูดซับทางเคมีนั้นสารที่ถูกดูดซับจะเกาะบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer)
- 3) เมื่ออุณหภูมิสูงขึ้น อัตราการดูดซับทางเคมีจะเพิ่มขึ้นแต่อัตราการดูดซับทางกายภาพจะลดลง

2.2.4 ปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อการดูดซับ (กฤษณ์ พลรัตน์, 2547)

การดูดซับจะเกิดได้อย่างมีประสิทธิภาพมากหรือน้อยนอกจากจะขึ้นอยู่กับคุณภาพของตัวกลางดูดซับแล้ว สภาวะแวดล้อมอื่น ๆ ก็สามารถส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพในการดูดซับ เช่น คุณสมบัติทางกายภาพและทางเคมีของตัวกลางดูดซับ ตัวถูกดูดซับ โดยปัจจัยที่ส่งผลต่อการดูดซับนั้น ได้แก่

2.2.4.1 ธรรมชาติของตัวกลางดูดซับ (Nature of the adsorbent)

1) พื้นที่ผิวและโครงสร้างของรูพรุน (Surface area and pore structure)

พื้นที่ผิวเป็นคุณสมบัติที่สำคัญอย่างหนึ่งของตัวกลางดูดซับที่มีผลต่อความสามารถในการดูดซับ กล่าวคือ เมื่อตัวกลางดูดซับมีพื้นที่ผิวเพิ่มมากขึ้น ความสามารถในการดูดซับก็จะเพิ่มขึ้น แต่พื้นที่ผิวของตัวกลางดูดซับเพียงอย่างเดียวไม่สามารถใช้อธิบายความสามารถในการดูดซับว่าจะเกิดได้ดีหรือไม่ ดังนั้นโครงสร้างรูพรุนของตัวกลางดูดซับจึงเป็นอีกคุณสมบัติหนึ่งที่จะช่วยให้พื้นที่ผิวสามารถดูดซับสารได้เพิ่มขึ้น หากโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับสามารถเข้าไปในรูพรุนของตัวกลางดูดซับได้ แต่ถ้าขนาดโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับไม่สามารถเข้าไปในรูพรุนของตัวกลางดูดซับได้ โครงสร้างรูพรุนของตัวกลางดูดซับก็จะไม่ใช่ปัจจัยที่ช่วยให้พื้นที่ผิวของตัวกลางดูดซับสามารถดูดซับสารได้เพิ่มขึ้น

2) หมู่ฟังก์ชันทางเคมีที่ผิวหน้า

หมู่ฟังก์ชันทางเคมีที่อยู่บนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับนั้นสามารถส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพการดูดซับ เนื่องจากหมู่ฟังก์ชันทางเคมีสามารถยึดเหนี่ยวสารที่ถูกดูดซับ จนเกิดเป็นการดูดซับทางเคมีได้

3) ขนาดของตัวดูดซับ (Particle size)

ขนาดของตัวกลางดูดซับจะมีผลต่อพื้นที่ผิวในการดูดซับโดยตรงในกรณีที่ตัวกลางดูดซับไม่มีรูพรุน โดยพื้นที่ผิวในการดูดซับจะเพิ่มขึ้น เมื่อตัวกลางดูดซับมีขนาดเล็กลง ซึ่งทำให้ความสามารถในการดูดซับเพิ่มขึ้น แต่ในกรณีที่ตัวกลางดูดซับมีรูพรุนมาก พื้นที่ผิวที่ใช้ในการดูดซับจะอยู่ในรูพรุน จึงทำให้ความสามารถในการดูดซับไม่ขึ้นกับขนาดของตัวกลางดูดซับ

2.2.4.2 สภาวะในการดูดซับ (ปนัดดา โลหะสาร, 2551)

1) ความเป็นกรด-ด่างหรือพีเอช (pH)

ความเป็นกรดหรือด่างนั้นเป็นผลมาจากไฮโดรเจนไอออนและไฮดรอกไซด์ไอออน ซึ่งส่งผลกระทบต่อเปลี่ยนแปลงสมบัติของโมเลกุล 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 ถ้าภายในระบบมีความปั่นป่วนสูงจะทำให้ชั้นฟิล์มบางลง ส่งผลให้การแพร่ภายใน (Pore diffusion) เป็นขั้นตอนที่เป็นตัวกำหนดอัตราเร็วในการดูดซับแทน

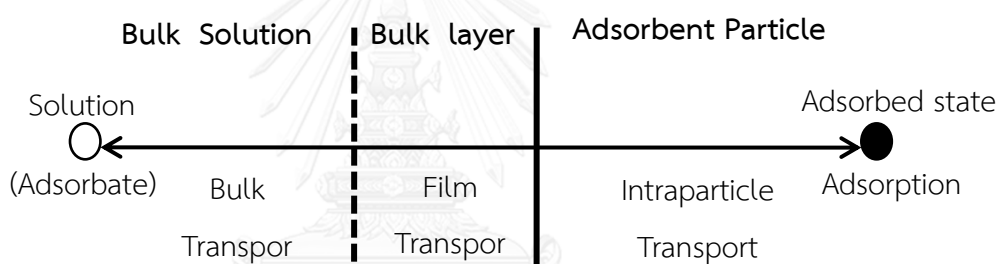
2.2.5 กลไกการดูดซับ (Adsorption Mechanism) (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

คือ การเคลื่อนที่ของสารที่ถูกดูดซับเข้าไปในตัวกลางดูดซับ โดยเกิดขึ้นเป็นขั้นตอน 3 ขั้นตอนติดต่อกัน แสดงดังรูปที่ 2.11 และ 2.12

ขั้นตอนที่ 1 (Bulk transport) เป็นกลไกที่โมเลกุลของสารที่ละลายในของเหลวจะเคลื่อนที่ไปยังชั้นฟิล์มของเหลวที่ห่อหุ้มตัวกลางดูดซับ ขั้นตอนนี้เกิดขึ้นเร็วที่สุด

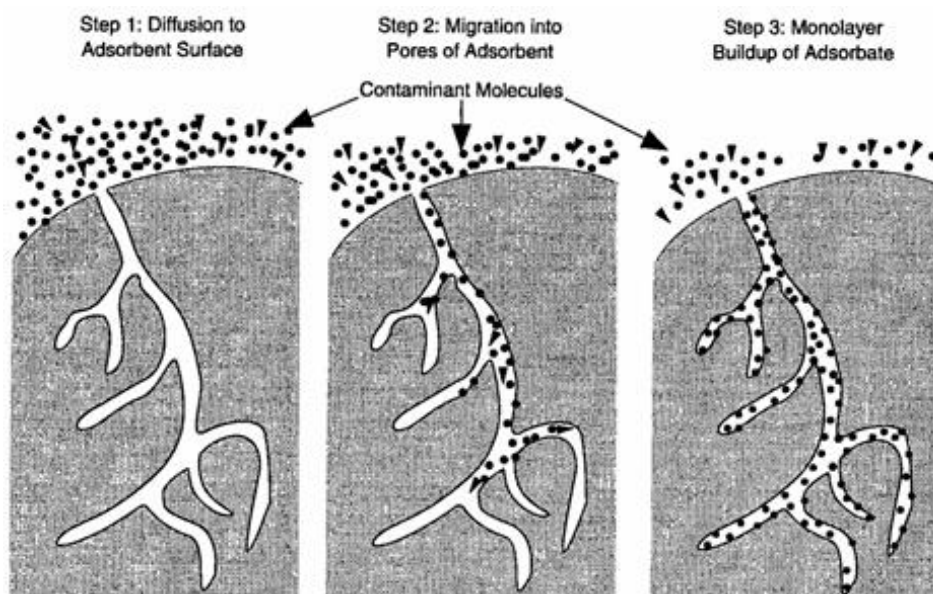
ขั้นตอนที่ 2 (Film transport) จัดเป็นขั้นตอนที่เป็นตัวกำหนดอัตราการดูดซับขั้นตอนหนึ่ง โดยโมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับที่ผิวหน้าของชั้นของเหลวเคลื่อนที่มาถึงตัวกลางดูดซับโดยการแพร่ผ่านฟิล์มของเหลว (Film diffusion)

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



รูปที่ 2.11 ขั้นตอนการเคลื่อนตัวของตัวถูกดูดซับในกระบวนการดูดซับ

(กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)



รูปที่ 2.12 กลไกการดูดซับ (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

2.2.6 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetics) (Rossman G.R. และ B.J., 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

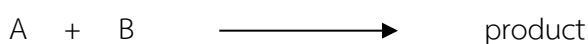
$$\text{กฎของอัตราเร็ว (Rate law)} = k[C]^n \quad (2.24)$$

โดย

C	คือ ความเข้มข้นของสาร
k	คือ ค่าคงที่ของอัตราเร็ว ณ อุณหภูมิใดๆ
n	คือ อันดับของปฏิกิริยา

2.2.6.1 ปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction)

คือ ปฏิกิริยาที่อัตราเร็วของปฏิกิริยาจะแปรผันตามความเข้มข้นของสารตั้งต้นเพียงชนิดเดียว เป็นปฏิกิริยาที่มีอันดับ (เลขยกกำลัง) เท่ากับ 1 โดยปฏิกิริยาที่เกิด คือ



เมื่อความเข้มข้นของสาร B มีค่ามากกว่าสาร A มากๆ เมื่อเกิดปฏิกิริยาขึ้นจะทำให้สาร B ไม่เกิดการเปลี่ยนแปลง ปฏิกิริยาที่เกิดขึ้นจึงขึ้นกับความเข้มข้นของสาร A

$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = -\frac{d[A]}{dt} = k[A]^1 = k[A] \quad (2.25)$$

เมื่ออินทิเกรตสมการดังกล่าว จะได้ว่า

$$\log [A_0] = \log [A] + \frac{kt}{2.303} \quad (2.26)$$

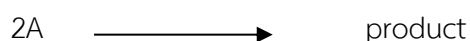
หรือจัดรูปได้ดังสมการที่ 2.27 ดังนั้นปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction) คือ

$$\log(q_e - q_t) = \log q_e + \frac{k_1 t}{2.303} \quad (2.27)$$

2.2.6.2 ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction)

คือ ปฏิกิริยาที่อัตราการเกิดปฏิกิริยาขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารตั้งต้นยกกำลังสอง หรือขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของสารตั้งต้นสองชนิด ซึ่งแต่ละชนิดยกกำลังหนึ่ง หรือปฏิกิริยาที่มีอันดับเท่ากับ 2 (Second Order) โดยอัตราการเกิดปฏิกิริยาของการดูดซับแบบปฏิกิริยาอันดับสองเสมือนนั้นจะขึ้นกับจำนวนของสารที่ถูกดูดซับบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับและจำนวนของสารที่ถูกดูดซับที่สภาวะสมดุล

- 1) กรณีที่สารตั้งต้นมีชนิดเดียว



$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = \frac{-d[A]}{dt} = k[A]^2 \quad (2.28)$$

- 2) กรณีที่สารตั้งต้นมีสองชนิด



$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = \frac{-d[A]}{dt} = k[A][B] \quad (2.29)$$

เนื่องจากเลขชี้กำลังของ A และ B ก็เท่ากับหนึ่ง จึงรวมกันเป็นสอง ดังนั้นจึงเรียกว่าเป็นปฏิกิริยาอันดับสอง

$$\text{กฎของอัตราเร็ว} = -\frac{d[A]}{dt} = k[A]^2 \quad (2.30)$$

เมื่ออินทิเกรตสมการดังกล่าว จะได้ว่า

$$\frac{1}{[A]} = kt + \frac{1}{[A_0]^2} \quad (2.31)$$

ดังนั้น ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction) คือ

$$\frac{t}{q_t} = \frac{1}{k_2 q_e^2} + \frac{t}{q_e} \quad (2.32)$$

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)

2.2.7 ไอโซเทอมของการดูดซับ (Adsorption isotherm) (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

ไอโซเทอมการดูดซับ เป็นความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของสารที่ถูกดูดซับต่อหน่วยของตัวกลางดูดซับกับความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับ ณ จุดสมดุล ที่อุณหภูมิคงที่ โดยไอโซเทอม (Isotherm) ของการดูดซับที่นิยมใช้ในปัจจุบัน มีดังนี้

2.2.7.1 สมการการดูดซับแบบแลงก์เมียร์ (Langmuir adsorption isotherm)

สมการแลงก์เมียร์อยู่บนสมมติฐานพื้นฐานที่ว่า พื้นผิวของตัวกลางดูดซับมีความเหมาะสมเหมาะสมกับสารที่ถูกดูดซับเพียงชั้นเดียว จึงสามารถสรุปสมมติฐานได้ดังนี้

- โมเลกุลของสารที่ถูกดูดซับจะอยู่ในบริเวณที่แน่นอนบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับ
- มีโมเลกุลเดียวในบริเวณที่ถูกดูดซับ
- พื้นที่ของบริเวณดูดซับมีจำนวนที่แน่นอน โดยมีลักษณะของพื้นผิวเป็นตัวกำหนด

- พลังงานในการดูดซับมีค่าเท่ากันทุกบริเวณที่เกิดการดูดซับ
สมการการดูดซับแบบแลงก์เมียร์สามารถได้ดังสมการที่ 2.33

$$q = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e} \quad (2.33)$$

โดย q คือ ปริมาณสารที่ถูกดูดซับต่อหน่วยน้ำหนักของตัวกลางดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
 q_m คือ ปริมาณสารที่ถูกดูดซับมากที่สุดที่ถูกดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
 C_e คือ ความเข้มข้นของสารที่ถูกดูดซับ ณ จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อลิตร)
 b คือ ค่าคงที่ของการดูดซับแบบแลงก์เมียร์ (ลิตร/มิลลิกรัม)

หรือ

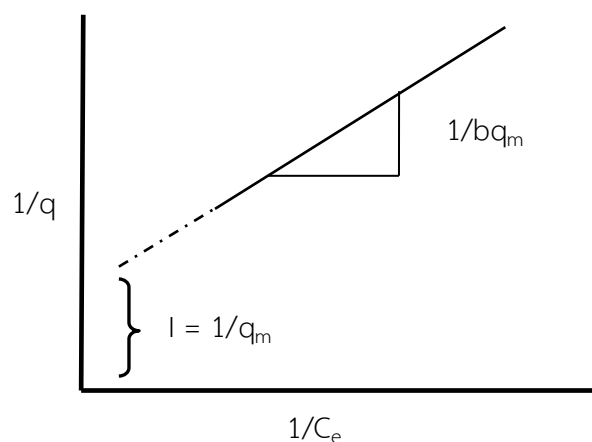
$$\frac{C_e}{q} = \frac{1}{b q_m} + \frac{C_e}{q_m} \quad (2.34)$$

เมื่อหารสมการที่ 2.35 ด้วย C_e จะได้สมการเส้นตรง คือ

$$\frac{1}{q} = \frac{1}{q_m} + \frac{1}{C_e} \left(\frac{1}{b q_m} \right) \quad (2.35)$$

จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย

เมื่อเขียนกราฟระหว่าง $1/q$ กับ $1/C_e$ จะได้กราฟที่เป็นเส้นตรง ที่มีความชัน (Slope) เท่ากับ $1/bq_m$ และจุดตัดแกน y (Intercept) เท่ากับ $1/q_m$ ดังรูปที่ 2.13



รูปที่ 2.13 ไอโซเทอมการดูดซับแบบแลงก์เมียร์ (กรรณิการ์ รักกิจ, 2547)

2.2.7.2 สมการการดูดซับแบบฟรอนด์ลิช (Freundlich adsorption isotherm)

สมการการดูดซับแบบฟรอนด์ลิชเป็นสมการที่มีการใช้งานแพร่หลายที่สุดในการใช้อธิบายการดูดซับในระบบของเหลว โดยตั้งอยู่บนสมมติฐานดังนี้

- การดูดซับเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer layer)
- มีการถ่ายเทพลังงานผ่านพื้นผิวแบบไม่เป็นเนื้อเดียว
- สารที่ถูกดูดซับมีแนวโน้มถูกดูดซับได้ง่าย
- สารที่ถูกดูดซับมีความเข้มข้นปานกลางถึงต่ำ

สามารถเขียนสมการได้ดังนี้

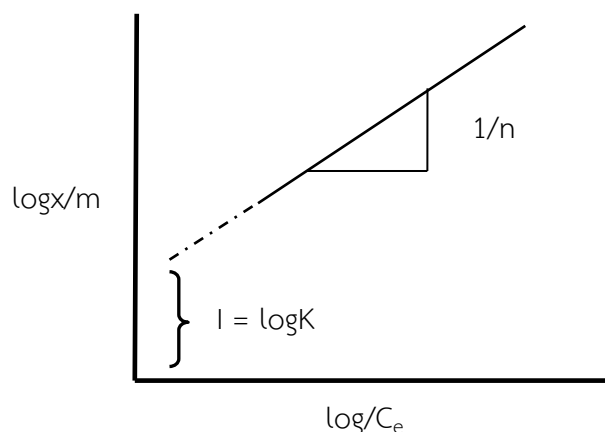
$$\frac{X}{m} = KC_e^{1/n} \quad (2.36)$$

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

จากสมการที่ 2.36 สามารถเขียนให้อยู่ในรูป logarithmic ได้ดังนี้

$$\log\left(\frac{X}{m}\right) = (\log K) + \left(\frac{1}{n}\right) (\log C_e) \quad (2.37)$$

เมื่อเขียนกราฟระหว่าง $\log(X/m)$ กับ $\log C_e$ จะได้กราฟที่เป็นเส้นตรงโดยมีความชัน (Slope) เท่ากับ $1/n$ และ และมีจุดตัดแกน y (Intercept) เท่ากับ $\log K$ ที่ $\log C_e = 0$ ($C_e = 1$) ดังรูปที่ 2.14



รูปที่ 2.14 ไอโซเทอมการดูดซับแบบฟรอนดลิช (กรรณิการ์ รักษกิจ, 2547)

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

2.3 สีของน้ำเสีย

(ไพฑูรย์ หมายมั่นสมสุข, 2548)

1) สีจริง (True Color)

สีที่วัดได้หรือมองเห็นหลังจากที่แยกเอาสารแขวนลอยหรือความขุ่นออกไปแล้ว นั่นคือ สีที่สามารถละลายเป็นเนื้อเดียวกับน้ำได้ เนื่องจากการละลายของสารประกอบที่มีอยู่ในน้ำ ยกตัวอย่างเช่น โพรตีน ไขมัน คาร์โบไฮเดรต

2) สีปรากฏ (Apparent Color)

สีที่เกิดจากการรวมตัวของสารที่ละลายน้ำและสารที่ไม่ละลายน้ำ หรือเป็นสีที่เกิดจากการสะท้อนของสารที่แขวนลอยในน้ำ สามารถแยกออกได้ด้วยวิธีทางกายภาพ เช่น ตะกอนดินและทราย

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

สีของน้ำเสียที่เกิดจากโรงงานผลิตกระดาษนั้นเป็นสีที่เกิดจากสารประกอบลิกนิน ซึ่งเป็นสีที่สามารถละลายน้ำได้ และไม่สามารถกำจัดออกได้ด้วยวิธีตกตะกอน ดังนั้นสีของน้ำเสียจากโรงงานผลิตกระดาษจึงเป็นสีจริง

2.3.1 การวัดสี

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

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

2.4 ลิกนิน (Lignin)

ลิกนิน(โซคเอื้อ ศรีสุชาติ, 2549)เป็นสารโพลีเมอร์อะโรมาติกที่ไม่มีรูปผลึกที่มีความซับซ้อนมากกว่าเซลลูโลส (Cellulose) และเฮมิเซลลูโลส (Hemicellulose) โดยประกอบด้วยคาร์บอน ไฮโดรเจนและออกซิเจนที่รวมตัวกันเป็นหน่วยย่อยหลายชนิด โครงสร้างพื้นฐานของลิกนินคือ ฟีนิลโพรเพน (Phenylpropane) ดังรูปที่ 3.15 ลิกนินนั้นเป็นสารอินทรีย์ที่ไม่ละลายน้ำ และไม่ยึดหยุ่น ดังนั้นพืชที่มีลิกนินเป็นองค์ประกอบจึงมีความแข็งแรงทนทาน แม้แต่ละชนิดจะมีสัดส่วนระหว่างเซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส และลิกนินที่ต่างกันขึ้นกับชนิดและอายุของไม้ ซึ่งไม้ที่มีสารลิกนินมากจะมีความแข็งแรงสูง หากทำเปรียบเทียบกับไม้ชนิดเดียวกัน พบว่าไม้ที่มีอายุน้อยกว่าจะมีปริมาณลิกนินมากกว่าไม้ที่มีอายุน้อย และเมื่อพืชตายจะถูกย่อยด้วยเอนไซม์ลิกเนส (Lignase)

คำว่าลิกนินนั้นมาจากคำว่า Lignum ซึ่งเป็นภาษาละติน หมายถึง ไม้ โดยคุณสมบัตินสำคัญของลิกนินคือ ช่วยในการยึดประสานเนื้อไม้เข้าด้วยกัน รวมไปถึงป้องกันไม่ให้น้ำไหลออกจากผนังเซลล์ ซึ่งทำให้เกิดการขนถ่ายสารอาหารและน้ำในเซลล์

แม้ว่าจะมีการศึกษาลิกนินมาเป็นเวลาหลายปี แต่ในปัจจุบันยังไม่สามารถแยกลิกนิน ออกจากไม้ โดยไม่มีการเปลี่ยนแปลงโครงสร้างของลิกนิน เนื่องจากลิกนินเป็นโพลีเมอร์อะโรมาติกที่ไม่มีรูปผลึกที่อยู่ในโครงสร้างของเนื้อไม้ จึงทำได้เพียงสกัดลิกนินออกมาในรูปของสารละลาย โดยแยกโพลีแซคคาไรด์ที่อยู่รอบๆออกด้วยกระบวนการ ไฮโดรไลซิส หรือทำให้พันธะแตกออกจากกัน

2.5 กระบวนการผลิตกระดาษ

กระบวนการผลิตเยื่อและกระดาษ(อิสริยาภรณ์ บุญยยืน, 2552) โดยเริ่มจากต้นไม้จนได้กระดาษเป็นแผ่นออกมา ซึ่งในแต่ละขั้นตอนมีรายละเอียดดังนี้

2.5.1 วัตถุประสงค์ที่ใช้ในการผลิตกระดาษ

วัตถุประสงค์ที่ใช้ผลิตเยื่อและกระดาษสามารถแบ่งออกเป็นประเภทหลักๆได้ 2 ประเภท คือ

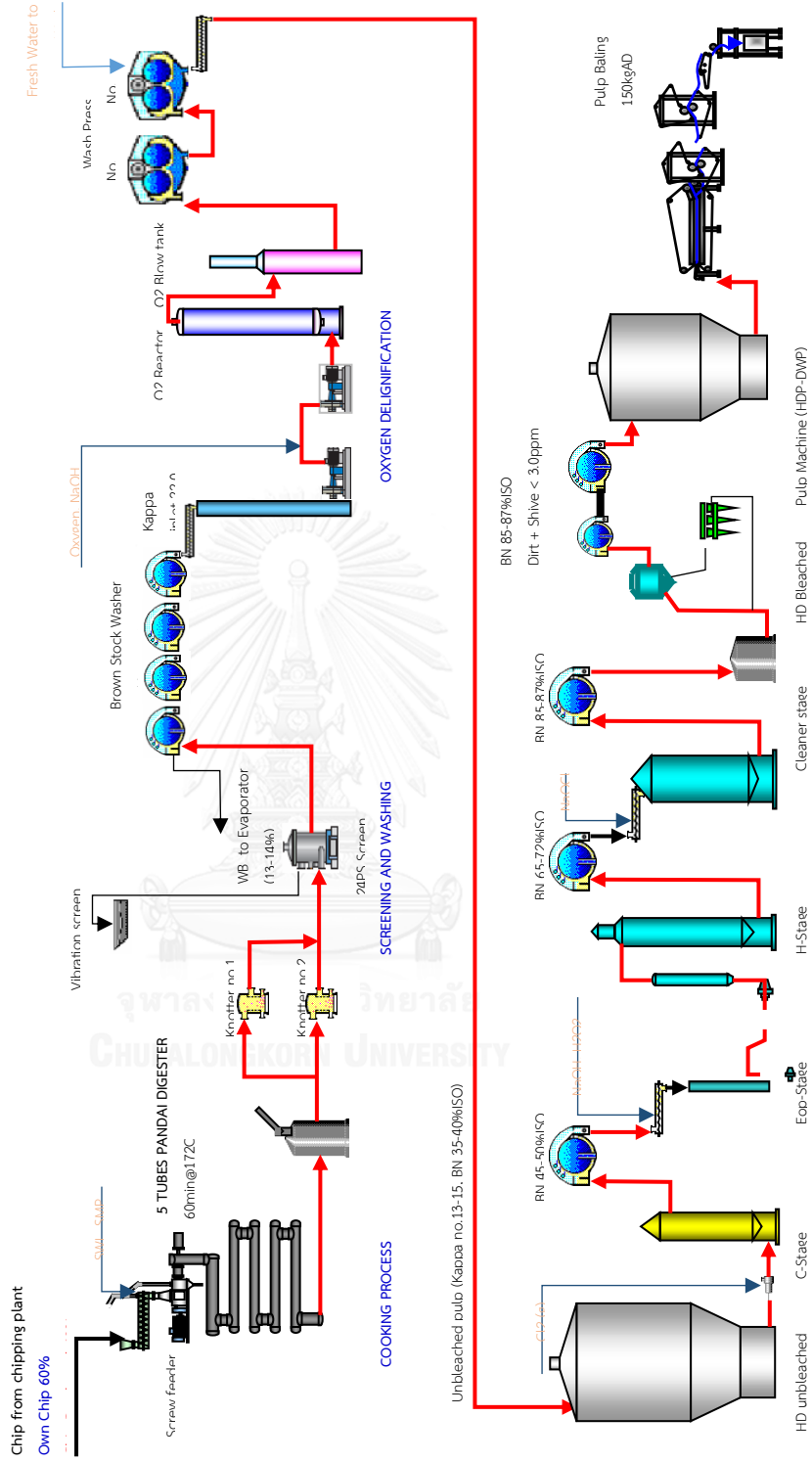
2.5.1.1 เยื่อกระดาษ (Pulp) ผลิตมาจากเนื้อไม้ ที่ประกอบด้วย เซลลูโลส เฮมิเซลลูโลส ลิกนินและส่วนประกอบอื่นๆ ซึ่งสามารถแบ่งได้เป็น 2 ชนิด คือ เยื่อใยยาวและเยื่อใยสั้น

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

Siam Cellulose, Ban Pong Pulp Mill

CHEMICAL PULP PROCESS DIAGRAM

135adt/d, 44,000ADTY, Bleached Eucalypts pulp 85±1%ISO



รูปที่ 2.15 แผนผังกระบวนการผลิตกระดาษ บริษัท SCG Siam Kraft

2) เยื่อใยสั้น (Leaf Bleached Kraft Pulp, hardwood) มีความยาวเพียง 1-1.5 มิลลิเมตร และมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 20-30 ไมโครเมตร กระดาษที่ผลิตจากเยื่อใยสั้นจะมีความสมบัติของเนื้อกระดาษที่แน่นสม่ำเสมอ มีความเรียบและที่สำคัญคือทึบแสง เพราะเยื่อใยสั้นสามารถแทรกตัวไปตามช่องว่างได้ดี แต่มีข้อเสียคือ กระดาษจะไม่มี ความแข็งแรง เกิดการฉีกขาดได้ง่าย ดังนั้นในการผลิตกระดาษส่วนใหญ่จึงใช้การผสมกันระหว่างเยื่อใยสั้นและเยื่อใยยาวในอัตราส่วนที่แตกต่างกันตามความเหมาะสมที่จะนำไปใช้ ซึ่งสามารถแสดงอัตราส่วนระหว่างเยื่อใยสั้นและเยื่อใยยาวได้ดังตารางที่ 2.3

ตารางที่ 2.3 แสดงอัตราการใช้เยื่อใยสั้นต่อเยื่อใยยาว ตามคุณภาพกระดาษต่าง ๆ

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

2.5.1.2 สารเคมี (Chemical) การใช้สารเคมีในกระบวนการผลิตนั้นก็เพื่อเป็นการปรับปรุงคุณภาพของกระดาษให้ได้ตรงตามความต้องการ โดยสารเคมีที่นิยมใช้คือ

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

2) สารต้านการซึมน้ำ (Sizing Agent) มีลักษณะคล้ายน้ำมัน โดยใส่เพื่อลดการดูดซึมน้ำของเนื้อกระดาษในกระบวนการผลิต 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) และเพิ่มความต้านทานการซีมน้ำ สารที่นิยมใช้ในการเคลือบผิวกระดาษ ได้แก่ แป้งแปรรูปประเภทออกซิไดซ์ (Oxidized starch)

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

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

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

2.5.2 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษ

กรรมวิธีที่ใช้ในการทำเยื่อกระดาษนั้นมีหลายวิธี ขึ้นอยู่กับชนิดและลักษณะสมบัติของวัตถุดิบที่เลือกใช้ รวมไปถึงราคาของวัตถุดิบ โดยสามารถแบ่งออกเป็น 3 วิธีการ คือ

2.5.2.1 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษเชิงกล (Mechanical Pulping)

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

2.5.2.2 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

2.5.2.3 กระบวนการผลิตเยื่อกระดาษแบบเคมี (Chemical Pulping)

ในกระบวนการนี้อาศัยการต้มไม้หรือเส้นใยด้วยสารเคมีภายใต้แรงดัน เพื่อแยกเยื่อกระดาษซึ่งสารเคมีและความร้อนที่ใช้ในกระบวนการนี้จะละลายลิกนินออกไป ส่งผลให้เยื่อกระดาษมีปริมาณลิกนินเจือปนอยู่น้อย เหมาะแก่การนำไปผลิตกระดาษคุณภาพดีที่ต้องการความเหนียว แต่ปริมาณ

เยื่อกระดาษที่ได้จากกระบวนการผลิตแบบเคมีจะมีปริมาณน้อย คือ ประมาณร้อยละ 45 – 60 โดยสามารถแบ่งกระบวนการผลิตได้เป็น 3 ลักษณะตามสารเคมีที่ใช้ ได้แก่

1) กระบวนการโซดา (Soda Process) เป็นกระบวนการที่ใช้โซดาไฟ (Sodium Hydroxide) เป็นสารเคมีในการต้มเยื่อกระดาษ แล้วจึงนำเยื่อกระดาษมาล้างและทำการฟอกเยื่อ โดยเยื่อกระดาษจากกระบวนการนี้ มักนำมาใช้ผลิตกระดาษจดหมาย กระดาษพิมพ์เขียนและกระดาษที่ต้องการความนุ่ม

2) กระบวนการซัลเฟต (Sulphate Process) หรือกระบวนการคราฟท์ (Kraft process) เป็นกระบวนการที่ใช้โซดาไฟและโซเดียมซัลไฟท์ในการต้มเยื่อกระดาษ โดยเยื่อกระดาษที่ได้จะมีความเหนียวมาก เยื่อกระดาษซัลเฟตนั้นมี 2 ชนิดคือ แบบฟอกสี ซึ่งนำมาใช้ผลิตถุงกระดาษ กระดาษห่อของและกระดาษฟิวกล่อง และแบบฟอกขาว ซึ่งจะนำมาใช้ในการผลิตกระดาษพิมพ์เขียน กระดาษหนังสือคุณภาพดี และกระดาษอนามัย

3) กระบวนการซัลไฟท์ (Sulphite Process) เป็นกระบวนการที่เหมาะสมในการผลิตเยื่อกระดาษจากไม้เนื้อแข็งและไม้จำพวกหญ้า โดยใช้สารละลายไบซัลไฟท์ของแคลเซียม แมกนีเซียม หรือแอมโมเนียม ในการต้ม โดยกระบวนการนี้ไม่เหมาะสำหรับไม้ที่มีเรซิน หรืออาจเป็นส่วนประกอบในปริมาณมาก

2.5.3 กรรมวิธีผลิตกระดาษ

1) การล้างเยื่อกระดาษ (Washing) และร่อนเอาเยื่อกระดาษหยาบออก (Screening) เมื่อได้เยื่อกระดาษมาแล้วต้องทำการล้างน้ำยาเคมีจากกระบวนการผลิตเยื่อและสิ่งสกปรกออกให้หมด จากนั้นจึงนำไปเข้าเครื่องร่อน เพื่อแยกสิ่งเจือปนและแยกเยื่อกระดาษแบบหยาบไปผ่านกระบวนการผลิตใหม่อีกครั้ง

2) การฟอกสีเยื่อกระดาษ (Bleaching) เมื่อได้เยื่อกระดาษที่ละเอียดและสะอาดแล้ว จะนำไปฟอกขาวเพื่อให้กระดาษมีความมันวาวด้วยน้ำยาคลอรีนหรือไฮโดรเจนเปอร์ออกไซด์ การควบคุมความเป็นกรดต่าง 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 ชันสน สารส้มและแป้งมันสำปะหลัง เพื่อทำให้กระดาษไม่ดูดน้ำเกินไป ป้องกันไม่ให้เกิดการซึม ทำให้กระดาษขาวขึ้น อีกทั้งยังช่วยทำให้เส้นใยประสานตัวกัน กระดาษที่ได้จึงมีความทนทานต่อการลบและไม่ยุ่ยง่าย

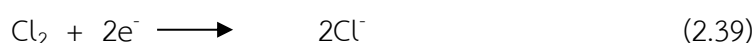
6) เข้าเครื่องเดินแผ่น (Paper machine) เมื่อเยื่อกระดาษผ่านกระบวนการด้านต้นมาแล้ว จะถูกนำไปทำให้เป็นแผ่น โดยเข้าสู่เครื่องเดินแผ่นซึ่งประกอบด้วย ส่วนตะแกรง (Wire section) ส่วนที่ทำหน้าที่บีบอัด (Press section) และส่วนที่ทำให้แห้ง (Dryer section)

2.5.4 เคมีวิทยาของกระบวนการฟอกเยื่อ

สารเคมีที่นิยมนำมาใช้ในการฟอกเยื่อกระดาษคือ คลอรีนไดออกไซด์ (ClO_2) ซึ่งเป็นสารเรดิคัล (Radical) และเป็นสารออกซิแดนท์ที่รุนแรง สามารถปล่อยอิเล็กตรอนได้ 5 ประจุ จนกลายเป็นคลอไรด์ไอออน (Cl^-) ในกระบวนการรีดักชัน ดังสมการที่ 2.38

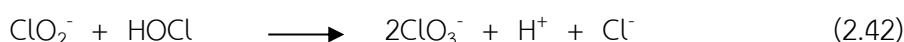
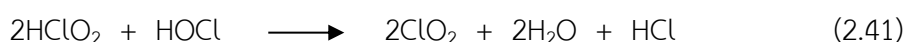
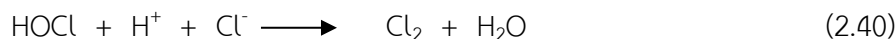


ในขณะที่ก๊าซคลอรีน (Cl_2) ในปฏิกิริยารีดักชันปล่อยอิเล็กตรอนเพียง 2 ประจุ กลายเป็นคลอไรด์ไอออน ดังสมการที่ 3.2



จากสมการที่ 3.1 และ 3.2 พบว่าคลอรีนไดออกไซด์มีออกซิเดทีฟพาวเวอร์ที่แรงกว่าก๊าซคลอรีน 2.5 เท่า ซึ่งในความเป็นจริงแล้ว คลอรีนไดออกไซด์ที่ทำปฏิกิริยากับลิกนินและแทนนินนั้นไม่ได้ถูกเปลี่ยนไปเป็นคลอไรด์ไอออนทั้งหมด โดยคลอรีนไดออกไซด์ทำปฏิกิริยากับลิกนินจะเกิดเป็นกรดไฮโปคลอรัส (HOCl) และกรดคลอรัส (HClO_2) ซึ่งกรดไฮโปคลอรัสจะสามารถออกซิไดซ์ลิกนินและกลายเป็นคลอไรด์ไอออนดังสมการที่ 3.3 ส่วนกรดคลอรัสนั้นไม่ทำปฏิกิริยากับลิกนินและ

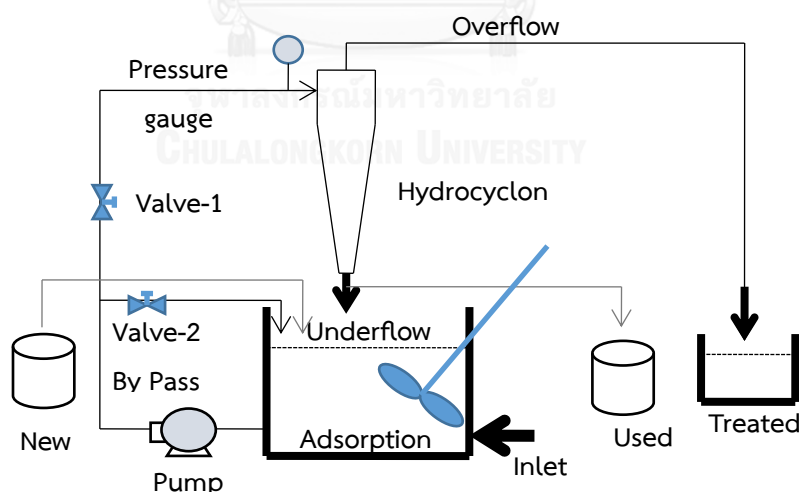
แทนนิน แต่จะทำปฏิกิริยากับกรดไฮโปคลอรัสกลายเป็นคลอรีนไดออกไซด์ดังสมการที่ 2.41 อีกทั้งยังสามารถแตกตัวออกเป็นคลอไรท์ และทำปฏิกิริยากับกรดไฮโปคลอรัสได้เป็น คลอเรต (ClO_3^-) ตามสมการ 3.5



การเกิดคลอเรตนั้นเป็นรูปแบบสุดท้ายของคลอรีนไดออกไซด์ เนื่องจากคลอเรตจะไม่ทำปฏิกิริยากับลิกนินและสารออกไซด์ตัวอื่นของคลอรีน

2.6 กระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลน (Hybrid hydrocyclone)

ระบบไฮบริด คือ ระบบที่มีการทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการดูดซับลิกนินด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดออกจากน้ำที่บำบัดแล้วด้วยไฮโดรไซโคลน โดยน้ำเสียจะเข้าสู่กระบวนการดูดซับด้วยตัวกลางดูดซับ หลังจากนั้นจะไปยังกระบวนการแยกตัวกลางดูดซับออกจากน้ำด้วยไฮโดรไซโคลน โดยไฮโดรไซโคลนจะใช้แรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางในการแยกตัวกลางที่มีความหนาแน่นมากกว่าน้ำออกจากน้ำคล้ายกับถังตกตะกอนที่ใช้แรงโน้มถ่วงของโลกในการแยกตะกอนออกจากน้ำ



รูปที่ 2.16 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์

ซึ่งไฮโดรไซโคลนจะมีขนาดเล็กและใช้เวลาในการแยกน้อยกว่าเมื่อเทียบกับกระบวนการแยกตัวกลางดูดซับแบบถังตกตะกอนสามารถติดตั้งบนรถเคลื่อนที่ ทำงานได้อย่างต่อเนื่องไม่ต้องมีการหยุดระบบ ใช้ในกรณีฉุกเฉิน ทั้งนี้ทั้งนั้นยังสามารถนำตัวกลางดูดซับที่ยังมีความสามารถใน

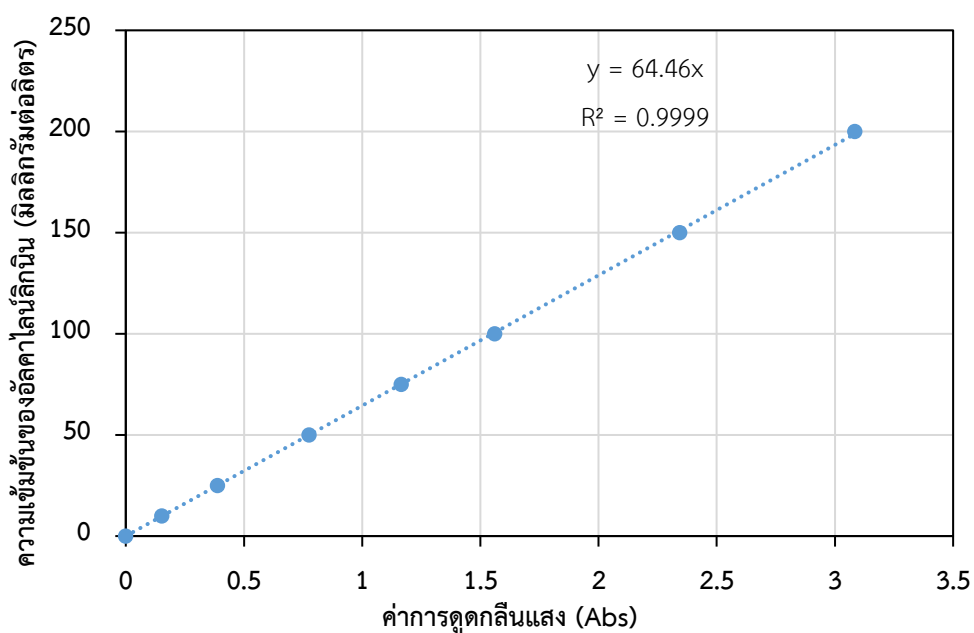
การดูดซับกลับมาใช้งานใหม่ได้ แต่กระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ยังมีต้นทุนสูงเมื่อเทียบกับกระบวนการบำบัดทางธรรมชาติ แต่ลิกนินยากต่อการบำบัดด้วยกระบวนการทางธรรมชาติ ดังนั้นระบบไฮบริดจึงเป็นทางเลือกหนึ่งที่มีความน่าสนใจในการนำมาใช้

2.7 น้ำเสียจากโรงงานผลิตกระดาษ SCG (Siam Kraft)

น้ำเสียจากโรงงานผลิตกระดาษที่มีการปนเปื้อนลิกนินจะถูกแยกให้เข้าสู่ระบบบำบัด ETP3 เพื่อให้ง่ายต่อการบำบัด โดยจะมีปริมาณน้ำเสียเข้าสู่ระบบ 9,240 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน ซึ่งมีความเข้มข้น Alkali lignin สูงถึง 3,980 มิลลิกรัมต่อลิตร วัดความเข้มข้นได้ 16,880 ADMI

ในการหาค่าความเข้มข้นของลิกนินในน้ำเสียสังเคราะห์นั้น ใช้วิธีการตรวจวัดด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปคโตรโฟโตมิเตอร์ ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร โดยนำค่าที่ตรวจวัดได้ไปเปรียบเทียบกับค่าความเข้มข้นของลิกนินจากกราฟมาตรฐาน ซึ่งค่าที่อ่านการดูดกลืนแสงที่ตรวจวัดนั้น จะถูกนำไปแปลงเป็นค่าความเข้มข้นของลิกนิน เพื่อนำมาใช้อ้างอิงในการประมาณค่าความเข้มข้นของลิกนินที่ใช้ในการศึกษา เนื่องจากยังไม่มีวิธีการตรวจวัดลิกนินได้โดยตรง

กราฟมาตรฐานการหาค่าปริมาณลิกนินนั้น ใช้สารอัลคาไลน์ลิกนินเป็นสารมาตรฐานในการวัด โดยสามารถสร้างกราฟมาตรฐานได้จากความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินในน้ำสังเคราะห์และค่าดูดกลืนแสง (Adsorbance) ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร โดยทำการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ของอัลคาไลน์ลิกนินที่ความเข้มข้นต่างๆ จากนั้นนำน้ำเสียสังเคราะห์ที่เตรียมแต่ละค่าไปวัดค่าการดูดกลืนแสงด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปคโตรโฟโตมิเตอร์ กราฟความสัมพันธ์ดังกล่าวแสดงดังรูปที่ 2.17



รูปที่ 2.17 กราฟมาตรฐานอัลคาไลน์ลิกนิน

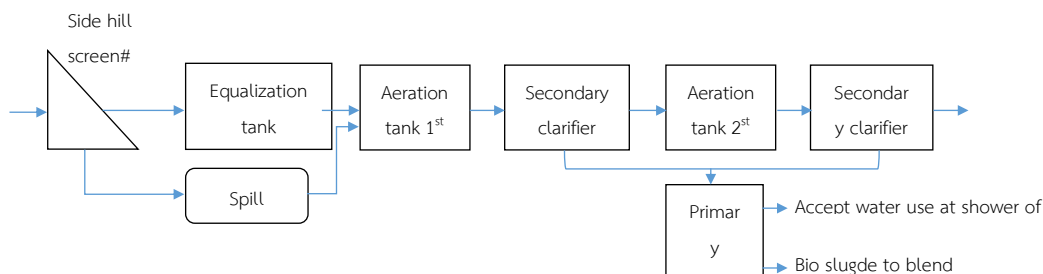
จากรูปที่ 2.17 จะได้สมการความสัมพันธ์ตามสมการที่ 2.43

$$\text{ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนิน (มิลลิกรัมต่อลิตร)} = 64.46 \times \text{Abs} \quad (2.43)$$

ตารางที่ 2.4 ลักษณะและสมบัติของน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิกนิน จาก บริษัท สยามคราฟท์

พารามิเตอร์	น้ำจากบ่อน้ำ ทิ้ง	น้ำเสียก่อนเข้า สู่ระบบบำบัด	น้ำเสียที่ออกมาจากบ่อเติม อากาศก่อนการเติมสารส้ม (ครั้งที่ 2)
1. ค่าซีโอดีละลายน้ำ (Soluble COD)	-	7448	266.3
2. ค่าซีโอดีทั้งหมด (Total COD)	-	9480	672
3. pH	7	9	9
4. ค่าของแข็ง (SS)		4550	215
5. ปริมาณ Alkali lignin (mg/l)	15	3980	200
6. สีในหน่วย ADMI	29	16880	1200

2.8 ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานผลิตกระดาษ



รูปที่ 2.18 แผนผังระบบบำบัดน้ำเสียบริษัท สยามคราฟท์อุตสาหกรรม จำกัด

ระบบบำบัดน้ำเสียที่มีการปนเปื้อนของลิกนินของโรงงานผลิตกระดาษ มีการแยกมาบำบัดที่ ส่วน ETP 3 ซึ่งระบบบำบัดแยกเป็น 3 ส่วนคือ ETP 1 ETP 2 และ ETP3 แต่ละส่วนจะรับน้ำจาก ส่วนต่าง ๆ ของโรงงาน

เมื่อน้ำเสียออกจากฝ่ายผลิตจะผ่านตะแกรงดักขยะ เพื่อลดภาระของระบบบำบัดส่วนต่อไป จากนั้นจะเข้าสู่ถังพัก ก่อนจะถูกส่งไปยังถังเติมอากาศชั้นที่ 1 และถังตกตะกอน แต่เนื่องจากคุณภาพ ของน้ำที่ออกจากถังตกตะกอนยังไม่ผ่านเกณฑ์มาตรฐาน ทางโรงงานจึงมีถังเติมอากาศชั้นที่ 2 และถัง ตกตะกอน โดยก่อนที่น้ำจะผ่านไปถังตกตะกอน มีการเติมสารส้มเพื่อช่วยในการตกตะกอน จุลินทรีย์ และยังส่งผลให้ปริมาณลิกนินลดลงด้วย

2.9 เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.9.1 การศึกษากระบวนการดูดซับ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาเกี่ยวกับการกำจัดสีที่เกิดจากลิกนินและแทนนินที่มาจาก อุตสาหกรรมกระดาษด้วยกระบวนการดูดซับ โดยใช้ถ่านกัมมันต์ (Activated charcoal) เป็นตัวกลางดูดซับของ(Venkata Mohan S. และ Karthikeyan J., 1997) เนื่องจากลิกนินและแทน นินนั้นก่อให้เกิดสีในน้ำทิ้ง อีกทั้งสีที่เกิดขึ้นนั้นยากต่อการกำจัดออกด้วยกระบวนการบำบัดน้ำเสีย ทั่วไป

งานวิจัยนี้ทำการทดลองกระบวนการดูดซับภายใต้อุณหภูมิห้อง ($29 \pm 2^{\circ}\text{C}$) โดยมีการใช้ สารละลายลิกนินและแทนนิน ที่มีความเข้มข้น 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณ 50 มิลลิลิตร และใช้ ตัวกลางดูดซับปริมาณ 200 มิลลิกรัม และนำไปเขย่าด้วยความเร็วรอบ 100 รอบต่อนาที พบว่า กระบวนการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์สามารถกำจัดสีจากลิกนินและแทนนินได้ร้อยละ 86 และ 74

ตามลำดับ โดยกระบวนการดูดซับที่เกิดขึ้นจะเริ่มเข้าสู่สมดุลเมื่อเวลาผ่านไป 8 ชั่วโมง ปฏิบัติการดูดซับที่เกิดขึ้นนั้นสอดคล้องกับสมการอันดับหนึ่งเหมือน และไอโซเทอมที่เกิดขึ้นเป็นแบบแลงก์เมียร์

งานวิจัยนี้ได้ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของตัวกลางดูดซับในการดูดซับลิกนินและแทนนิน (Alkaline Lignin and Tannic Acid) ของ(อิสริยาภรณ์ บุญยืน, 2552) โดยตัวกลางดูดซับที่เลือกใช้ คือ ถ่านกัมมันต์ชนิดผง (PAC) จากกะลามะพร้าว ของบริษัทคาร์โบกาญจน์ จำกัด ที่มีขนาดเฉลี่ยที่ 44 ไมโครเมตร มีพื้นที่ผิว 800 ตารางเมตรต่อกรัม และมีค่าไอโอดีนัมเบอร์ 800 มิลลิกรัมต่อกรัม โดยได้ทำการเปรียบเทียบประสิทธิภาพของตัวกลางดูดซับ 5 ชนิด ได้แก่ ถ่านกัมมันต์ชนิดผง ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอน ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนที่ย่อยแล้ว ตะกอนจุลินทรีย์และตะกอนจุลินทรีย์ที่ย่อยสลายแล้ว โดยมีการศึกษาจลนพลศาสตร์การดูดซับและไอโซเทอมการดูดซับแบบทีละเท (Batch test) ในช่วง pH 5 7 และ 9 ที่อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส

จากผลงานวิจัยพบว่า ถ่านกัมมันต์ชนิดผง รวมทั้งถ่านกัมมันต์ที่ใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนนั้นมีความสามารถในการดูดซับลิกนินและแทนนิน โดยพบว่าการดูดซับของตัวกลางดูดซับทั้งหมดสอดคล้องกับปฏิกริยาอันดับสองเหมือน รวมไปถึงไอโซเทอมที่สอดคล้องของการดูดซับลิกนินและแทนนินคือ ไอโซเทอมแบบฟรุนดลิช ในด้านของประสิทธิภาพการดูดซับพบว่า ถ่านกัมมันต์ชนิดผงมีประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินและแทนนินสูงที่สุด รองลงมาคือ ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอน ถ่านกัมมันต์ชนิดผงที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนที่ย่อยแล้ว ตะกอนจุลินทรีย์ ตามลำดับ ส่วนตะกอนจุลินทรีย์ที่ย่อยสลายแล้วนั้นมีประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินและแทนนินน้อยสุด โดยถ่านกัมมันต์ชนิดผงมีความสามารถในการดูดซับลิกนินประมาณ 255 – 289 มิลลิกรัมต่อกรัม และมีความสามารถในการดูดซับแทนนินประมาณ 347 - 382 มิลลิกรัมต่อกรัม ที่ความเข้มข้นสมดุลประมาณ 450 มิลลิกรัมต่อลิตร

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาถึงวิธีการกำจัดลิกนินในน้ำเสียจากโรงงานกระดาษด้วยกระบวนการดูดซับของ(Andersson K.I. และคณะ 2012) ซึ่งเลือกใช้ถ่านลอยเป็นตัวกลางดูดซับ เนื่องจากกระบวนการบำบัดทางชีวภาพไม่สามารถบำบัดน้ำเสยลิกนินจากโรงงานกระดาษให้ผ่านตามมาตรฐานที่กำหนดได้ โดยงานวิจัยนี้ได้ทำการทดลองกระบวนการดูดซับแบบทีละเท (Batch experiment) และแบบเบตนิ่ง (Continuous flow fixed bed experiment, Column experiment) ซึ่งน้ำเสยที่นำมาทำการทดลองมาจากน้ำทิ้งจากโรงงานกระดาษที่ยังมีค่าความเข้มข้นที่ไม่ผ่านค่ามาตรฐาน แต่มีการผ่านการกรองเอาของแข็งแขวนลอยออกแล้ว ส่วนตัวกลางดูดซับที่นำมาใช้ คือ ถ่านลอยจากโรงไฟฟ้า ที่มีขนาดเฉลี่ยอยู่ที่ 23 ไมโครเมตร และมีพื้นที่ผิว 28.6 ตาราง

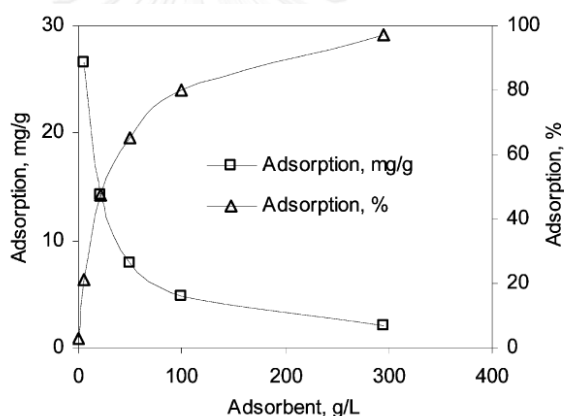
เมตรต่อกรัม ในการทดลองนั้นมีการวัดความเข้มข้นด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ รุ่น DR2800 Hach Lange, Skondal, Sweden ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

ในการทดลองแบบที่ละเท่นั้น ทดลองที่อุณหภูมิห้อง ภายใต้ความเข้มข้นของน้ำเสียและปริมาณตัวกลางดูดซับที่แตกต่างกัน โดยใช้ น้ำเสียปริมาณ 200 มิลลิลิตร นำไปเขย่าด้วยความเร็วรอบ 200 รอบต่อนาที เมื่อครบตามเวลาที่กำหนด จึงนำไปแยกตัวกลางดูดซับออก ก่อนนำไปวิเคราะห์ ส่วนการทดลองแบบเบตนี้ใช้นั้น ใช้คอลัมน์ก๊าซของ Millipore ที่มีความสูง 1.3 เซนติเมตร ทดลองที่อุณหภูมิห้อง ภายใต้ความเข้มข้นของน้ำเสียและความสูงของคอลัมน์ที่แตกต่างกัน

ผลการวิจัย

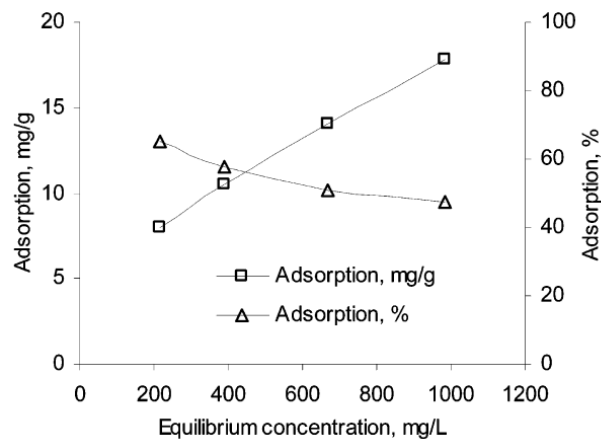
การทดลองแบบที่ละเท (Batch experiment)

ผลการทดลองการดูดซับลิกันที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 0.6 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ตัวกลางดูดซับ 0 – 300 กรัมต่อลิตร เป็นดังรูปที่ 2.19



รูปที่ 2.19 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับของเถ้าลอยที่ปริมาณต่าง ๆ

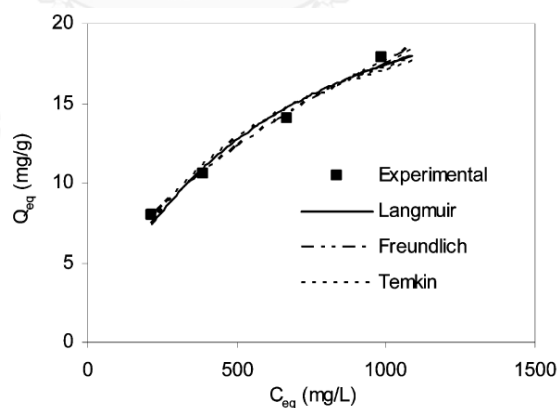
โดยพบว่า ความสามารถในการดูดซับสูงสุดเถ้าลอย อยู่ที่ 28 มิลลิกรัมต่อกรัม และมีประสิทธิภาพในการดูดซับสูงสุดที่ร้อยละ 90



รูปที่ 2.20 แสดงถึงความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับลิกันิน ที่ความเข้มข้นต่างๆ

รูปที่ 2.20 แสดงถึงผลการทดลองการดูดซับลิกันินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 0.6 – 1.9 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ตัวกลางดูดซับ 50 กรัมต่อลิตร ซึ่งพบว่า ประสิทธิภาพในการดูดซับจะลดลงเมื่อความเข้มข้นเริ่มต้นของลิกันินสูงขึ้น แต่ในทางกลับกันความสามารถในการดูดซับลิกันินจะสูงขึ้นเมื่อความเข้มข้นเริ่มต้นของลิกันินสูงขึ้น

การทดลองหาไอโซเทอมการดูดซับลิกันินที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 0.6 – 1.9 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ตัวกลางดูดซับ 50 กรัมต่อลิตร เป็นดังรูปที่ 2.21



รูปที่ 2.21 แสดงถึงปริมาณของสารที่ถูกดูดซับต่อปริมาณของตัวดูดซับ ณ จุดสมดุล ในสารละลายที่มีความเข้มข้นต่าง ๆ ภายใต้อุณหภูมิคงที่

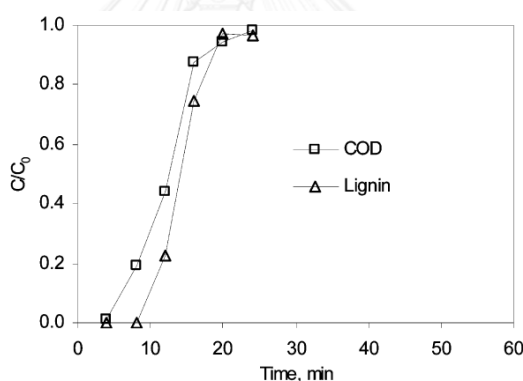
จากการทดลองการหาไอโซเทอมที่สอดคล้องกับการดูดซับลิกันินด้วยถ้ำลอย พบว่า ไอโซเทอมแบบฟรุนดลิชมีความสอดคล้องกับการทดลองมากที่สุด กล่าวคือ มีค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ใกล้เคียงกับหนึ่ง ดังตารางที่ 2.5

ตารางที่ 2.5 แสดงถึงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์และค่าคงที่ของไอโซเทอมแบบต่างๆ

Langmuir	$R^2 = 0.9691$	$K_L = 0.0017 \text{ L/mg}$
	$q_m = 28 \text{ mg/g}$	$R_L = 0.55$
Freundlich	$R^2 = 0.997$	$K_F = 0.5 \text{ mg/g.L/mg}$
	$1/n = 0.53$	
Temkin	$R^2 = 0.9711$	$K_T = 0.015 \text{ L/mg}$
	$b_T = 379 \text{ kJ/mol}$	

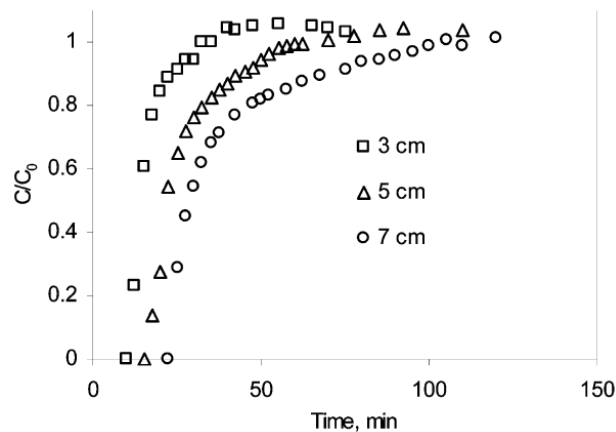
การทดลองแบบเบดนิ่ง (Continuous flow fixed bed experiment, Column experiment)

การทดลองหาเส้นโค้งแสดงการถ่ายเทมวลในระหว่างการดูดซับ (Breakthrough curve) ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของซีโอดีและลิกนินเท่ากับ 5.1 และ 1 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ โดยคอลัมน์ที่ใช้ในการทดลองสูง 3.7 เซนติเมตร และมีอัตราการไหลของน้ำเสีย 2 มิลลิลิตรต่อนาที แสดงดังรูปที่ 2.22



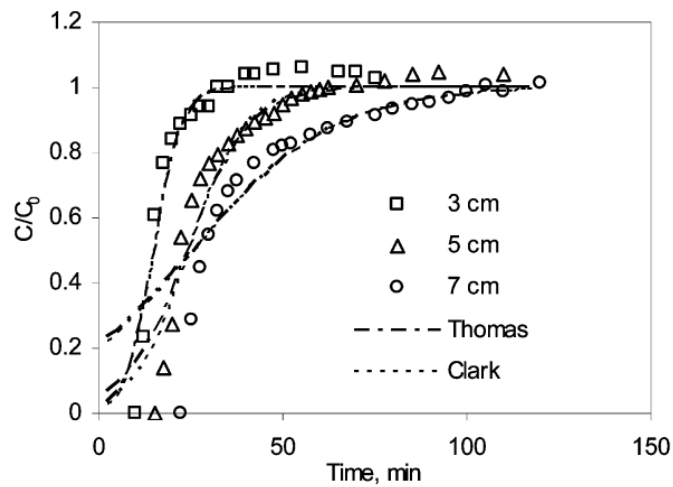
รูปที่ 2.22 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใด ๆ ต่อความเข้มข้นเริ่มต้นของซีโอดีและลิกนินกับเวลา

ผลการทดลองหาค่าอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใด ๆ ต่อความเข้มข้นเริ่มต้นของลิกนิน 1.5 กรัมต่อลิตร มีค่าพีเอช 7 โดยทดลองที่ความสูงของคอลัมน์ที่ 3 4 และ 7 เซนติเมตร และมีอัตราการไหลของน้ำเสีย 0.002 ลูกบาศก์เดซิเมตรต่อนาที แสดงได้ดังรูปที่ 2.23



รูปที่ 2.23 แสดงถึงอัตราส่วนความเข้มข้นที่เวลาใดๆต่อความเข้มข้นเริ่มต้น

ในการทดลองนี้ได้มีการนำแบบจำลองของโทมัสและคลาร์ก (Thomas and Clark) มาใช้เปรียบเทียบ โดยกราฟที่ได้มีลักษณะดังรูปที่ 2.24 โดยแต่ละแบบจำลองมีค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ดังตารางที่ 2.6



รูปที่ 2.24 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. ในการทดลองแบบที่ละเท พบว่า ประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินอยู่ที่ร้อยละ 90 โดยมีความสามารถในการดูดซับสูงสุดที่จุดสมดุล 28 มิลลิกรัมต่อกรัม
2. ในการทดลองแบบคอลัมน์พบว่า ความสามารถในการดูดซับอยู่ระหว่าง 9.6 – 13 มิลลิกรัมต่อกรัม

2.9.2 การออกแบบกระบวนการต่อเนื่องแบบตัวกลางเคลื่อนที่

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษถึงการนำระบบถังปฏิกรณ์แบบกวนสมบูรณ์ (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) และระบบถังปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug flow reactor) มาใช้แทนถังปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง (Fixed bed Adsorption) เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบ รวมไปถึงการออกแบบสมการสามารถนำมาใช้ในทำนายประสิทธิภาพของระบบที่สภาวะต่างๆ กันของ Hyun-Chang และคณะ (1999) จากงานวิจัยพบว่าข้อมูลที่ผู้วิจัยนำมาใช้ในการออกแบบถังปฏิกรณ์แบบกวนต่อเนื่องและถังปฏิกรณ์แบบท่อไหลนั้น มีเพียงข้อมูลจากการทดลองแบบที่ละเท (Batch Experiment) ซึ่งต่างจากการออกแบบถังปฏิกรณ์แบบเบตนิ่ง ที่จะต้องอาศัยข้อมูลจากการทดลองแบบที่ละเทและการทดลองแบบคอลัมน์ (Column Experiment) ในด้านการออกแบบสมการที่ใช้ทำนายประสิทธิภาพของระบบ พบว่า สามารถทำนายประสิทธิภาพของถังปฏิกรณ์แบบกวนต่อเนื่องและแบบท่อไหลได้ที่สภาวะต่างๆ กัน แต่ไม่สามารถทำนายประสิทธิภาพของถังปฏิกรณ์แบบเบตนิ่งได้หากมีการปรับเปลี่ยนค่าที่ได้ออกแบบไว้ก่อนทำการเดินระบบ

งานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษถึงการนำระบบถังปฏิกรณ์แบบกวนสมบูรณ์ (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR) และระบบถังปฏิกรณ์แบบท่อไหล (Plug flow reactor) มาใช้แทนถังคอลัมน์ที่มีการบรรจุตัวกลางดูดซับไว้ภายในถังของ (Islam M.A. และคณะ 2009) เพื่อหาสภาวะที่เหมาะสมในการเดินระบบ รวมไปถึงการออกแบบสมการที่จะสามารถใช้ทำนายประสิทธิภาพของระบบที่สภาวะต่างๆ กัน

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

2.9.3 การศึกษาปัจจัยที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพในการทำงานของไฮโดรไซโคลน

งานวิจัยนี้ได้ทำการพัฒนาไฮโดรไซโคลนภายในห้องปฏิบัติการ เพื่อนำไปใช้ในภาคอุตสาหกรรมการเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินของ (Yang Q. และคณะ, 2013) โดยเป็นการพัฒนาไฮโดรไซโคลนเพื่อนำไปใช้กำจัดอนุภาคขนาดเล็กที่แขวนลอยน้ำหล่อเย็น (Quench water) เพื่อนำน้ำหล่อเย็นกลับมาใช้ใหม่ในอุตสาหกรรม ภายในงานวิจัยได้ใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 25 มิลลิเมตรที่ลักษณะดังตารางที่ 2.7

ตารางที่ 2.7 ขนาดของไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย

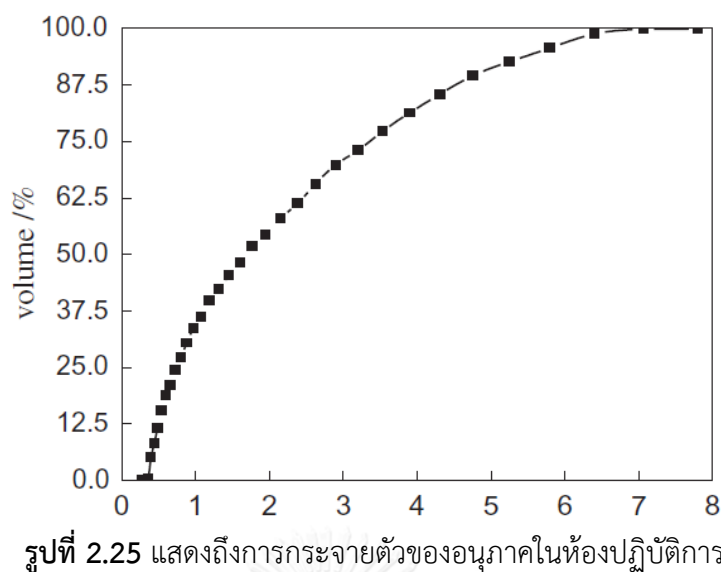
D (mm)	θ ($^{\circ}$)	$w_i \times h_i$ (mm x mm)	D_o/D	D_u/D	L/D
25	6	4 x 6	0.24	0.06	1.48

โดย	D	=	เส้นผ่านศูนย์กลางของไฮโดรไซโคลน
	θ	=	มุมส่วนกรวยของไฮโดรไซโคลน
	$w_i \times h_i$	=	ความกว้างและความสูงของช่องทางเข้าไฮโดรไซโคลน
	D_o	=	เส้นผ่านศูนย์กลางช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลน
	D_u	=	เส้นผ่านศูนย์กลางช่องทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน
	L	=	ความยาวส่วนกรวยของไฮโดรไซโคลน

ในส่วนของคุณสมบัติของอนุภาคที่ทำการแยกในห้องปฏิบัติการและในอุตสาหกรรมการผลิตโอเลฟินมีความแตกต่างกันดังตารางที่ 2.8

ตารางที่ 2.8 ลักษณะอนุภาคในห้องปฏิบัติการและการกระจายตัวของอนุภาค

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



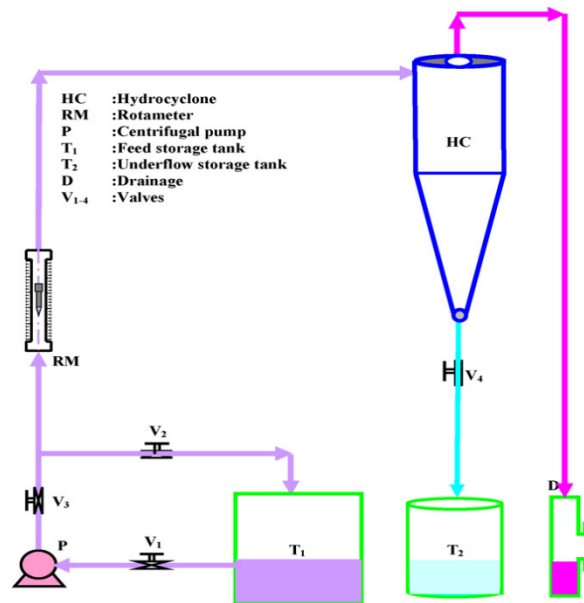
ตารางที่ 2.9 ลักษณะอนุภาคในอุตสาหกรรมการผลิตโอเลฟินและการกระจายตัวของอนุภาค

ขนาดอนุภาคเฉลี่ย (μm)	ความหนาแน่น (g/cm^{-3})	ความเข้มข้น (mg/l)
2.1	1.4	219

สรุปผลการทดลอง

- ผลการทดลองในห้องปฏิบัติการ เมื่อใช้ไฮโดรไซโคลขนาด 25 มิลลิเมตรในการแยกอนุภาคที่มีขนาดเฉลี่ย 3 ไมโครเมตร ที่มีการแบ่งการไหล 7.5% ความดันลด 0.2 – 0.23 เมกะปาสคาลและมีอัตราการไหลเข้า 0.79 – 0.89 ลูกบาศก์เมตรต่อชั่วโมง พบว่ามีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคประมาณ 88% โดยมีขนาดตัดอยู่ที่ 1.7 ไมโครเมตร
- ผลการทดลองเมื่อนำมาใช้งานจริงในอุตสาหกรรมภายใต้สภาวะเดียวกันกับการทดลองในห้องปฏิบัติการ พบว่า มีขนาดตัดอยู่ที่ 1.686 ไมโครเมตร ซึ่งมีค่าใกล้เคียงกับการทดลองในห้องปฏิบัติการ
- การทำงานของไฮโดรไซโคลขนาด 25 มิลลิเมตรร่วมกับกระบวนการ steam stripping สามารถนำมาใช้อุตสาหกรรมเปลี่ยนเมทานอลเป็นโอเลฟินได้เป็นอย่างดี ในด้านของการนำน้ำหล่อเย็นในกระบวนการกลับมาใช้ใหม่

2.9.4 การศึกษากระบวนการไฮบริดจ์ไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์



รูปที่ 2.26 รูปแบบของถังปฏิกรณ์ที่ใช้ในงานวิจัยของ Rastogi และคณะ

งานวิจัยนี้ได้มีการศึกษาถึงประสิทธิภาพในการกำจัดเมทิลีนบลู (Methylene blue) ด้วยกระบวนการที่มีการไหลแบบต่อเนื่องของ (Rastogi K. และคณะ, 2008) ซึ่งประกอบไปด้วย 2 กระบวนการ คือ กระบวนการดูดซับและการใช้ไฮโดรไซโคลน โดยใช้ถ่านกัมมันต์เป็นตัวกลางดูดซับ จากนั้นจึงใช้ไฮโดรไซโคลนในการแยกถ่านกัมมันต์ออกจากน้ำที่บำบัดแล้ว เนื่องจากไฮโดรไซโคลนมีประสิทธิภาพสูงในการแยกอนุภาค อีกทั้งยังมีขนาดเล็กและสามารถแยกอนุภาคได้อย่างรวดเร็ว ในการทดลองนั้นได้ทำการสังเคราะห์น้ำเสียจากน้ำผสมเมทิลีนบลูจาก Merck (India) Ltd. and Qualigens Glaxo (India) Ltd. analytical grade ทำการทดลองที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส และเก็บตัวอย่างน้ำที่ทางออกด้านบนและด้านล่างของไฮโดรไซโคลนเพื่อทำการวิเคราะห์ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ถูกแยกออก และความเข้มข้นของเมทิลีนบลูที่เหลืออยู่ในของเหลว

ตารางที่ 2.10 อุปกรณ์ภายในงานวิจัยของ Rastogi 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

หลักการทำงานของระบบจะเริ่มจาก น้ำเสียและเถ้าลอยเข้าสู่ถังเก็บน้ำ 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
- ทำการหาขนาดตัดของเถ้าลอยโดยกำหนดอัตราการไหลของสารผสมที่เข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่ 30, 35, 40 ลิตรต่อนาที
- หาประสิทธิภาพการแยกเถ้าลอยที่ใช้ในการดูดซับเมทิลีนบลู ที่อัตราการไหล 40 ลิตรต่อนาที โดยความเข้มข้นเริ่มต้นของเมทิลีนบลู อยู่ที่ 65, 75 และ 85 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิ 30 °C และใช้เถ้าลอยปริมาณ 400 – 900 มิลลิกรัมต่อลิตรในการดูดซับ

ผลการวิจัย

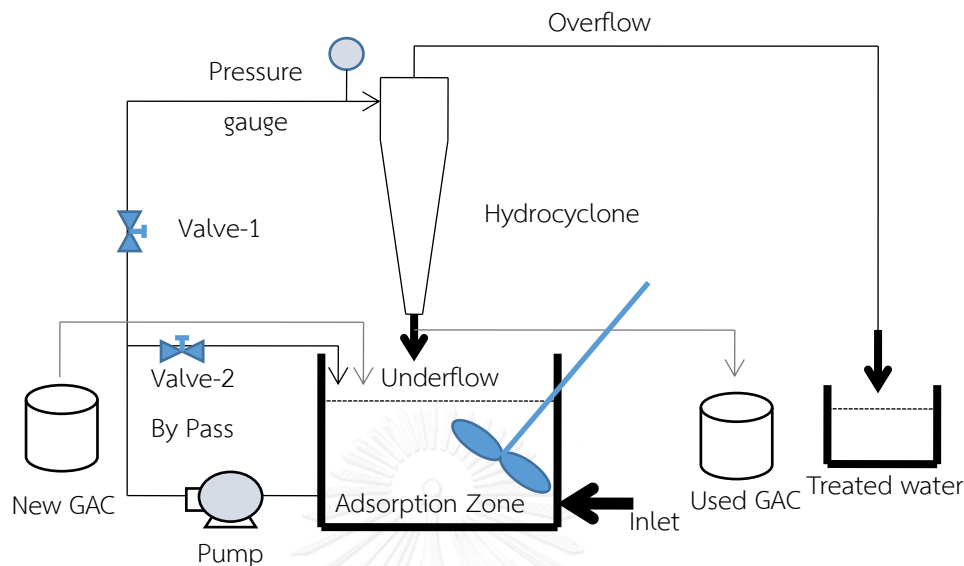
1. ที่อัตราการไหล 30 ลิตรต่อนาที ขนาดตัดหรือขนาดที่สามารถแยกได้ที่ประสิทธิภาพ 50% คือ 152 ไมโครเมตร ที่อัตราการไหล 35 ลิตรต่อนาที มีขนาดตัดคือ 126 ไมโครเมตรและที่อัตราการไหล 40 ลิตรต่อนาที มีขนาดตัดคือ 108 ไมโครเมตร ซึ่งที่อัตราการไหล 40 ลิตรต่อนาที นั้นประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคที่ใหญ่กว่า 177 ไมโครเมตร ด้วยไฮโดรไซโคลอนนั้นมากถึง 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 เมทิลีนบลูด้วยไฮโดรไซโคลอนนั้นลดลง จาก 47.89% เป็น 30.77%

สรุปผลการวิจัย

1. ประสิทธิภาพในการทำงานของไฮโดรไซโคลอนนั้นสามารถประเมินได้จากการกำจัดเถ้าลอย โดยจะมีประสิทธิภาพสูงเมื่อนุภาคมีขนาดใหญ่ นอกจากนี้เมื่ออัตราการไหลมีค่าสูงขึ้น ขนาดตัดจะมีขนาดเล็กลง
2. ในการดูดซับเมทิลีนบลูด้วยเถ้าลอยพบว่าเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับเท่าเดิม โดยที่สารที่ถูกดูดซับมีความเข้มข้นเริ่มต้นสูงขึ้น ประสิทธิภาพในการกำจัดเมทิลีนบลูจะลดลง แต่ประสิทธิภาพในการดูดซับจะเพิ่มสูงขึ้นเมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ

งานวิจัยของ (ลักชิกา กองวิเชียร, 2556) ทำการศึกษาเกี่ยวกับระบบไฮบริด ซึ่งเป็นการทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการดูดซับและการใช้ไฮโดรไซโคลอน เพื่อใช้กำจัดกรดฮิวมิกในน้ำดิบก่อนนำน้ำมาใช้ผลิตน้ำประปา เนื่องจากมีงานวิจัยพบว่า กรดฮิวมิกสามารถทำปฏิกิริยากับคลอรีนที่ใส่ในกระบวนการผลิตน้ำประปา ทำให้เกิดเป็นสารไตรฮาโลมีเทนซึ่งเป็นสารก่อมะเร็ง จึงมีความจำเป็นที่จะต้องกำจัดกรดฮิวมิกออกจากน้ำดิบก่อนนำไปผลิตเป็นน้ำประปา โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษาพารามิเตอร์ต่างๆที่ส่งผลต่อประสิทธิภาพของระบบ ทั้งในส่วนของกระบวนการดูดซับและไฮโดรไซโคลอน รวมไปถึงการทำงานของระบบไฮบริด ในส่วนของกระบวนการดูดซับได้เลือกใช้น้ำสังเคราะห์กรดฮิวมิกจากบริษัท ACROS Organics Ltd. และถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการทดลองมี 2 ชนิดคือ Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon carbon corporation และ Hydrosorb bituminous coal ของบริษัท Aqua kinetic Ltd. ในส่วนของกระบวนการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอน ได้เลือกได้ไฮโดรไซโคลอน 2 ขนาด คือ ไฮโดรไซโคลอนยี่ห้อ NEYRTEC ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร ทำ

จากเหล็กกล้าไร้สนิม (Stainless steel) และขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร ทำจากโพลียูเรเทน (Polyurethane)



รูปที่ 2.27 ระบบไฮดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ

ลักชิกา กองวิเชียร

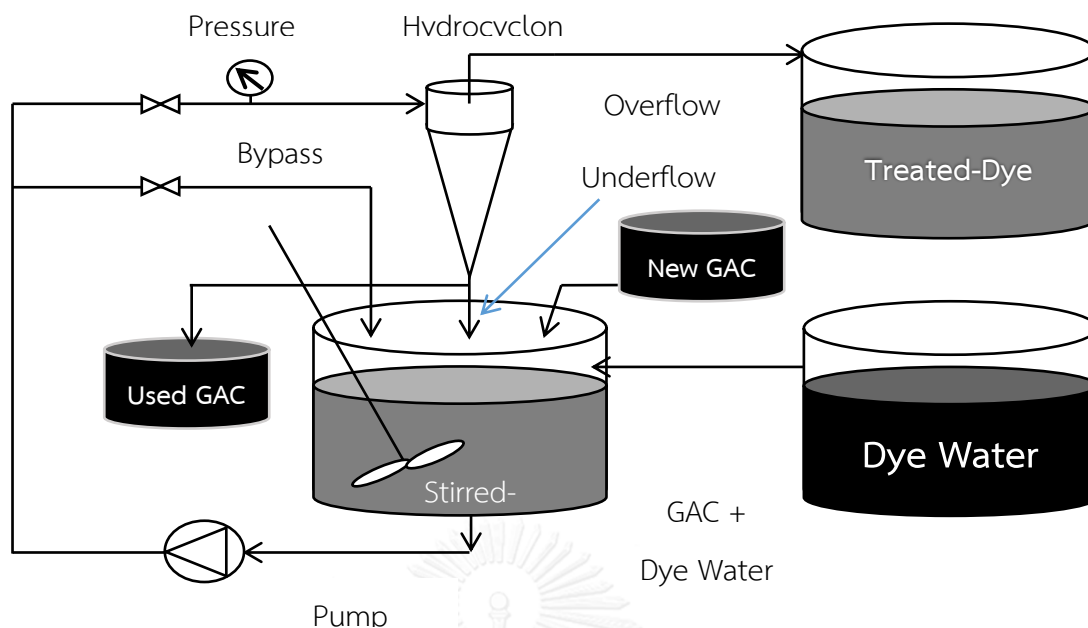
หลักการการทำงานของระบบจะเริ่มจาก น้ำเสียสังเคราะห์และถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดจะเข้าสู่ถังเก็บน้ำ เพื่อให้เกิดกระบวนการดูดซับขึ้นในถัง จากนั้นของผสมทั้งสองจะผ่านเข้าสู่ไฮดรไซโคลนเพื่อทำการแยกตัวกลางดูดซับและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วออกจากกัน โดยตัวกลางดูดซับจะถูกแยกออกจากของผสมออกมาทางด้านล่าง ส่วนน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วจะถูกแยกออกมาทางด้านบนของไฮดรไซโคลน โดยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดบางส่วนที่ยังไม่หมดประสิทธิภาพจะถูกนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่อีกครั้ง

สรุปผลงานวิจัย

1. ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดทั้ง 2 ชนิด สามารถดูดซับกรดฮิวมิกได้ โดยที่ถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 มีความสามารถในการดูดซับสูงกว่า Hydrosorb bituminous coal base โดยจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับของกรดฮิวมิกและถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 คือ ปฏิกริยาอันดับสองเสมือนและฟรอนดลิกไอโซเทอม
2. ความดันที่ง่ายเข้าสู่ไฮดรไซโคลนที่สูงขึ้น จะทำให้เกิดแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางภายในไฮดรไซโคลนมากขึ้น ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคจึงสูงขึ้นตาม โดยความดันที่ง่ายเข้าสู่ไฮดรไซโคลนที่เหมาะสมในงานวิจัยนี้อยู่ที่ 1 bar เนื่องจากความดันที่มากกว่านี้ จะก่อให้เกิดแรงเฉือนที่มากเกินไปส่งผลให้อนุภาคเกิดการแยกมากขึ้น

3. ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร ไม่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช ได้ 100% ดังนั้นไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตรจึงไม่เหมาะที่จะนำมาใช้ เพราะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคน้อยกว่าไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร
4. ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง (Continuous operating) พบว่าที่อัตราการไหลของน้ำเสียสังเคราะห์ 1 ลิตรต่อนาที จะต้องการอัตราการไหลตัวกลางดูดซับมากกว่า 1.5 กรัมต่อนาที ถึงจะสามารถบำบัดน้ำเสียให้ความเข้มข้นของกรดฮิวมิกเหลือน้อยกว่า 5 มิลลิกรัมต่อลิตร

งานวิจัยของ (ลักษิกา กองวิเชียร, 2556) ได้มีการศึกษาเกี่ยวกับระบบไฮบริด ซึ่งเป็นการทำงานร่วมกันระหว่างกระบวนการดูดซับและการใช้ไฮโดรไซโคลน เพื่อใช้กำจัดสีในน้ำเสียดีย้อม โดยใช้สีย้อมรีแอคทีฟโทนสีดำ เนื่องจากมีงานวิจัยพบว่า สีย้อมเป็นสารที่ยากต่อการสลายตัวทางชีวภาพ รวมถึงวัตถุดิบที่ใช้ในการสังเคราะห์สีย้อมบางประเภทมีความเป็นพิษสูงมากและเป็นสารก่อมะเร็ง อีกทั้งยังทำให้น้ำมีสี เป็นที่รังเกียจแก่ผู้พบเห็น จึงมีความจำเป็นที่จะต้องกำจัดสีย้อมออกจากน้ำเสียก่อนปล่อยลงสู่แหล่งน้ำสาธารณะ โดยในงานวิจัยนี้ได้ทำการเปรียบเทียบความสามารถของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและชนิดผงในการดูดซับสีย้อม รวมทั้งศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดและประสิทธิภาพของไฮโดรไซโคลนในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ในส่วนของกระบวนการดูดซับได้เลือกใช้น้ำเสียดีย้อมจากสีย้อมรีแอคทีฟโทนสีดำ (Reactive Black 5; RB5) จากบริษัท Dystar Thai Ltd. ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการทดลองคือ Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon carbon corporation. และถ่านกัมมันต์ชนิดผง Shirasagi S-10 ของบริษัท EnviroChemicals Ltd. ในส่วนของการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลน ได้เลือกได้ไฮโดรไซโคลนยี่ห้อ NEYRTEC ที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร ทำจากโพลียูเรเทน (Polyurethane)



รูปที่ 2.28 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในงานวิจัยของ

ศุภุศย์ ดำรงค์กิจการ

หลักการทำงานของระบบจะเริ่มจาก น้ำเสียสังเคราะห์และถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดจะเข้าสู่ถังเก็บน้ำ เพื่อให้เกิดกระบวนการดูดซับขึ้นในถัง จากนั้นของผสมทั้งสองจะผ่านเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนเพื่อทำการแยกตัวกลางดูดซับและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วออกจากกัน โดยตัวกลางดูดซับจะถูกแยกออกจากของผสมออกมาทางด้านล่าง ส่วนน้ำเสียสังเคราะห์ที่ทำการบำบัดแล้วจะถูกแยกออกมาทางด้านบนของไฮโดรไซโคลน โดยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดบางส่วนที่ยังไม่หมดประสิทธิภาพจะถูกนำกลับมาใช้ในกระบวนการใหม่อีกครั้ง

สรุปผลงานวิจัย

1. จลนศาสตร์และไอโซเทอมของการดูดซับสีย้อมด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 คือ ปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเหมือน และฟรอนตลิชไอโซเทอม และในการดูดซับสีย้อมด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดผง Shirasagi S-10 คือ ปฏิกิริยาอันดับสองเหมือน และฟรอนตลิชไอโซเทอม
2. ความดันที่ง่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่สูงขึ้น จะทำให้เกิดแรงเหวี่ยงหนีศูนย์กลางภายในไฮโดรไซโคลนมากขึ้น ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคจึงสูงขึ้นตาม โดยความดันที่ง่ายเข้าสู่ไฮโดรไซโคลนที่เหมาะสมในงานวิจัยนี้อยู่ที่ 1 bar เนื่องจากความดันที่มากกว่านี้ จะก่อให้เกิดแรงเฉือนที่มากเกินไปส่งผลให้อนุภาคเกิดการแยกมากขึ้น
3. ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร ไม่สามารถแยกถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 12x40 เมช ได้ 100% ดังนั้นไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 75 มิลลิเมตร

จึงไม่เหมาะที่จะนำมาใช้ เพราะมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคน้อยกว่าไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 50 มิลลิเมตร

4. มีความเป็นไปได้ในการประยุกต์ใช้ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง (Continuous operating) สำหรับการกำจัดสีย้อม โดยพบว่าที่ อัตราการไหลของน้ำเสียสีย้อม 0.5 ลิตรต่อนาที ที่มีความเข้มข้นของสีย้อม 150 มิลลิกรัมต่อลิตร ต้องการอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์มากกว่า 2.0 กรัมต่อนาที จึงจะกำจัดสีย้อมให้ความเข้มข้นคงเหลือต่ำกว่า 2 มิลลิกรัมต่อลิตร

2.9.5 สรุปข้อมูลที่ได้จากการทบทวนเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

จากการทบทวนเอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้องพบว่า งานวิจัยส่วนใหญ่ในปัจจุบันนั้นเป็นการศึกษาการทำงานของระบบที่มุ่งเน้นในการแยกสารเพียงชนิดเดียวออกจากระบบ เช่น งานวิจัยที่ทำการศึกษเกี่ยวกับกระบวนการดูดซับสารโดยใช้ตัวกลางชนิดต่างๆ ของ Venkata Mohan S. และ Karthikeyan J. (1997), Andersson K.I. และคณะ (2012) และอิสริยาภรณ์ บุญยยืน (2009) งานวิจัยเหล่านี้ ได้นำเอากระบวนการดูดซับมาใช้ในการดูดซับลิแกนด์ โดยใช้ตัวกลางดูดซับชนิดต่างๆ เช่น ถ่านกัมมันต์ แกลลอยและตะกอนจุลินทรีย์ เป็นต้น มาใช้ในงานวิจัยและพบว่า ถ่านกัมมันต์เป็นวัสดุที่ให้ประสิทธิภาพสูงในการดูดซับ เนื่องจากมีพื้นผิวจำนวนมาก จึงเหมาะที่จะนำมาใช้เป็นตัวกลางดูดซับ

อย่างไรก็ตามเมื่อสิ้นสุดกระบวนการดูดซับ จะพบว่าในระบบยังคงเหลือตัวกลางดูดซับที่ใช้ในการดูดซับลิแกนด์ โดยหากไม่ได้ทำการแยกตัวกลางดูดซับออกจากรูที่บำบัดแล้ว ก็เท่ากับว่า การเติมตัวกลางดูดซับเข้าไปในระบบ เป็นการเพิ่มมลสารอีกชนิดให้กับระบบ ดังนั้นกระบวนการที่ใช้ในการแยกตัวกลางดูดซับออกจึงมีความสำคัญ กระบวนการที่ใช้ในการแยกอนุภาคนั้นมีมากมาย เช่น การตกตะกอน หรือการกรอง โดยการเลือกใช้แต่ละวิธีการนั้นขึ้นกับขนาดของอนุภาคที่ต้องการกำจัดออก พื้นที่ในการติดตั้งอุปกรณ์ และเวลาที่ใช้ในการแยก

ไฮโดรไซโคลนเป็นอุปกรณ์ที่นิยมนำมาใช้แยกอนุภาคออกจากของเหลวในภาคอุตสาหกรรม จากงานวิจัยของ Yang Q. และคณะ (2013) พบว่าไฮโดรไซโคลนให้ประสิทธิภาพสูงในด้านการแยกอนุภาค อีกทั้งยังเป็นอุปกรณ์ที่มีขนาดเล็กและใช้เวลาในการแยกอนุภาคน้อย โดยไฮโดรไซโคลนที่มีขนาดเล็กจะให้ประสิทธิภาพในการแยกที่สูงกว่าไฮโดรไซโคลนที่มีขนาดใหญ่ อย่างไรก็ตามขนาดของอนุภาคนั้นก็ยังเป็นตัวกำหนด ขนาดทางเข้าและทางออกทั้งด้านบนและล่างของไฮโดรไซโคลน

บางงานวิจัยได้นำไฮโดรไซโคลน ซึ่งเป็นอุปกรณ์ที่อาศัยแรงหมุนเหวี่ยงในการแยกอนุภาคมาใช้แยกตัวกลางดูดซับออกจากระบบ เช่นงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ (2008) ในงานวิจัยนี้ได้นำกระบวนการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนมาใช้ควบคู่กับกระบวนการดูดซับเมทิลีนบลูด้วยแกลลอย หรือที่เรียกว่าระบบแบบไฮบริด แต่งานวิจัยนี้ยังให้ข้อมูลไม่เพียงพอที่จะนำมาใช้ในการออกแบบ

ต่อมาได้มีงานวิจัยที่ทำการศึกษการทำงานของระบบไฮบริด ได้แก่ งานวิจัยของ ลักชิกา กองวิเชียร (2556) งานวิจัยของ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) และงานวิจัยของสุภนิช เลิศลาภวสิน (2558) ซึ่งทำการ ศึกษากระบวนการดูดซับลิแกนด์ในน้ำเสียสังเคราะห์ด้วยถ่านกัมมันต์ แล้วจึงแยกถ่านกัมมันต์ ออกจากกระบวนการดูดซับด้วยไฮโดรไซโคลน ซึ่งจากงานวิจัย ในแง่ของกระบวนการดูดซับ พบว่า ถ่านกัมมันต์มีประสิทธิภาพในการดูดซับมลสารได้ดี แต่ในส่วนของกระบวนการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนยังไม่สามารถให้ประสิทธิภาพได้ร้อยละ 100 เนื่องจาก ถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในกระบวนการดูดซับมลสารนั้นเกิดการแตกจากการกระทบกับใบพัดเครื่องสูบน้ำ และการศึกษาน้ำเสียสังเคราะห์ คุณสมบัติของน้ำเสียยังมีความแตกต่างจากน้ำเสียจริงจึงต้องทำการศึกษาน้ำเสียจริงเพื่อให้ผลของงานวิจัยถูกต้องและแม่นยำที่สุด

ลิแกนด์ที่มาจากน้ำเสียของโรงงานผลิตกระดาษนั้น นอกจากจะทำให้เกิดสีในน้ำทิ้งแล้ว ยังส่งผลทำให้ระบบการหายใจของสิ่งมีชีวิตในน้ำขัดข้อง ทำให้งานวิจัยเรื่องการพัฒนาระบบการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ เพื่อใช้ในการบำบัดสีที่เกิดจากลิแกนด์ในกระบวนการผลิตนั้น เป็นที่น่าสนใจในการนำมาวิจัยเพื่อนำมาใช้ในการกำจัดลิแกนด์ออกจากน้ำเสีย โดยเราสามารถนำผลงานวิจัยของ Rastogi K. และคณะ (2008) ลักชิกา กองวิเชียร (2556) และ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) เรื่องการนำไฮโดรไซโคลนมาใช้ในการวิจัย มาใช้เปรียบเทียบในงานวิจัยนี้และทำการพัฒนาประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลนให้สูงขึ้น รวมไปถึงการนำข้อมูลจากสมการทำนายการดูดซับของ ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจการ (2556) มาใช้เป็นแนวทางในการสร้างสมการทำนายการดูดซับลิแกนด์

บทที่ 3

ขั้นตอนและวิธีการดำเนินงานวิจัย

3.1 วัสดุอุปกรณ์และสารเคมี

3.1.1 วัสดุอุปกรณ์

1. ไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร แสดงตั้งรูปและตารางที่ 4.1
2. ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 บริษัท Calgon carbon corporation
3. ถังสำหรับกวนผสมพร้อมเครื่องกวนผสม ชนิด Rushton turbine ขนาด 1.1 กิโลวัตต์
4. ถังเตรียมและเก็บน้ำดิบขนาด 1000 ลิตร
5. มาตรวัดความดัน
6. เครื่องสูบน้ำ ชนิด Screw rotary displacement pump ขนาด 5.5 กิโลวัตต์
7. เครื่องเขย่า (Orbital shaker)
8. เครื่องวัดพีเอช
10. ขวดรูปชมพู่ขนาด 100 มิลลิลิตร
11. เครื่องชั่งละเอียด
12. กระดาษกรอง GF/C 0.45 ไมครอน
13. ตู้อบที่ปรับอุณหภูมิได้ ยี่ห้อ WTB Binder
14. นาฬิกาจับเวลา
15. ขวดพลาสติกสำหรับเก็บน้ำตัวอย่าง
16. เทอร์โมมิเตอร์
17. ปีกเกอร์ ขนาด 200 ml
18. ปีกเกอร์ ขนาด 1000 ml
19. หลอดทดลอง
20. ถังมือยาง
21. Syringe 10 ml
22. Syringe filter 0.45micron 25mm

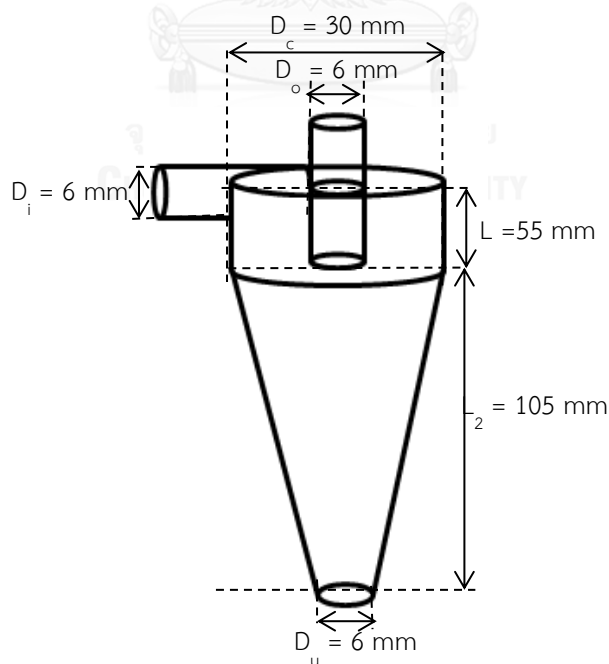
3.1.2 เครื่องมือที่ใช้วิเคราะห์ผลการทดลอง

1. หลอดเนสเลอร์ (Nessler Tubes) ทรงสูง ความจุ 50 มิลลิเมตร
2. เครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์

3. ชุดอุปกรณ์การกรองเพื่อวิเคราะห์ของแข็งแขวนลอย
4. ป้อนชุดสูญญากาศ
5. ชุดกรวยกรองบุคเนอร์
6. เครื่องสูบน้ำเข้าถังปฏิกิริยาชนิดซึมเมอร์ส

ตารางที่ 3.1 รายละเอียดเฉพาะไฮโดรไซโคลนแบบ Bradley ที่ใช้ในงานวิจัย

รายละเอียด	ขนาด
- เส้นผ่านศูนย์กลางไฮโดรไซโคลน (D_c)	35
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางเข้า (D_i)	6
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านบน (D_o)	6
- เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่าง (D_u)	6
- ความยาวของช่องทางออกด้านบนที่ยื่นเข้ามาภายในไฮโดรไซโคลน (L)	20
- ความยาวทั้งหมดของไฮโดรไซโคลน (H)	205
- ความยาวของส่วนทรงกระบอก (h)	55
- ความยาวของส่วนกรวย (L_2)	105



รูปที่ 3.1 รายละเอียดของไฮโดรไซโคลนที่ใช้ในงานวิจัย (ลักขิกา กองวิเชียร, 2556)

3.2 การวิเคราะห์

การวิเคราะห์สารประกอบลิกนินที่มีอยู่ในน้ำเสียตัวอย่าง

การวิเคราะห์ด้วยเครื่อง FTIR (Fourier Transform Infrared Spectrometer)

FTIR เป็นเครื่องมือที่ใช้ในการวิเคราะห์ ตรวจสอบ โครงสร้างของสารด้วยการวัดการดูดกลืนรังสีที่อยู่ในช่วงอินฟราเรด ที่อยู่ในช่วงเลขคลื่น (Wave number) ประมาณ $12800 - 10 \text{ cm}^{-1}$ ซึ่งสามารถวิเคราะห์ตัวอย่างได้ทั้ง ของแข็ง ของเหลว และก๊าซ เมื่อโมเลกุลของสารดูดกลืนรังสีอินฟราเรดเข้าไปจะทำให้พันธะในโมเลกุลเกิดการสั่น ทำให้เกิดการเปลี่ยนแปลงของโมเลกุล ซึ่งสารอินทรีย์แต่ละชนิดจะมีค่าความถี่ของการสั่นที่จำเพาะและแตกต่างกันไป ทำให้สามารถนำเทคนิคนี้มาใช้ในการวิเคราะห์โครงสร้างและชนิดของสารอินทรีย์ได้ โดยการแสดงผลที่ได้จากการวิเคราะห์ด้วยเทคนิคนี้จะแสดงเป็นความสัมพันธ์ระหว่าง Wave number กับ Transmittance ซึ่งเรียกว่า Infrared spectrum

การวิเคราะห์ปริมาณตะกอนที่มีอยู่ในน้ำเสียตัวอย่าง

การวิเคราะห์ด้วยการหาปริมาณของแข็งแขวนลอย สารแขวนลอยหมายถึง ปริมาณสารที่เหลือค้างอยู่บนกระดาษกรองหลังจากการกรองน้ำตัวอย่างผ่านกระดาษกรองใยแก้ว และทำการระเหยน้ำออกจากกระดาษกรองแล้ว สารแขวนลอยมีประโยชน์มากสำหรับการวิเคราะห์น้ำเพราะเป็นค่าที่บอกถึงความสกปรกของน้ำเสียนั้น

ตัวถูกดูดซับ (ลิกนิน)

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

ตัวกลางดูดซับ

วัสดุที่นำมาใช้เป็นตัวกลางดูดซับนั้นคือถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 ของบริษัท Calgon Carbon Corporation ซึ่งสามารถหาซื้อได้ตามท้องตลาด

ตารางที่ 3.2 สมบัติของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

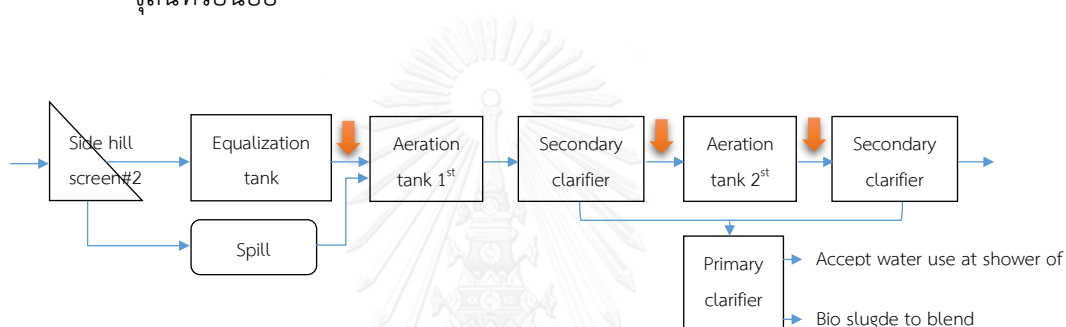
รายละเอียด	Filtrisorb200
1. Particle Size Distribution (US Mesh Size)	12x40
2. Iodine Number	MIN. 850
3. ASH Content (% w/w)	-
4. PH	-
5. Apparent Density (g/cc)	0.58
6. True Density (g/cc)	2.11
7. Hardness Number (%)	-
8. Moisture Content (ASTM D 2867) (% w/w)	MAX.2
9. Surface Area (m ² /g)	850

3.3 แผนการทดลอง

ในงานวิจัยนี้ได้แบ่งการทดลองออกเป็น 6 การทดลอง

การทดลองที่ 1 เป็นการศึกษาคุณสมบัติของน้ำเสียและเก็บข้อมูลเพื่อดูความเปลี่ยนแปลงในช่วงเวลาต่าง ๆ ณ จุด 3 จุด โดยพิจารณาจากความแตกต่างขององค์ประกอบในน้ำเสีย คือ

- น้ำเสียก่อนเข้าถึงเติมอากาศ ที่มีความเข้มข้นของลิกนินสูงแต่ไม่มีตะกอนจุลินทรีย์
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 1 ที่มีความเข้มข้นลิกนินไม่สูงแต่ปริมาณตะกอนจุลินทรีย์สูง
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2 ที่มีความเข้มข้นลิกนินไม่สูงและปริมาณตะกอนจุลินทรีย์น้อย



รูปที่ 3.2 แผนผังจุดเก็บน้ำเสียจากระบบบำบัดน้ำเสีย

เพื่อนำมาใช้ในการออกแบบการทดลอง โดยเก็บค่า

- ความเข้มข้น
- ความเข้มข้นลิกนิน
- ปริมาณตะกอน
- พีเอช
- อุณหภูมิ

การทดลองที่ 2 ทำการศึกษาจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับลิกนินในน้ำเสียด้วยถ่านกัมมันต์ในห้องปฏิบัติการ

- น้ำเสียก่อนเข้าถึงเติมอากาศ
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 1
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2

การทดลองที่ 3 ศึกษาประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดด้วยไฮโดรไซโคลอนในน้ำเสียจริง

การทดลองที่ 4 เป็นการทดลองเพื่อเปรียบเทียบจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับลิแกนด์ในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดแบบ batch โดยใช้ปริมาณของถ่านกัมมันต์ในการดูดซับที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 2

การทดลองที่ 5 ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนเพื่อวิเคราะห์หาอัตราการไหลของน้ำเสียที่ต้องการบำบัดและปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด รวมทั้งศึกษาถึงเวลาการกักเก็บตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมในระบบ และเวลาที่ตัวกลางดูดซับจะหมดประสิทธิภาพ

การทดลองที่ 6 เป็นการทดลองเพื่อหาอัตราการไหลของน้ำเสียลิแกนด์ ปริมาณและระยะเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่เหมาะสมในการเดินระบบไฮบริดแบบ continuous โดยเลือกค่าพารามิเตอร์ที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 1 2 3 4 และ 5

การวิเคราะห์ เพื่อให้ทราบความเป็นไปได้ในการใช้ถังปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) และข้อมูลการออกแบบระบบไฮบริดเบื้องต้น รวมทั้งนำค่าที่ได้จากการทดลองมาสร้างสมการทำนายระยะเวลาที่เหมาะสมในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในระบบ

3.4 วิธีการดำเนินงานวิจัย

3.4.1 การทดลองที่ 1 ศึกษาลักษณะของน้ำเสีย

1. เก็บน้ำเสียจากจุด 3 จุดคือ

- น้ำเสียก่อนเข้าถังเติมอากาศ
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 1
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2

ทำการวัดอุณหภูมิ และค่าพีเอช

2. นำน้ำเสียที่เก็บมาจากจุดต่างๆ ไปวิเคราะห์หาค่าของแข็งทั้งหมด

3. นำน้ำเสียตัวอย่างที่ผ่านกระดาษกรอง มาวิเคราะห์หาความเข้มข้นของลิแกนด์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

4. นำค่าการดูดกลืนแสงมาเปรียบเทียบกับกราฟมาตรฐานที่สร้างขึ้นเพื่อเปรียบเทียบความเข้มข้นของลิแกนด์ในน้ำเสียและค่าการดูดกลืนแสง

ผลที่คาดว่าจะได้รับ คือ ทราบถึงช่วงความแปรปรวนของน้ำเสีย เพื่อนำข้อมูลไปใช้ในการพิจารณาเลือกจุดที่เหมาะสมในการติดตั้งระบบไฮบริดและใช้ออกแบบการทดลองขั้นต่อไป

ตารางที่ 3.3 ข้อมูลที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 1

จุดเก็บน้ำ	ความเข้มข้น	ความเข้มข้น ลิกนิน	ปริมาณ ตะกอน	พีเอช	อุณหภูมิ
1. น้ำเสียก่อนเข้าถังเติม อากาศ 2. น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติม อากาศชั้นที่ 1 3. น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติม อากาศชั้นที่ 2					

3.4.2 การทดลองที่ 2 การทดลองการดูดซับในห้องปฏิบัติการ

เพื่อศึกษาผลกระทบของของตะกอนของแข็งต่อประสิทธิภาพในการดูดซับลิกนินในน้ำเสีย และศึกษาความแตกต่างการดูดซับลิกนินของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในน้ำเสียจริง รวมไปถึง จลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับ

โดยใช้น้ำเสียจากจุด 3 จุดคือ

- น้ำเสียก่อนเข้าถังเติมอากาศ
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 1
- น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2

ตารางที่ 3.4 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 2

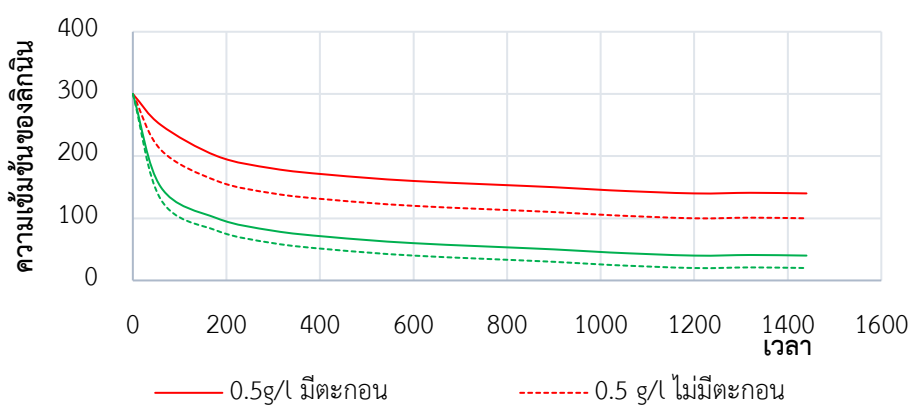
ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อุณหภูมิ	จากการทดลองที่ 1
2. ความเร็วรอบการกวนผสม	200 รอบต่อนาที
3. ความเข้มข้นของน้ำเสีย	จากการทดลองที่ 1
4. ชนิดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	Filtrisorb 200
5. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	12x40 เมช (1.68x0.5 มิลลิเมตร)
6. พีเอช	การทดลองที่ 1
7. ปริมาณตัวกลางดูดซับ	0.1 0.5 1 5 10 20 และ 30 กรัมต่อลิตร
8. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่ (มิลลิกรัมต่อลิตร)	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร แล้วนำมาเทียบกับกราฟมาตรฐาน

1. เก็บน้ำเสียก่อนเข้าถังเติมอากาศ นำน้ำเสียมาวิเคราะห์หาความเข้มข้นด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
2. แบ่งน้ำเสียเป็น 2 ส่วน
 - ส่วนที่ 1 ทำการกรองเพื่อแยกตะกอนของแข็งออกจากน้ำเสียและทำการวิเคราะห์ปริมาณตะกอนของแข็งที่อยู่ในน้ำ
 - ส่วนที่ 2 ไม่ผ่านการกรอง ยังคงมีตะกอนของแข็งอยู่ในน้ำโดยทราบความเข้มข้นของแข็งจากน้ำส่วนที่ 1
3. นำถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช จำนวน 0.005 กรัม (ปริมาณตัวกลางดูดซับ 0.1 กรัมต่อลิตร) ใส่ในขวดรูปชมพู่ปริมาตร 100 มิลลิลิตร ทั้งหมด 10 ขวด โดย 1 ขวด แทน 1 ตัวอย่าง
4. นำน้ำเสียส่วนที่ 1 ปริมาตร 50 มิลลิลิตร ใส่ลงในขวดรูปชมพู่ที่บรรจุถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดดังข้อที่ 1
5. นำขวดรูปชมพู่ทั้งหมด ไปเข้าเครื่องเขย่าโดยปรับความเร็วรอบที่ 200 รอบต่อนาที
6. เก็บตัวอย่างน้ำที่เวลา 60 180 300 420 600 900 1020 1200 1320 และ 1440 นาที เมื่อครบตามเวลาที่กำหนดให้นำขวดรูปชมพู่ขวดที่หนึ่ง ไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นที่เหลืออยู่
7. นำตัวอย่างน้ำเสียไปกรองด้วยกระดาษกรองใยแก้ว GF/C 0.45 ไมครอน เพื่อแยกตัวกลางดูดซับออกจากตัวอย่างน้ำเสีย
8. นำตัวอย่างน้ำเสียมาวิเคราะห์หาความเข้มข้นด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
9. เมื่อครบตามเวลาที่กำหนดให้นำขวดรูปชมพู่ขวดถัดไป มาวิเคราะห์ข้อมูลดังข้อ 7 - 8 จนครบ 10 ขวด
10. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 3-9 โดยเปลี่ยนเป็นน้ำเสียในส่วนที่ 2
11. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 3-10 โดยใช้ปริมาณ GAC 0.5 กรัมต่อลิตร จนถึง 30 กรัมต่อลิตร
12. ทำการทดลองเช่นเดียวกันกับ 1 - 11 โดยเปลี่ยนจุดเก็บน้ำตัวอย่าง เป็นน้ำเสียที่ออกจากถังเติมอากาศชั้นที่ 1 และน้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2 ตามลำดับ โดยน้ำเสีย 2 ส่วนนี้ต้องผ่านการตกตะกอนในบ่อพักเพื่อลดปริมาณตะกอนของแข็งที่ตกตะกอนได้ง่ายลงก่อน
13. นำข้อมูลมาสร้างเป็นกราฟความสัมพันธ์ระหว่างเวลา (t) กับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินที่เหลืออยู่ (C_t) เพื่อให้ได้เวลาที่กระบวนการดูดซับเข้าสู่สมดุล
14. นำข้อมูลมาเขียนกราฟระหว่างความเข้มข้นของน้ำเสียสังเคราะห์ที่สภาวะสมดุล (C_e) และความสามารถในการดูดซับลิกนิน (q_e) ของถ่านกัมมันต์

15. นำข้อมูลมาสร้างกราฟเพื่อหาอัตราการเกิดปฏิกิริยาที่เหมาะสมของกระบวนการดูดซับ (Gulnaz และคณะ, 2006)

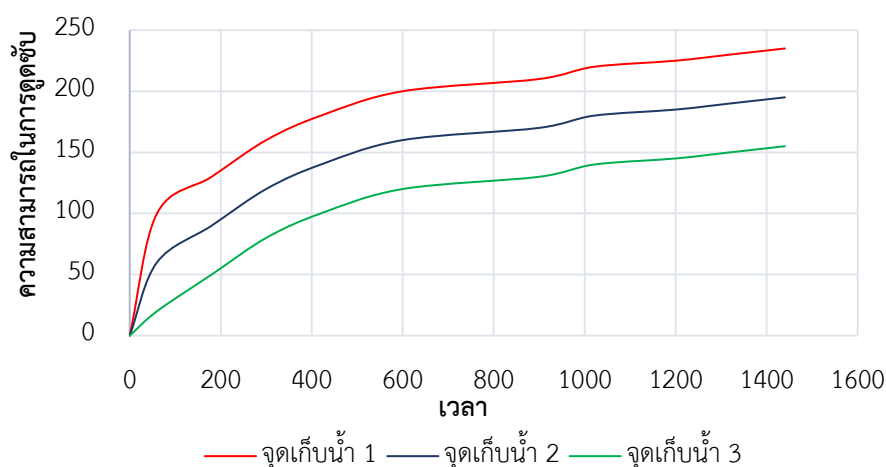
ผลที่คาดว่าจะได้รับ คือ ทราบถึงผลกระทบจากปริมาณตะกอนของแข็งต่อจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับปริมาณของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่เหมาะสมกับน้ำเสียเพื่อนำไปใช้ในระบบไฮบริด และการเลือกใช้กระบวนการไฮบริดในจุดต่างๆของการบำบัดน้ำเสีย

สามารถนำผลการทดลองมาสร้างกราฟเพื่อให้ทราบปริมาณถ่านกัมมันต์ที่เหมาะสมและผลของตะกอนต่อประสิทธิภาพการดูดซับลิกลินิน



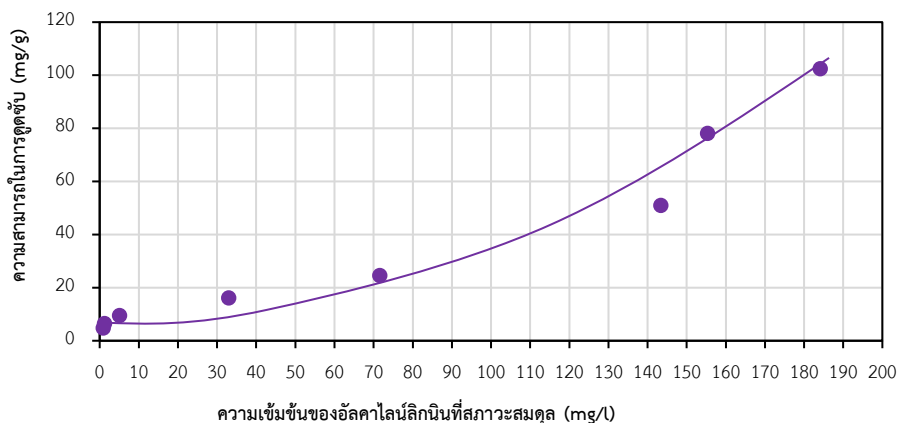
รูปที่ 3.3 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นลิกลินินกับเวลา

สร้างกราฟเปรียบเทียบความเหมาะสมเพื่อเลือกใช้กระบวนการไฮบริด ณ จุดเก็บน้ำที่ต่างกัน



รูปที่ 3.4 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความสามารถในการดูดซับลิกลินินกับเวลา

สามารถสร้างกราฟไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลน์ลิทมิ้นและถ่านกัมมันต์เพื่อใช้ในการทดลองต่อไป



รูปที่ 3.5 กราฟไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลน์ลิทมิ้นและถ่านกัมมันต์

3.4.3 การทดลองที่ 3 ศึกษาพารามิเตอร์ที่มีผลต่อประสิทธิภาพการการแยกถ่านกัมมันต์

ศึกษาผลกระทบของตะกอนจากบ่อเติมอากาศในน้ำเสียจริง ต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดของไฮโดรไซโคลน

ตารางที่ 3.5 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3

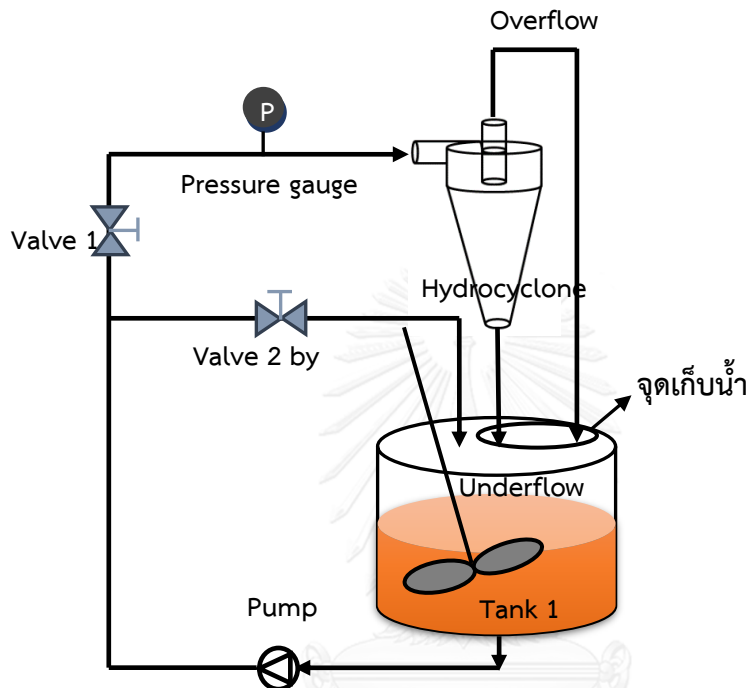
ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. ขนาดของไฮโดรไซโคลน	30 มิลลิเมตร
2. ชนิดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	Filtrisorb 200
3. ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	150 กรัม
4. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	12x40 เมช
5. ความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน	0.5 บาร์
ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ปริมาณตะกอน	การกรองหาปริมาณของแข็งแขวนลอยที่เหลืออยู่บนกระดาษกรองเมื่อนำไปอบที่อุณหภูมิ 105 องศาเซลเซียส
2. ปริมาณถ่านกัมมันต์	นำน้ำตัวอย่างใส่ถ้วยกระเบื้องและอบที่อุณหภูมิ 550-600 องศาเซลเซียส

1. ทดลองด้วยไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่างของไฮโดรไซโคลน 6 มิลลิเมตร
2. เติมถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดขนาด 12×40 เมช ปริมาณ 150 กรัม ลงในถังพลาสติก ขนาด 350 ลิตร ที่บรรจุน้ำประปา 300 ลิตร
3. เดินเครื่องสูบน้ำ และปรับความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลนโดยการปรับอัตราการไหลที่เส้นการไหลอ้อม (By pass) 0.5 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. นำข้อมูลมาสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างประสิทธิภาพลดกับความดันลด และขนาดของถ่านกัมมันต์ ที่เวลาใดๆ

ผลที่คาดว่าจะได้รับ เปรียบเทียบประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดระหว่างน้ำเสียจริงซึ่งมีตะกอนจากบ่อเติมอากาศและน้ำเสียสังเคราะห์

3.4.4 การทดลองที่ 4 ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

เพื่อวิเคราะห์หาจุดสมดุลของการดูดซับและปริมาณตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมกับระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการดูดซับลิควินิน



รูปที่ 3.6 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 3

ตารางที่ 3.6 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3

ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อุณหภูมิ	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
2. ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสีย	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
3. พีเอช	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
4. เส้นผ่านศูนย์กลางกลางของไฮโดรไซโคลน	30 มิลลิเมตร
5. ความดันที่จ่ายเข้าไฮโดรไซโคลน	0.5 บาร์
7. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	12x40 เมช
8. ปริมาณตัวกลางดูดซับ	จากการทดลองที่ 2
9. แหล่งเก็บน้ำเสีย	จากการทดลองที่ 2

ตารางที่ 3.6 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 3 (ต่อ)

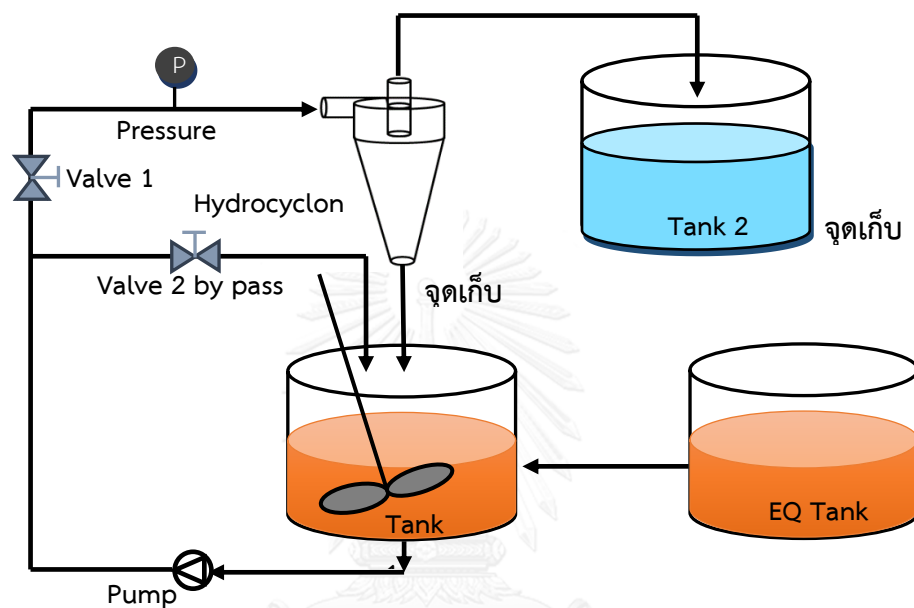
ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

1. สูบน้ำเสียจากถังพักน้ำเข้าสู่ถังกวนผสมที่ 1 (Tank-T1) ปริมาณ 200 ลิตร (อาจจะต้องผ่านกระบวนการกรองเพื่อกำจัดตะกอนของแข็งทั้งหมด พิจารณาจากการทดลองที่ 2)
2. นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของลิกันินที่ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร และทำการเดินระบบ
3. เลือกปริมาณถ่านกัมมันต์ที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 2 ใส่ลงไปจนถึงที่ 1 (Tank-T1) และเริ่มจับเวลา
4. เก็บน้ำตัวอย่างในถังที่ 1 (Tank-T1) จากช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลาที่กำหนด คือ เวลา 15 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ
5. นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของลิกันินที่เหลืออยู่ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
6. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-5 โดยเปลี่ยนปริมาณถ่านกัมมันต์ให้เท่ากับการทดลองที่ 2
7. นำข้อมูลไปเขียนกราฟระหว่างความสัมพันธ์ระหว่างความสามารถของตัวกลางดูดซับในการกำจัดอัลคาไลน์ลิกันิน กับเวลา
8. นำข้อมูลไปเขียนกราฟระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันินที่สภาวะสมดุล (C_e) และความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันิน (q_e)

ผลที่คาดว่าจะได้รับ สร้างกราฟเปรียบเทียบจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับระหว่างในห้องปฏิบัติการ และในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

3.4.5 การทดลองที่ 5 ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮดรอลิไซโคลน

เพื่อวิเคราะห์หาอัตราการไหลของน้ำเสียที่ต้องการบำบัดและปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดรวมทั้งศึกษาถึงเวลาการกักเก็บตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมในระบบ และเวลาที่ตัวกลางดูดซับจะหมดประสิทธิภาพ



รูปที่ 3.7 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 4

ตารางที่ 3.7 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 4

ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อุณหภูมิ	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
2. ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสีย	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
3. พีเอช	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
4. เส้นผ่านศูนย์กลางของไฮดรอลิไซโคลน	30 มิลลิเมตร
5. ความดันที่จ่ายเข้าไฮดรอลิไซโคลน	0.5 บาร์ (สุภนิช เลิศลาภวสิน 2558)
6. เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่างของไฮดรอลิไซโคลน	6 มิลลิเมตร
7. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	12x40 เมช
8. ปริมาณตัวกลางดูดซับ	จากการทดลองที่ 2
9. อัตราการไหลของน้ำเสีย	0.5 และ 1 ลิตรต่อนาที

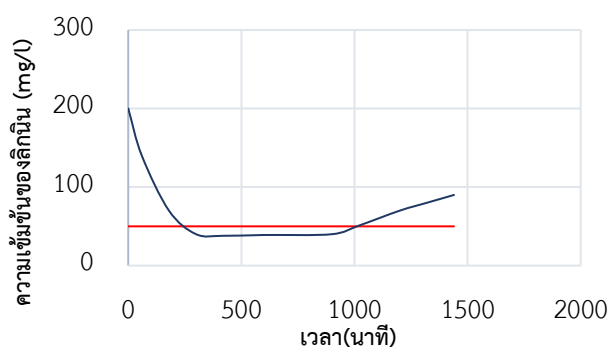
ตารางที่ 3.7 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 4 (ต่อ)

ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

1. นำน้ำเสียจากถัง EQ ปริมาณ 200 ลิตรบรรจุในถังที่ 1 (Tank-T1)
2. นำถ่านกัมมันต์ใส่ลงไปในถังที่ 1 กำหนดปริมาณจากการทดลองที่ 2 และ 3
3. ให้น้ำเสียที่มีความเข้มข้นคงที่ ไหลเข้าสู่ถังจนผสมตลอดเวลาด้วยอัตราการไหล 0.5 ลิตรต่อนาที
4. เก็บน้ำตัวอย่างในถังที่ 1 จากช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลาที่กำหนด คือ 15 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ
5. นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่เหลืออยู่ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
6. ทำการทดลองเช่นเดียวกับข้อ 1-5 โดยเปลี่ยนอัตราการไหลของน้ำเสียเป็น 1 ลิตรต่อนาที
7. เขียนกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่เหลืออยู่และเวลา

ผลที่คาดว่าจะได้รับ คือ ใช้ข้อมูลจากการทดลองร่วมกับสมการการทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนหมดความสามารถในการดูดซับเพื่อหา อัตราการไหลของน้ำเสียลิทมิเนนที่ต้องการบำบัด (Q_L) และปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด (m) ต่อประสิทธิภาพในการกำจัดลิทมิเนนของระบบไฮบริด

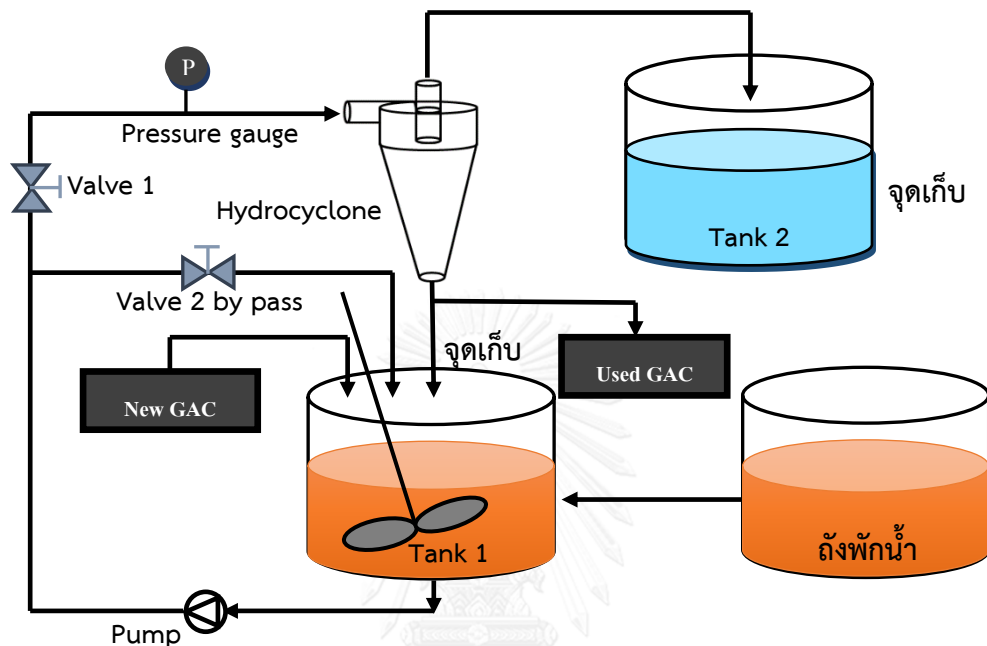
ทราบถึงเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ในระบบ (SRT) และเวลาที่ตัวดูดซับจะหมดประสิทธิภาพ (T_E) โดยสร้างกราฟเพื่อหา breakthrough curve ของการดูดซับลิทมิเนน



รูปที่ 3.8 กราฟแสดงเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ในระบบ (SRT)

3.4.6 การทดลองที่ 6 ทำการทดลองแบบต่อเนื่อง (continuous) ในระบบไฮดรอลิไซโคลน

เป็นการทดลองเพื่อหาอัตราการไหลของน้ำเสียลิกนิน ปริมาณและระยะเวลาในการกักเก็บ ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่เหมาะสมในการเดินระบบไฮดรอลิไซโคลนแบบ continuous โดยเลือกค่าพารามิเตอร์ที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 1 2 3 และ 4



รูปที่ 3.9 แผนภาพการติดตั้งอุปกรณ์เพื่อทำการทดลองที่ 5

ตารางที่ 3.8 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 5

ตัวแปรควบคุม	ค่าที่ใช้ในการทดลอง
1. อุณหภูมิ	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
2. ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสีย	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
2. พีเอช	ขึ้นอยู่กับสภาพจริง
3. เส้นผ่านศูนย์กลางของไฮดรอลิไซโคลน	30 มิลลิเมตร
4. เส้นผ่านศูนย์กลางท่อทางออกด้านล่างของไฮดรอลิไซโคลน	4 มิลลิเมตร
5. ความดันจ่ายเข้าไฮดรอลิไซโคลน	0.5 บาร์ (สุภนิช เลิศลาภวสิน 2558)
6. ขนาดของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด	12x40 เมช
7. อัตราการไหลของน้ำเสีย	จากการทดลองที่ 4
8. ปริมาณตัวกลางดูดซับเริ่มต้น	จากการทดลองที่ 4

ตารางที่ 3.8 ตัวแปรที่ทำการศึกษาในการทดลองที่ 5 (ต่อ)

ตัวแปรตาม	การวิเคราะห์
1. ความเข้มข้นที่เหลืออยู่	ทำการวิเคราะห์ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร

1. นำน้ำที่มีความเข้มข้นเท่ากับการทดลองที่ 4 ปริมาณ 200 ลิตร บรรจุในถังที่ 1
2. ให้น้ำเสียไหลเข้าสู่ถังจนผสมตลอดเวลาด้วยอัตราการไหลที่เหมาะสมจากการทดลองที่ 4
3. นำถ่านกัมมันต์ใส่ลงไปในถังที่ 1 กำหนดปริมาณจากการทดลองที่ 2 และ 3
4. เติมถ่านกัมมันต์เข้าถังจนผสม ด้วยอัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ จากการทดลองที่ 4 และเอาออกให้เท่ากัน
5. เก็บตัวอย่างในถังที่ 2 จากช่องทางออกด้านบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลาที่กำหนด คือ 30, 60, 120, 180, 240 นาที ตามลำดับ
6. นำตัวอย่างไปวิเคราะห์หาความเข้มข้นของลิกนินที่เหลืออยู่ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ โดยวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร
7. คำนวณความสามารถในการดูดซับของตัวกลางดูดซับ จาก

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

Q คือ อัตราการไหลของน้ำเสีย (ลิตรต่อนาที)

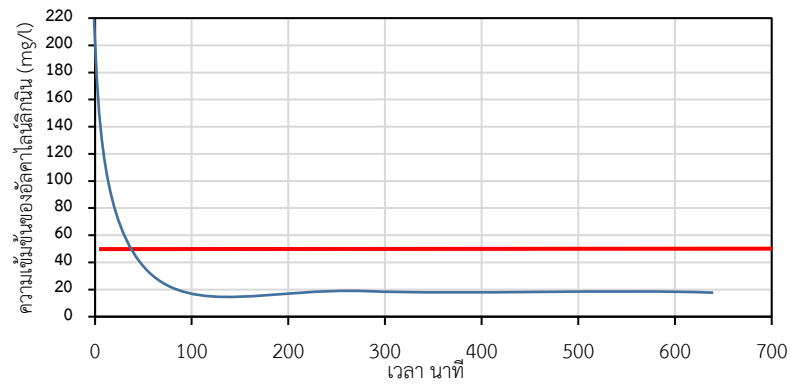
L_s คือ อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ (กรัมต่อนาที)

C_0 คือ ความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสีย (มิลลิกรัมต่อลิตร)

C_e คือ ความเข้มข้นที่จุดสมดุลของ น้ำเสีย (มิลลิกรัมต่อลิตร)

q_e คือ ความสามารถในการดูดซับของตัวตัวกลาง ณ จุดสมดุล (มิลลิกรัมต่อกรัม)

ผลที่คาดว่าจะได้รับ คือ ทราบความเป็นไปได้ในการใช้ถังปฏิกรณ์แบบถังกวนต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) และข้อมูลการออกแบบระบบไฮบริด



รูปที่ 3.10 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของลิกนินกับเวลา



บทที่ 4

ผลการทดลองและการวิเคราะห์ข้อมูล

น้ำเสียที่ใช้ในงานวิจัยนี้เป็นน้ำเสียจากโรงงานผลิตเยื่อกระดาษ (บริษัท สยามคราฟท์ อุตสาหกรรม จำกัด) โดยภายในงานวิจัยได้แบ่งการทดลองออกเป็น 6 ส่วน คือ

(1) การศึกษาลักษณะของน้ำเสียจริง เพื่อเก็บข้อมูลความแปรปรวนของพารามิเตอร์ต่าง ๆ ในน้ำเสียที่อาจจะส่งผลต่อการทำงานของระบบไฮบริด

(2) การทดลองแบบทีละเทในห้องปฏิบัติการ เพื่อเลือกจุดที่เหมาะสมในการติดตั้งระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน รวมทั้งศึกษาไอโซเทอมและจลนศาสตร์การดูดซับในน้ำเสียจริง

(3) ศึกษาประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเคล็ดด้วยไฮโดรไซโคลนในน้ำเสียจริง

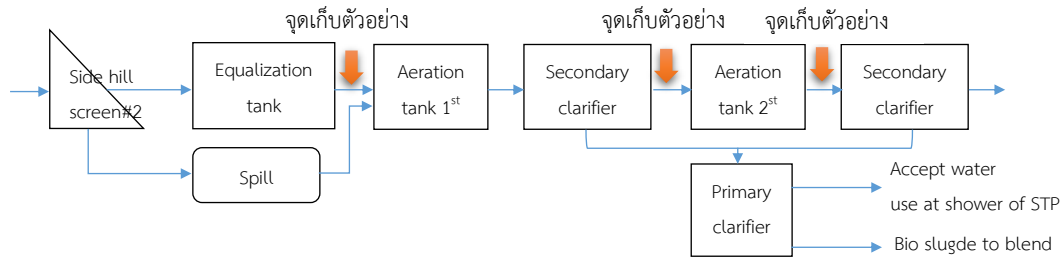
(4) ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อเปรียบเทียบทั้งจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน และหาเวลาน้อยที่สุดที่น้ำเสียต้องอยู่ในระบบ

(5) ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อศึกษาพารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อการดำเนินการของระบบไฮบริด ได้แก่ ปริมาณและระยะเวลาในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ชนิดเคล็ดไว้ในระบบ

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

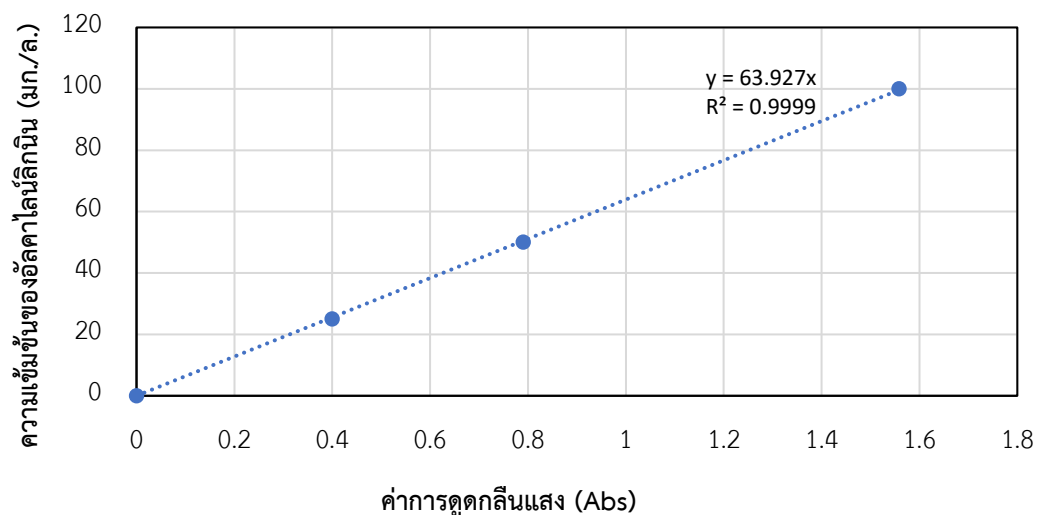
4.1 ผลการศึกษาลักษณะของน้ำเสีย

ทำการเก็บตัวอย่างน้ำเสียจริงจากระบบบำบัดน้ำเสีย ETP 3 ของบริษัท Siam Kraft วันละ 3 ตัวอย่าง คือ น้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัดน้ำเสีย น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 และน้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2 ก่อนเติมสารช่วยในการตกตะกอน หลังจากนั้นทำการวัดปริมาณตะกอนในน้ำเสีย นำน้ำที่ผ่านการกรองไปวัดค่า ADMI และการดูกลิ่นแฉงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร ด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ ค่าที่อ่านได้จะถูกนำไปแปลงเป็นค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทโดยค่าคงที่จากกราฟมาตรฐาน



รูปที่ 4.1 จุดเก็บตัวอย่างน้ำเสียจริงจากบริษัท Siam Kraft

กราฟมาตรฐานสามารถสร้างได้จากกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินในน้ำสังเคราะห์และค่าดูดกลืนแสงที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร โดยทำการเตรียมน้ำเสียสังเคราะห์ของอัลคาไลน์ลิทินที่มีความเข้มข้นหลายๆค่า หลังจากนั้นนำน้ำเสียสังเคราะห์ที่เตรียมแต่ละค่าไปวัดค่าการดูดกลืนแสงด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ กราฟความสัมพันธ์ดังกล่าวแสดงดังรูปที่ 4.2



รูปที่ 4.2 กราฟมาตรฐานอัลคาไลน์ลิทิน

จากรูปที่ 4.2 จะได้สมการความสัมพันธ์ตามสมการที่ 4.1

$$\text{ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทิน (มก./ล.)} = 63.927 \times \text{Abs} \quad (4.1)$$

4.1.1 น้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัด

ลักษณะทางกายภาพ

ลักษณะทางกายภาพของน้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัดน้ำเสีย นั้นมีสีน้ำตาลเข้ม มีกลิ่น และมีตะกอน ดังแสดงในรูปที่ 4.3



รูปที่ 4.3 น้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัด

ลักษณะทางเคมี

ทำการเก็บตัวอย่างในช่วงเวลาต่าง ๆ เพื่อให้ทราบความเปลี่ยนแปลงของน้ำเสียและทำการวัดปริมาณตะกอน อุณหภูมิ พีเอช ของแข็งแขวนลอย ความเข้มข้น และ วัดความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้น โดยแสดงข้อมูลดังตารางที่ 4.1

ตารางที่ 4.1 พารามิเตอร์ของน้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัด

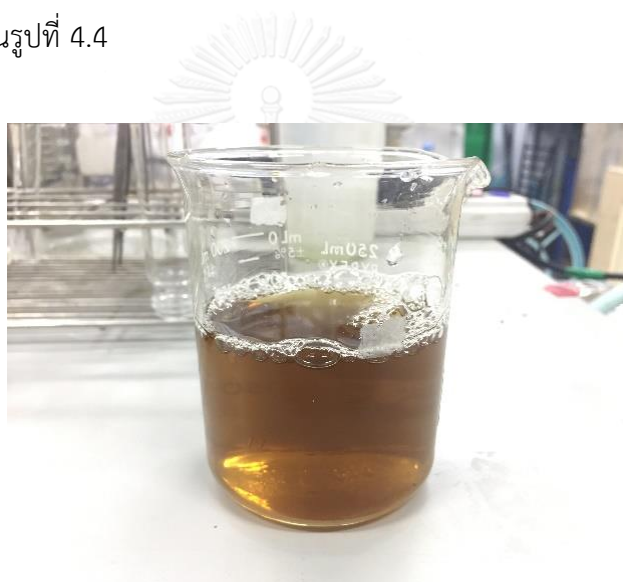
วันที่	SS(mg/l)	Temp	pH	TDS(mg/l)	ความเข้มข้น (ADMI)	ความเข้มข้นลิทมิ้น (mg/l)
6/3/2559	1,204	33.9	10.16	1,338	4,320	2,322
6/7/2559	1,040	30.8	10.58	2,620	6,560	2,186
6/8/2559	1,955	30.2	8.23	1,599	3,600	1,864
6/9/2559	1,550	30.4	9.66	2,790	7,000	2,808
6/10/2559	1,035	34.5	7.64	1,281	3,040	1,795
6/11/2559	2,335	29.1	7.82	2,240	5,800	2,928
6/12/2559	1,455	31.9	7.12	2,010	4,480	3,457

จากการตรวจวัดได้ ค่าปริมาณตะกอน 1,000-2,400 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าของแข็งแขวนลอย 1,280-2,620 มิลลิกรัมต่อลิตร เมื่อวัดปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิ้น ด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์ที่มีความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร พบว่ามีปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิ้น 1,800-3,500 มิลลิกรัมต่อลิตร พีเอชเท่ากับ 7.1-10.6 และตรวจวัดค่าความเข้มข้นได้ 3,000-7,000 ADMI

4.1.2 น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1

ลักษณะทางกายภาพ

ลักษณะทางกายภาพของน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 นั้นมีสีน้ำตาลอ่อน มีกลิ่นเหม็น รวมทั้งมีตะกอนจุลินทรีย์จากบ่อเติมอากาศ ซึ่งตะกอนนั้นสามารถแยกออกได้โดยการตกตะกอน ดังแสดงในรูปที่ 4.4



รูปที่ 4.4 น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1

ลักษณะทางเคมี

ทำการเก็บตัวอย่างในช่วงเวลาต่าง ๆ เพื่อให้ทราบความเปลี่ยนแปลงของน้ำเสียและทำการวัดปริมาณตะกอน อุณหภูมิ พีเอช ของแข็งแขวนลอย ความเข้มข้น และ วัดความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้น โดยแสดงข้อมูลดังตารางที่ 4.2

ตารางที่ 4.2 พารามิเตอร์ของน้ำเสีย

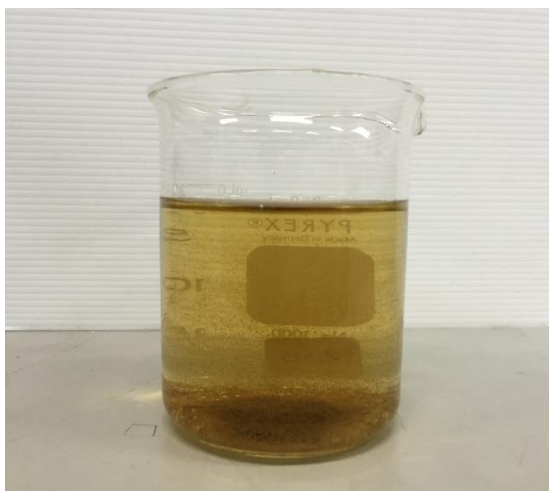
วันที่	SS(mg/l)	Temp	pH	TDS(mg/l)	ความขุ่นสี (ADMI)	ความเข้มข้นลิกนิน (mg/l)
6/2/2559	396	27.4	7.66	2,020	213	114.62
6/3/2559	318	29.2	7.66	2,060	236	121.27
6/7/2559	190	31.5	7.97	2,130	200	99.15
6/8/2559	160	30.1	8.05	1,780	180	88.16
6/9/2559	183	30.0	8.01	2,050	156	82.02
6/10/2559	217	31.5	8.06	2,100	204	97.55
6/11/2559	207	28.9	7.93	2,140	229	122.87
6/12/2559	107	31.2	8.35	2,710	382	148.69

จากการตรวจวัดได้ ค่าปริมาณตะกอน 100-400 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าของแข็งแขวนลอย 1,780-2,710 มิลลิกรัมต่อลิตร เมื่อวัดปริมาณลิกนิน ด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์ที่ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร พบว่ามีปริมาณลิกนิน 82-148 มิลลิกรัมต่อลิตร พีเอชเท่ากับ 7.6-8.4 และตรวจวัดค่าความขุ่นสีได้ 156-382 ADMI

4.1.3 น้ำเสียที่ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2

ลักษณะทางกายภาพ

ลักษณะทางกายภาพของน้ำเสียจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2 นั้นมีสีเหลืองอ่อน มีกลิ่นเหม็น รวมทั้งมีตะกอนจุลินทรีย์จากบ่อเติมอากาศ ซึ่งตะกอนนั้นสามารถแยกออกได้โดยการตกตะกอน ดังแสดงในรูปที่ 4.5



รูปที่ 4.5 น้ำเสียจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2

ลักษณะทางเคมี

ทำการเก็บตัวอย่างในช่วงเวลาต่าง ๆ เพื่อให้ทราบความเปลี่ยนแปลงของน้ำเสียและทำการวัดปริมาณตะกอน อุณหภูมิ พีเอช ของแข็งแขวนลอย ความเข้มข้น และ วัดความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้น โดยแสดงข้อมูลดังตารางที่ 4.3

ตารางที่ 4.3 พารามิเตอร์ของน้ำเสีย

วันที่	SS(mg/l)	Temp	pH	TDS(mg/l)	ความเข้มข้น (ADMI)	ความเข้มข้นลิทมิ้น (mg/l)
6/2/2559	268	27.4	7.77	2,050	211	110.72
6/3/2559	286	29.2	7.86	2,280	243	120.18
6/7/2559	263	31.8	8.13	2,370	249	113.66
6/8/2559	173	29.9	8.24	2,160	211	95.12
6/9/2559	230	30.0	8.26	1,925	161	81.63
6/10/2559	297	31.5	8.14	2,120	181	90.33
6/11/2559	360	28.6	8.02	2,000	197	105.99
6/12/2559	220	30.7	8.03	2,300	230	117.05

จากการตรวจวัดได้ ค่าปริมาณตะกอน 170-360 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าของแข็งแขวนลอย 1,925-2,370 มิลลิกรัมต่อลิตร เมื่อวัดปริมาณลิทมิ้น ด้วยเครื่องยูวี-วิสิเบิล สเปกโตรโฟโตมิเตอร์ที่

ความยาวคลื่น 280 นาโนเมตร พบว่ามีปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิท 81-120 มิลลิกรัมต่อลิตร พีเอช เท่ากับ 7.6-8.4 และตรวจวัดค่าความเข้มข้นได้ 156-382 ADMI

4.1.4 สรุปผลการศึกษาลักษณะน้ำเสีย

จากข้อมูลการเก็บตัวอย่างน้ำเสียพบว่า น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 และน้ำเสียที่ ออกจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 2 มีลักษณะใกล้เคียงกัน จึงทำการศึกษาแค่น้ำเสียที่ออกจากถัง ตกตะกอนชั้นที่ 1 และน้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัดน้ำเสีย ในการทดลอง ชั้นต่อไป

4.2 การทดลองในห้องปฏิบัติการ

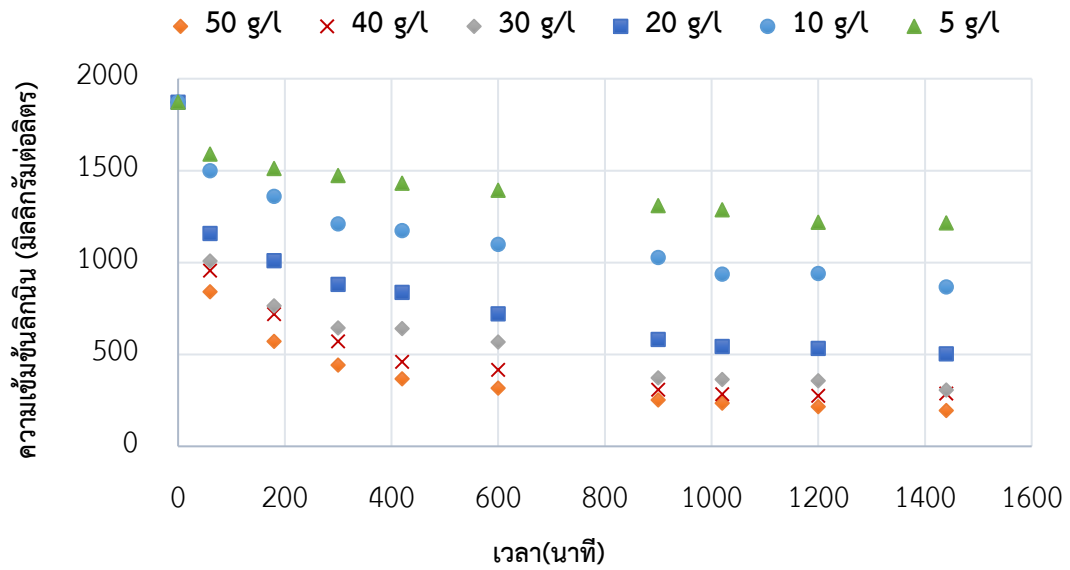
ทำการทดลองในห้องปฏิบัติการ ศึกษาอิทธิพลของปริมาณถ่านกัมมันต์ต่อประสิทธิภาพการ ดูดซับ อิทธิพลของปริมาณตะกอนในน้ำเสียต่อประสิทธิภาพการดูดซับ รวมทั้งศึกษาจลนศาสตร์และ ไอโซเทอมการดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 เนื่องจากถ่านกัมมันต์ชนิดนี้ ดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทได้ดี (สุภนิช เลิศลาภวศิน, 2558) โดยใช้ น้ำเสีย 2 ส่วน คือ น้ำเสียก่อนเข้า ระบบบำบัด และน้ำเสียจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1

4.2.1 น้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด

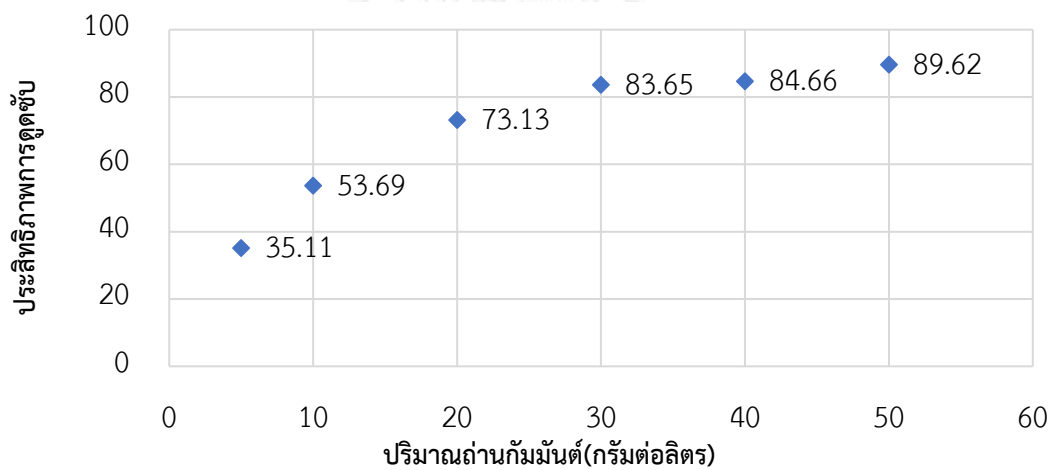
ทำการทดลองในห้องปฏิบัติการเพื่อศึกษา อิทธิพลของปริมาณตัวกลางดูดซับ อิทธิพลของ ปริมาณตะกอน รวมทั้งจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับ

4.2.1.1 ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตัวกลางดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิทเริ่มต้น 1,871 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 9.51 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 5-50 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง โดยหาค่าความสามารถในการดูดซับและ ประสิทธิภาพในการดูดซับ



รูปที่ 4.6 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลไลน์ลิกันที่ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน



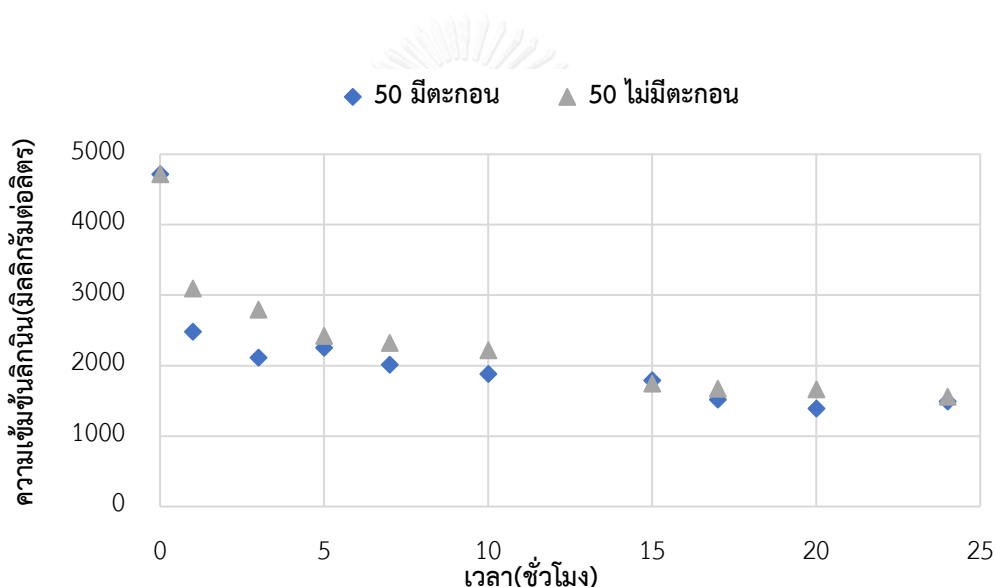
รูปที่ 4.7 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลไลน์ลิกัน
โดยใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน ที่เวลา 1,200 นาที

จากรูปที่ 4.6 จะเห็นได้ว่าเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับมากขึ้น อัตราเร็วในการดูดซับจะเพิ่มขึ้นด้วย เนื่องจากเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับมากขึ้น จะทำให้พื้นที่ผิวสัมผัสที่ใช้ในการดูดซับเพิ่มขึ้น ความเข้มข้นของอัลคาไลไลน์ลิกันจึงลดลงอย่างรวดเร็ว เมื่อพิจารณาถึงประสิทธิภาพการดูดซับ พบว่า เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับมากกว่าหรือเท่ากับ 30 กรัมต่อลิตร ในการดูดซับอัลคาไลไลน์ลิกัน พบว่าประสิทธิภาพในการดูดซับจะสูงขึ้นเล็กน้อยเมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ โดยประสิทธิภาพในการดูดซับเท่ากับร้อยละ 83.65 และ 84.66 เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับปริมาณ

30 และ 40 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ เนื่องจากความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิโนบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับและในสารละลายอยู่ในสภาวะสมดุล จึงทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อย เมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ ดังรูปที่ 4.7 ดังนั้น การเลือกใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 30 กรัมต่อลิตร ก็สามารถนำมาใช้ดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิโนได้อย่างมีประสิทธิภาพ

4.2.1.2 ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตะกอนต่อการดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด โดยใช้ถ่านกัมมันต์ ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 50 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง วัดความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิโน เริ่มต้นได้ 4,715 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่า ADMI ได้ 8,240 ปริมาณตะกอน 1,955 มิลลิกรัมต่อลิตร



รูปที่ 4.8 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิโนในน้ำเสียที่มีตะกอนและไม่มีตะกอน

จากรูปที่ 4.8 จะเห็นได้ว่าถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดสามารถดูดซับลิทมิโนในน้ำเสียที่มีตะกอนและไม่มีตะกอนได้ในปริมาณที่ใกล้เคียงกัน อาจเนื่องมาจากตะกอนจากโรงต้มเยื่อกระดาษเป็นตะกอนเยื่อไม้ซึ่งมีขนาดใหญ่กว่าขนาดรูพรุนของถ่านกัมมันต์มาก จึงไม่รบกวนกระบวนการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิโนของถ่านกัมมันต์ ดังนั้น ปริมาณตะกอนจากโรงต้มเยื่อส่งผลน้อยมากกับความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิโนของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

4.2.1.3 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetic)

ในการหาจลนศาสตร์ในการดูดซับของอัลคาไลน์ลิทินินและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 ว่าเป็นแบบใดนั้น สามารถนำข้อมูลการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินินมาวิเคราะห์ด้วยวิธีการถดถอยเชิงเส้นตรง (Linear regression) โดยสมการที่นิยมใช้อธิบายจลนศาสตร์การดูดซับ ได้แก่ ปฏิกริยาอันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction) และปฏิกริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction)

$$\log(q_e - q_t) = \log q_e - \frac{k_1 t}{2.303} \quad (4.2)$$

$$\frac{t}{q_t} = \frac{1}{k_2 q_e^2} + \frac{t}{q_e} \quad (4.3)$$

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

ในการศึกษาปฏิกริยาอันดับหนึ่งเสมือนสามารถนำข้อมูลการดูดซับมาเขียนกราฟระหว่าง $\log(q_e - q_t)$ กับ t และกราฟระหว่าง t/q_t กับ t สำหรับการศึกษปฏิกริยาอันดับสองเสมือน หลังจากนั้นค่าคงที่ k_1 , k_2 และ q_e จะถูกคำนวณจากความชันและจุดตัดแกน y ของกราฟ โดยค่าคงที่และตัวแปรต่างๆ ของปฏิกริยาทั้ง 2 ชนิด สามารถสรุปได้ดังแสดงในตารางที่ 4.4

ตารางที่ 4.4 ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกริยา

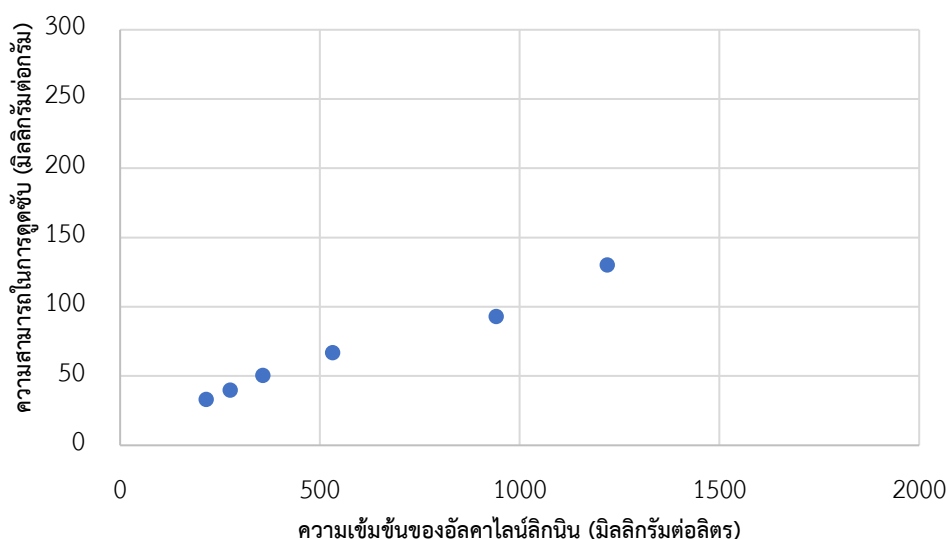
C_o (mg/l)	q_e (ทดลอง) (mg/g)	ปฏิกริยาอันดับหนึ่งเสมือน			ปฏิกริยาอันดับสองเสมือน			
		q_e (ทำนาย)	k_1	R^2	q_e (ทำนาย)	k_2	$k_2 q_e^2$	R^2
1,871	50.46	27.52	-0.0032	0.76	53.48	0.000256	0.733	0.99

ผลการคำนวณ โดยใช้ความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทินที่เวลา 1,200 นาที ดังตารางที่ 4.4 พบว่า ค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (Correlation coefficient: R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือนมีค่า 0.76 ซึ่งน้อยกว่าค่า R^2 ของปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน นั่นคือ 0.99 ซึ่งมีค่าเข้าใกล้หนึ่งมากกว่า จึงกล่าวได้ว่าสมการจลนศาสตร์การดูดซับที่เหมาะสมสำหรับนำมาใช้ในการอธิบายการทดลองในงานวิจัยนี้ คือ ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน

ค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (k_2) ที่ได้จากการคำนวณ ในการวิเคราะห์ แสดงถึงความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินของตัวกลางดูดซับ หาก k_2 มีค่าน้อยแสดงว่าตัวกลางดูดซับสามารถดูดซับอัลคาไลน์ลิทินได้มาก จากตารางที่ 4.4 ดังนั้น จะเห็นว่าที่ปริมาณตัวกลางดูดซับ 1 กรัม ค่า k_2 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทิน 1,871 มิลลิกรัมต่อลิตร มีค่า 0.000256 กรัมต่อมิลลิกรัมต่อนาที

4.2.1.4 ไอโซเทอมการดูดซับ (Adsorption isotherm)

ทำการทดลองหาไอโซเทอมการดูดซับโดยใช้น้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษก่อนเข้าระบบบำบัด วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินเริ่มต้นได้ 1,871 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 9.51 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ปริมาณถ่านกัมมันต์ 10 20 30 40 และ 50 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง และใช้เวลาในการดูดซับ 1,440 นาที จากนั้นนำข้อมูลมาสร้างกราฟระหว่างความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินของถ่านกัมมันต์ (q_e) และความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินที่สภาวะสมดุล (C_e)



รูปที่ 4.9 ไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลน์ลิทินและถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200

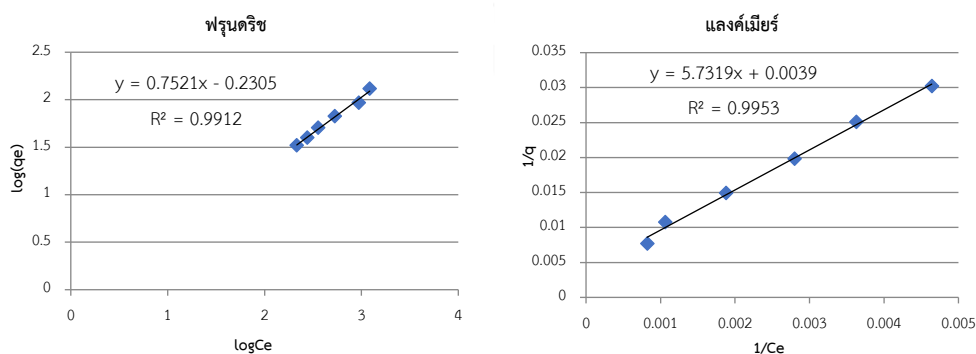
จากการพิจารณากราฟไอโซเทอมการดูดซับ ดังรูปที่ 4.9 พบว่า ยังไม่พบแนวโน้มที่แสดงถึงความสามารถในการดูดซับสูงสุด เนื่องจากการดูดซับที่เกิดขึ้นอาจไม่ได้เป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว ดังนั้น จึงนำแบบจำลองคณิตศาสตร์สำหรับอธิบายไอโซเทอมการดูดซับมาประยุกต์ใช้กับผลการทดลอง โดยแบบจำลองที่นิยมนำมาใช้ทำนายสมดุลการดูดซับ ได้แก่ แบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอม (Langmuir isotherm) และฟรอนด์ลิชไอโซเทอม (Freundlich isotherm) ซึ่งมีรูปแบบดังสมการที่ 4.4 และ 4.5 ตามลำดับ

$$q_e = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e} \quad (4.4)$$

$$q_e = K C_e^{1/n} \quad (4.5)$$

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

ผลการทดลองในรูปที่ 4.9 จะถูกนำมาวิเคราะห์หาค่าสมการทางคณิตศาสตร์ 4.4 และ 4.5 เพื่อเปรียบเทียบว่ามีความสอดคล้องกับแบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอม (Langmuir isotherm) หรือฟรอนด์ลิชไอโซเทอม (Freundlich isotherm)



รูปที่ 4.10 เปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด
 ในน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัด

จากรูปที่ 4.10 สามารถวิเคราะห์ได้ว่าข้อมูลที่ได้จากการทดลองมีค่าสอดคล้องกับแบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอมมากกว่าแบบจำลองฟรอนด์ลิชไอโซเทอม ซึ่งเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer adsorption) ดังแสดงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (Correlation coefficient: R^2)

และ วิเคราะห์ความสามารถในการดูดซับ จากค่า r ซึ่ง $r = \frac{[x(1-y)]}{[y(1-x)]}$ สำหรับในกรณีสมการไอโซเทอมแบบ แลงเมียร์สามารถเขียนได้ว่า $r = \left[\frac{1}{1+bc_0} \right]$ ในกรณีการดูดซับด้วยตัวกลางดูดซับชนิดถ่านกัมมันต์ มลสาร ในน้ำเสียมักจะมีแนวโน้มที่จะถูกดูดซับได้ง่ายดังนั้นค่า $r < 1$ และถ้าค่า $r > 1$ แสดงว่าไอโซเทอมที่ได้มีลักษณะโค้งลงหรือมลสารชอบที่จะอยู่ในวัฏภาคน้ำมากกว่าบนพื้นผิวตัวกลางดูดซับ และในกรณี ที่ $r = 1$ แสดงถึงไอโซเทอมแบบเส้นตรง ดังตารางที่ 4.5

ตารางที่ 4.5 ค่าคงที่และตัวแปรของสมการไอโซเทอม

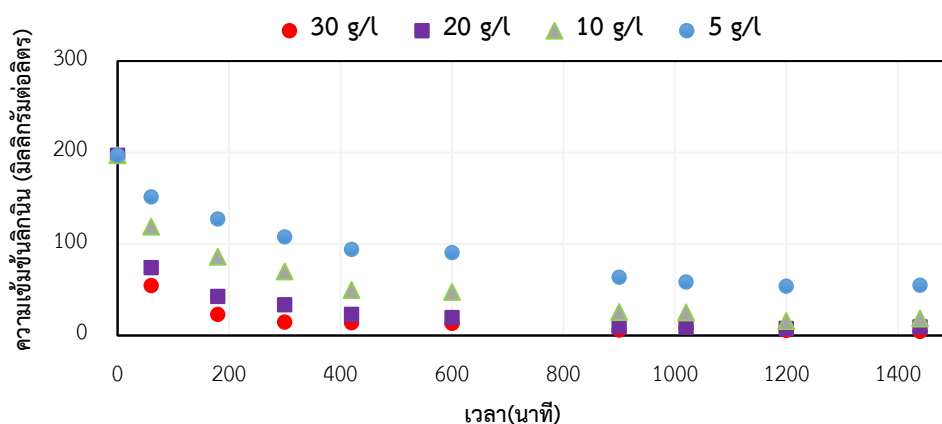
ตัวดูดซับ	แลงเมียร์ไอโซเทอม				ฟรุนดลิชไอโซเทอม		
	R^2	q_{max}	b	r	R^2	K	$1/n$
Filtrisorb200	0.9953	256.41	0.00071	0.4297	0.9912	0.58817	0.7521

4.2.2 น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1

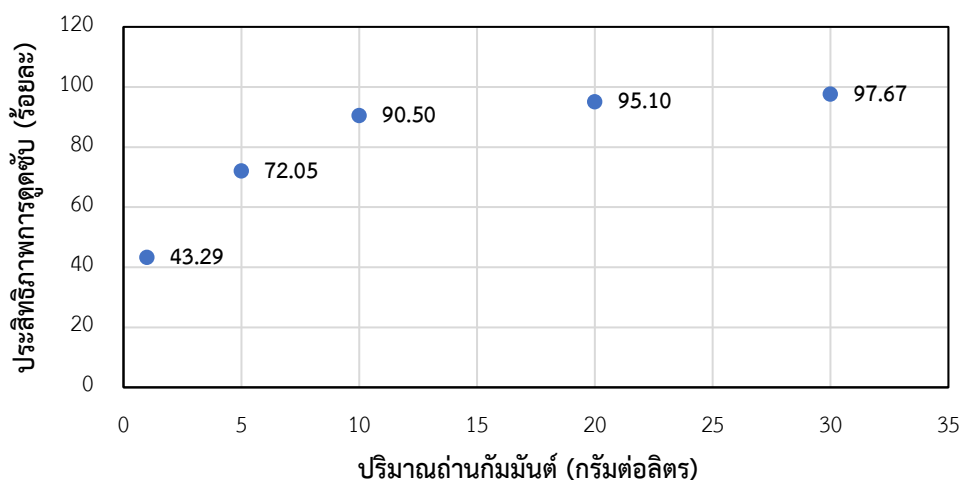
ทำการทดลองในห้องปฏิบัติการเพื่อศึกษา อิทธิพลของปริมาณตัวกลางดูดซับ อิทธิพลของ ปริมาณตะกอน รวมทั้งจลนศาสตร์และไอโซเทอมการดูดซับ

4.2.2.1 ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตัวกลางดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ ลิกนินเริ่มต้นได้ 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 5-30 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง โดยหาค่าความสามารถในการดูดซับและประสิทธิภาพในการดูดซับ



รูปที่ 4.11 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินในน้ำเสียจริง ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกัน



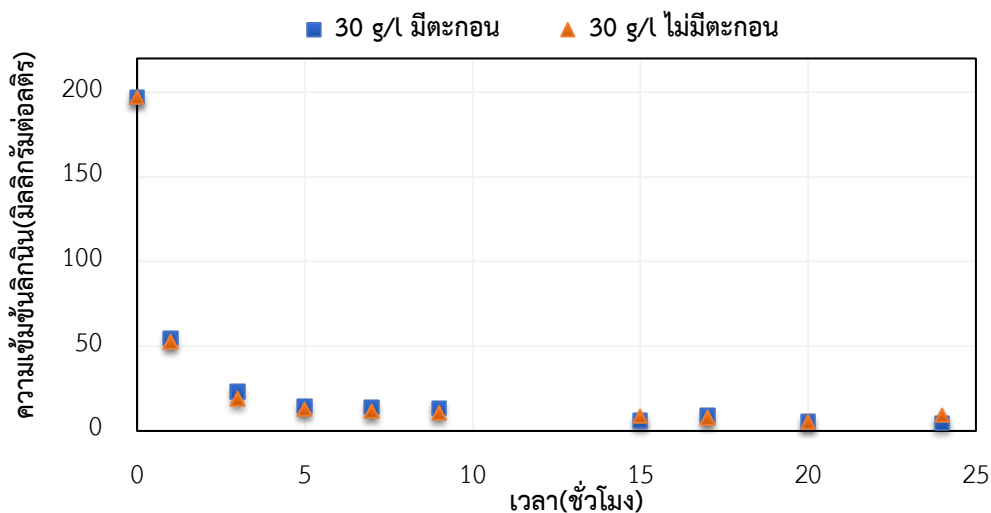
รูปที่ 4.12 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิที่มีเข้มข้นเริ่มต้น 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์แตกต่างกันในน้ำเสียจริง ที่เวลา 1,200 นาที

จากรูปที่ 4.11 และรูปที่ 4.12 จะเห็นได้ว่าเมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับที่น้อยจะทำให้ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิที่ถูกดูดซับน้อยลงไปด้วย ซึ่งเมื่อพิจารณาถึงประสิทธิภาพการดูดซับจะเห็นได้ว่า เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับมากกว่า 20 กรัมต่อลิตร ในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิ พบว่าประสิทธิภาพในการดูดซับจะสูงขึ้นเล็กน้อย โดยประสิทธิภาพในการดูดซับเท่ากับร้อยละ 95.10 และ 97.67 เมื่อใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับปริมาณ 20 และ 30 กรัมต่อลิตร ตามลำดับ เนื่องจากความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับและในสารละลายอยู่ในสภาวะสมดุล จึงทำให้ประสิทธิภาพในการดูดซับเพิ่มขึ้นเพียงเล็กน้อยเมื่อทำการเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ ดังรูปที่ 4.12 ดังนั้น การเลือกใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 10 กรัมต่อลิตร ก็สามารถนำมาใช้ดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 197.10 มิลลิกรัมต่อลิตร ได้อย่างมีประสิทธิภาพ

จากการทดลองพบว่าการเลือกปริมาณถ่านกัมมันต์ขึ้นกับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิในน้ำเสียเริ่มต้น เมื่อน้ำเสียมีความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิสูงก็ต้องใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณมากในการดูดซับ เพื่อให้ให้น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการดูดซับมีความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิลดลงถึงค่าที่กำหนดไว้

4.2.2.2 ศึกษาอิทธิพลของปริมาณตะกอนต่อการดูดซับ

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 โดยวัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิได้ 197 mg/l วัดค่า ADMI ได้ 410 โดยใช้ถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 30 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง



รูปที่ 4.13 จลนศาสตร์การดูดซับอัลคาไลนิกนินในน้ำที่มีตะกอนและไม่มีตะกอน

จากรูปที่ 4.13 จะเห็นได้ว่าถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดสามารถดูดซับลิแกนด์ในน้ำเสียที่มีตะกอน จุลินทรีย์และไม่มีตะกอนจุลินทรีย์ได้ในปริมาณที่ใกล้เคียงกัน จากงานวิจัยที่เกี่ยวข้องพบว่า ตะกอน จุลินทรีย์จากบ่อเติมอากาศมีความสามารถในการดูดซับลิแกนด์ได้ (อิสริยาภรณ์ บุญยีน, 2552) แต่จาก ผลการทดลอง ไม่เห็นความแตกต่างของการดูดซับ ทั้งนี้เนื่องจากปริมาณตะกอนจุลินทรีย์มีปริมาณ น้อยนั่นเอง

4.2.2.3 จลนศาสตร์การดูดซับ (Adsorption kinetic)

ในการหาจลนศาสตร์ในการดูดซับของอัลคาไลนิกนินและถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ว่าเป็นแบบใดนั้น สามารถนำข้อมูลการดูดซับอัลคาไลนิกนินมาวิเคราะห์ด้วยวิธีการถดถอยเชิง เส้นตรง (Linear regression) โดยสมการที่นิยมใช้อธิบายจลนศาสตร์การดูดซับ ได้แก่ ปฏิกริยา อันดับหนึ่งเสมือน (Pseudo first-order reaction) และปฏิกริยาอันดับสองเสมือน (Pseudo second-order reaction)

ในการศึกษาปฏิกริยาอันดับที่หนึ่งเสมือนสามารถนำข้อมูลการดูดซับมาเขียนกราฟระหว่าง $\log(q_e - q_t)$ กับ t และกราฟระหว่าง t/q_t กับ t สำหรับการศึกษาปฏิกริยาอันดับสองเสมือน หลังจากนั้นค่าคงที่ k_1 , k_2 และ q_e จะถูกคำนวณจากความชันและจุดตัดแกน y ของกราฟ โดยค่าคงที่และตัวแปรต่าง ๆ ของปฏิกริยาทั้ง 2 ชนิด สามารถสรุปได้ดังแสดงในตารางที่ 4.6

ตารางที่ 4.6 ค่าคงที่และตัวแปรของอันดับปฏิกิริยา

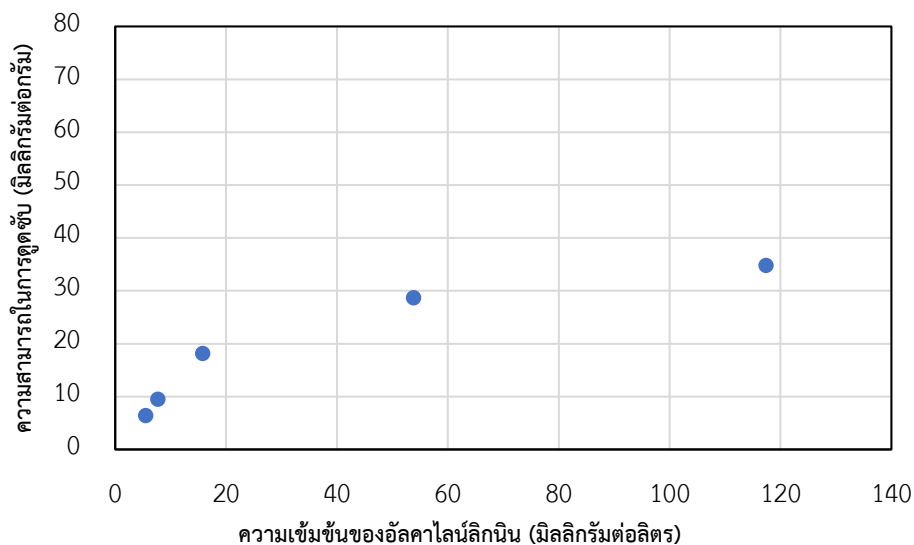
C_o (mg/l)	q_e (ทดลอง) (mg/g)	ปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน			ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน			
		q_e (ทำนาย) (ทำนาย)	k_1	R^2	q_e (ทำนาย)	k_2	$k_2 q_e^2$	R^2
197.15	18.14	10.821	-0.00207	0.89	18.939	0.00054	0.1941	0.99

โดยผลการคำนวณโดยใช้ความเข้มข้นที่เวลา 1,200 นาที ดังตารางที่ 4.6 พบว่าค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (Correlation coefficient: R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือนมีค่า 0.89 ซึ่งน้อยกว่าค่า R^2 ของปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน นั่นคือ 0.99 ซึ่งมีค่าเข้าใกล้หนึ่งมากกว่า โดยเมื่อพิจารณาถึงความสามารถในการดูดซับที่จุดสมดุลของการดูดซับ พบว่าค่าที่ได้จากการคำนวณสมการปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน มีค่าใกล้เคียงกับค่าที่ได้จากการทดลอง จึงกล่าวได้ว่าสมการจลนศาสตร์การดูดซับที่เหมาะสมสำหรับนำมาใช้ในการอธิบายการทดลองในงานวิจัยนี้ คือ ปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน

ค่าคงที่อัตราเร็วปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน (k_2) ที่ได้จากการคำนวณ แสดงถึงความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินของตัวกลางดูดซับ หาก k_2 มีค่าน้อยแสดงว่าตัวกลางดูดซับสามารถดูดซับอัลคาไลน์ลิทินได้มาก ดังนั้นที่ปริมาณตัวกลางดูดซับ 1 กรัม จากตารางที่ 4.6 จะเห็นว่าค่า k_2 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทิน 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร มีค่า 0.00054 กรัมต่อมิลลิกรัมต่อนาที

4.2.2.4 ไอโซเทอมการดูดซับ (Adsorption isotherm)

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินเริ่มต้น 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 5-30 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง และใช้เวลาในการดูดซับ 1440 นาที จากนั้นนำข้อมูลมาสร้างกราฟระหว่างความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทิน (q_e) ของถ่านกัมมันต์ และความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินที่สภาวะสมดุล (C_e)



รูปที่ 4.14 ไอโซเทอมการดูดซับของอัลคาไลนิกนินในน้ำเสียจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 1 ด้วยถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200

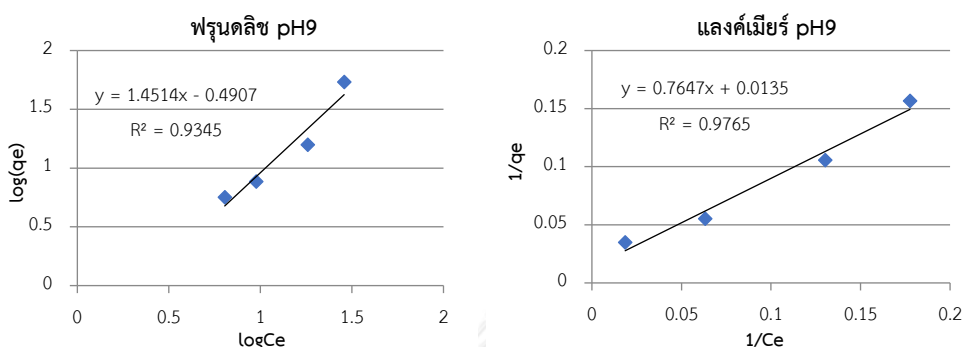
จากการพิจารณารูปไอโซเทอมการดูดซับ ดังรูปที่ 4.14 พบว่า ยังไม่พบแนวโน้มที่แสดงถึงความสามารถในการดูดซับสูงสุด เนื่องจากการดูดซับที่เกิดขึ้นอาจไม่ได้เป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว ดังนั้น จึงนำแบบจำลองคณิตศาสตร์สำหรับอธิบายไอโซเทอมการดูดซับมาประยุกต์ใช้กับผลการทดลอง โดยแบบจำลองที่นิยมนำมาใช้ทำนายสมดุลการดูดซับ ได้แก่ แบบจำลองแลงก์เมียร์ ไอโซเทอม (Langmuir isotherm) และฟรอนด์ลิชไอโซเทอม (Freundlich isotherm) ซึ่งมีรูปแบบดังสมการที่ 4.6 และ 4.7 ตามลำดับ

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

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

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

ผลการทดลองในรูปที่ 4.14 จะถูกนำมาวิเคราะห์กับสมการทางคณิตศาสตร์ 4.6 และ 4.7 โดยวิธีการถดถอยเชิงเส้นโค้ง (Nonlinear regression approach) ด้วย Solver ใน MS Excel เพื่อเปรียบเทียบว่ามีความสอดคล้องกับแบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอม (Langmuir isotherm) หรือ ฟรุนดลิชไอโซเทอม (Freundlich isotherm)



รูปที่ 4.15 เปรียบเทียบไอโซเทอมการดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในน้ำเสีย จากถังตกตะกอนชั้นที่ 1

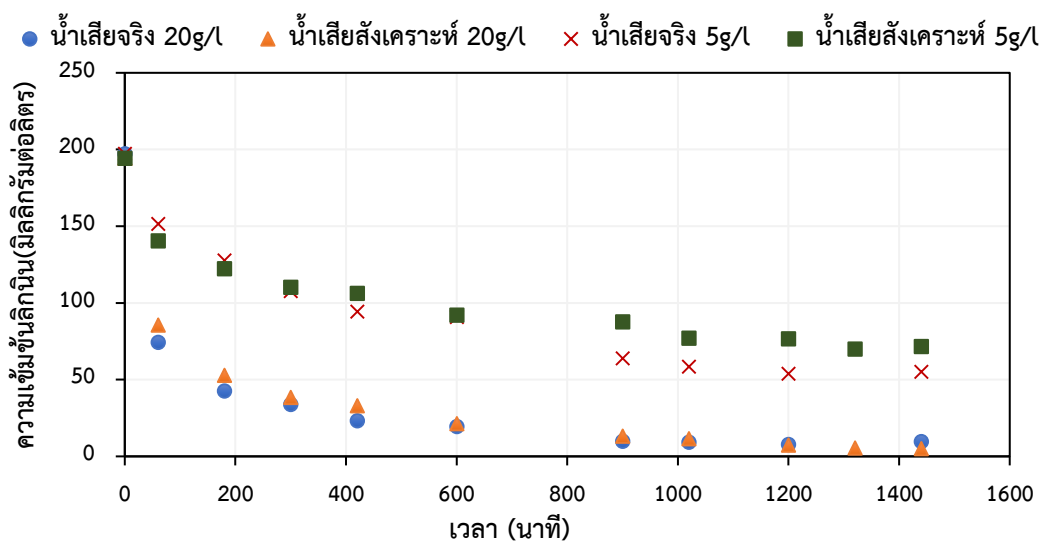
จากรูปที่ 4.15 สามารถวิเคราะห์ได้ว่าข้อมูลที่ได้จากการทดลองน้ำเสียมีค่าสอดคล้องกับแบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอมซึ่งเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว (Monolayer adsorption) มากกว่าแบบจำลองฟรุนดลิชไอโซเทอมซึ่งเป็นการดูดซับแบบหลายชั้น (Multilayer adsorption) ดังแสดงค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (Correlation coefficient: R^2) และ วิเคราะห์ความสามารถในการดูดซับ จากค่า r ซึ่ง $r = \frac{x(1-y)}{y(1-x)}$ สำหรับในกรณีสมการไอโซเทอมแบบแลงเมียร์สามารถเขียนได้ว่า $r = \left[\frac{1}{1+bC_0} \right]$ ในกรณีการดูดซับด้วยตัวกลางดูดซับชนิดถ่านกัมมันต์ มลสารในน้ำเสียมักจะมีแนวโน้มที่จะถูกดูดซับได้ง่ายดังนั้นค่า $r < 1$ และถ้าค่า $r > 1$ แสดงว่าไอโซเทอมที่ได้มีลักษณะโค้งลงหรือมลสารชอบที่จะอยู่ในวัฏภาคน้ำมากกว่าบนพื้นผิวตัวกลางดูดซับ และในกรณีที่ $r = 1$ แสดงถึงไอโซเทอมแบบเส้นตรง ดังตารางที่ 4.7 ลักษณะการดูดซับที่เกิดขึ้นอาจเป็นเพราะการชนกันของอนุภาคของถ่านกัมมันต์ ทำให้เกิดแรงเฉือน อนุภาคของอัลคาไลน์ลิกนินที่มายึดเกาะชั้นที่ 2 จึงหลุดออก เป็นผลให้ความสามารถในการดูดซับลิกนินของถ่านกัมมันต์เป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว

ตารางที่ 4.7 ค่าคงที่และตัวแปรของสมการไอโซเทอม

ตัวดูดซับ	แลงก์เมียร์ไอโซเทอม				ฟรุนดลิชไอโซเทอม		
	R^2	q_{max}	b	r	R^2	K	$1/n$
Filtrisorb200	0.977	74.07	0.0177	0.223	0.934	4.178×10^{-3}	1.451

4.2.2.5 การเปรียบเทียบผลการดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทมิ้นและน้ำเสียจริง

ทำการทดลองโดยใช้น้ำเสียจากบ่อเติมอากาศชั้นที่ 1 และน้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทมิ้น ที่ระดับความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้น เริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ค่าพีเอชเท่ากับ 7 ขนาด เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช และปริมาณถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร ที่อุณหภูมิห้อง โดยผลการเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับ แสดงดังรูปที่ 4.16



รูปที่ 4.16 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์และน้ำเสียจริง

จากรูปที่ 4.16 พบว่าประสิทธิภาพในการดูดซับสีจากลิทมิ้นด้วยถ่านกัมมันต์ระหว่างน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทมิ้นมีค่าใกล้เคียงกัน โดยเมื่อใช้ถ่านกัมมันต์ 20 กรัมต่อลิตร สามารถดูดซับลิทมิ้นในน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ความเข้มข้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ให้เหลือ 7.67 และ 7.28 มิลลิกรัมต่อลิตร และสามารถลดความเข้มข้นในหน่วย ADMI ให้เหลือ 29 และ 22 ADMI ที่เวลา 1,200 นาที ตามลำดับ

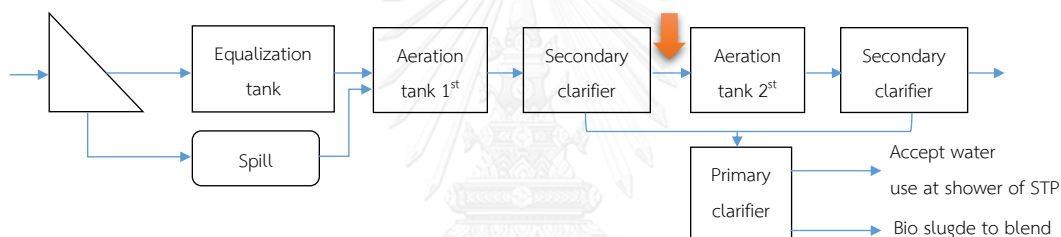
ในส่วน of ค่าความเข้มข้นในหน่วย ADMI นั้น เป็นพารามิเตอร์หนึ่งในอนาคตอาจถูกกำหนดให้เป็นอีกพารามิเตอร์หนึ่งที่ต้องทำการตรวจวัดในน้ำทิ้ง โดยค่าความเข้มข้นที่คาดว่าจะเป็ค่ามาตรฐานที่กำหนดโดยกรมโรงงานอุตสาหกรรมนั้นต้องไม่เกิน 300 ADMI ซึ่งพบว่าที่ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่เท่ากัน น้ำเสียจริงจะมีค่าสี ADMI ที่ต่ำกว่าน้ำเสียสังเคราะห์จากน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทมิ้น อาจเป็นผลมาจากสารอินทรีย์ชนิดอื่นๆ ในน้ำเสียจริง เนื่องจากการวัดค่าอัลคาไลน์ลิทมิ้นใช้วิธีการวัดค่าการดูดกลืนแสงที่ 280 นาโนเมตร ซึ่งเป็นค่าที่ใช้วัดสีของอัลคาไลน์ลิทมิ้น และเปรียบเทียบกับกราฟมาตรฐานเพื่อระบุค่าความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้น แต่การวัดค่า

ADMI เป็นการวัดค่าสีหลายความยาวคลื่น คือวัดทุกเฉดสีค่าที่วัดได้จึงต่ำกว่าการวัดในน้ำเสียสังเคราะห์

อย่างไรก็ตาม กระบวนการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิ้นท์ที่ความเข้มข้นเริ่มต้น 200 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร สามารถทำให้ค่าสี ADMI ของน้ำทั้ง 2 ชนิด ลดต่ำกว่า 300 ADMI ได้ ที่ระยะเวลาการดูดซับที่มากกว่า 200 นาที

4.2.3 สรุปผลการทดสอบการดูดซับ

จากการศึกษาการดูดซับในน้ำเสียทั้ง 2 จุด เพื่อพิจารณาเลือกจุดติดตั้งระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน พบว่าน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบ ต้องใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ในปริมาณมากเพื่อให้น้ำเสียที่ผ่านการบำบัดมีค่าต่ำกว่าที่กำหนดไว้ ซึ่งระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนไม่สามารถรองรับปริมาณถ่านกัมมันต์ในปริมาณมากได้ ดังนั้น จึงเลือกจุดติดตั้งระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนกับน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนขั้นที่ 1



รูปที่ 4.17 จุดติดตั้งระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

สภาวะที่เหมาะสมในการดูดซับลิทมิ้นท์ในน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนขั้นที่ 1 ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นประมาณ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร คือ การใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x40 เมช ปริมาณ 10 กรัมต่อลิตร โดยประสิทธิภาพในการดูดซับที่สูงสุดอยู่ที่ ร้อยละ 90.50 โดยสามารถลดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นท์ให้ต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ซึ่งที่ความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้นท์ 50 มิลลิกรัมต่อลิตร เทียบได้กับ 300 ADMI นั่นเอง

4.3 ศึกษาประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดด้วยไฮโดรไซโคลน

ทำการทดลองโดยใช้ไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร เนื่องจากในงานวิจัยที่เกี่ยวข้องพบว่าไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร มีประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดสูงกว่าไฮโดรไซโคลนขนาด 50 มิลลิเมตร (สุภนิช เลิศลาภวสิน, 2558) เพื่อศึกษาอิทธิพลของความดันจ่ายเข้าปริมาณตะกอน และขนาดของถ่านกัมมันต์ต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน ทั้งนี้ ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ยังเป็นตัวแปรหนึ่งในสมการที่ใช้ทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับต้องอยู่ในระบบอีกด้วย

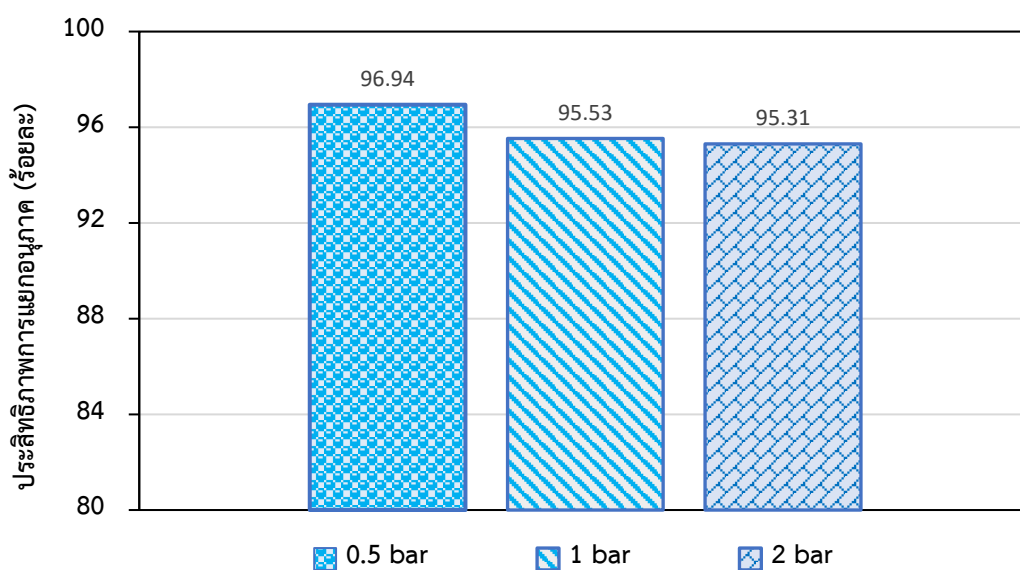
4.3.1 ศึกษาอิทธิพลของความดันจ่ายเข้าสู่ประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลอน

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 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 ประสิทธิภาพลดของไฮโดรไซโคลอน ประสิทธิภาพรวมของไฮโดรไซโคลอน และอัตราส่วนการแบ่งการไหล (Flow spilt) ตามลำดับ

จากผลการทดลองสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 4.18 โดยสามารถอธิบายได้ว่าการเปลี่ยนแปลงความดันนั้นส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตรไม่มากนัก ถึงแม้ว่าการเพิ่มความดันจ่ายเข้าจะเปรียบได้กับการเพิ่มอัตราการไหลเข้าไฮโดรไซโคลอน ซึ่งสัมพันธ์ดังตารางที่ 4.8 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 ทำให้ความเร็วในการแยกอนุภาคสูงขึ้น เป็นผลให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนเพิ่มขึ้น (วรศิริ เสียงสนัน, 2552) แต่จากที่ได้จากการทดลองพบว่า ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ด้วยไฮโดรไซโคลอนไม่เป็นไปตามทฤษฎี เนื่องจากการเพิ่มความดันการจ่ายของไหลเข้าสู่ไฮโดรไซโคลอนนั้นส่งผลให้แรงเหวี่ยงที่เกิดขึ้นในไฮโดรไซโคลอนเพิ่มสูงขึ้น จึงเห็นได้ว่าการเพิ่มความดันนั้นเป็นการเพิ่มโอกาสการแตกของถ่านกัมมันต์ ดังนั้นเมื่อถ่านกัมมันต์มีขนาดเล็กลงความเร็วของการตกตะกอนจึงน้อยลงด้วย ทำให้ประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลอนต่ำลง (Dwari R.K., M.N. และคณะ, 2007) ในงานวิจัยนี้จึงเลือกใช้ความดันจ่ายเข้าที่ 0.5 บาร์ ในการทดลองต่อไป เนื่องจากมีประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคสูงกว่าความดันอื่นๆ



รูปที่ 4.18 ประสิทธิภาพเฉลี่ยในการแยกอนุภาคของไฮโดรไซโคลนที่ความดันจ่ายเข้าต่างกัน

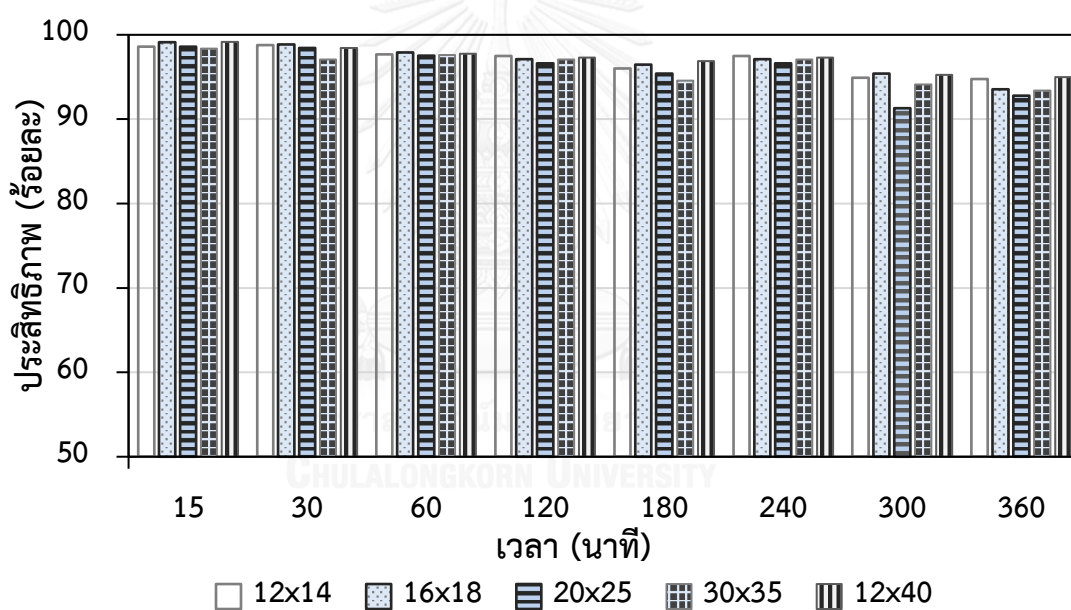
ข้อควรระวังในการเดินระบบไฮโดรไซโคลนเพื่อแยกถ่านกัมมันต์ออกจากระบบคือ ควรระวังเรื่องการแตกของถ่านกัมมันต์ เนื่องจากถ่านกัมมันต์เป็นตัวกลางดูดซับที่มีรูพรุนจำนวนมากอยู่ใน จึงส่งผลให้ถ่านกัมมันต์มีลักษณะที่แข็งแต่เปราะ จึงเกิดการแตกเมื่อโดนแรงเฉือนที่เกิดขึ้นภายในระบบ (Dwari, Biswas และ Meikap, 2004) ดังนั้นในการเดินระบบไฮโดรไซโคลนจึงควรควบคุมค่าความดันที่ใช้ให้เหมาะสม เพื่อให้ระบบสามารถคงประสิทธิภาพการแยกอนุภาคได้สูงสุด

ตารางที่ 4.8 อัตราการไหลเฉลี่ยของน้ำที่ทางเข้าและทางออกต่างๆ ของไฮโดรไซโคลนที่ความดันจ่ายเข้าแตกต่างกัน

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

4.3.2 ศึกษาอิทธิพลของขนาดของถ่านกัมมันต์ต่อประสิทธิภาพการแยกอนุภาคด้วยไฮโดรไซโคลน

ทำการทดลองโดยใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x14 16x18 20x24 30x35 และ 12x40 เมช ปริมาณ 150 กรัม ใส่ลงในถังผสมที่มีน้ำประปา 300 ลิตร โดยใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร เส้นผ่านศูนย์กลางที่ทางออกส่วนล่างของไฮโดรไซโคลน 6 มิลลิเมตร ทำการทดลองเดินระบบโดยปรับความดันจ่ายเข้าไฮโดรไซโคลนที่ 0.5 บาร์ เก็บตัวอย่างของผสมที่ทางออกส่วนบน (Overflow) และทางออกส่วนล่าง (Underflow) ที่เวลา 30 60 120 180 240 300 และ 360 นาที ตามลำดับ และนำตัวอย่างของผสมมาวิเคราะห์หาค่าปริมาณของแข็งแขวนลอย (Suspended Solid) และคำนวณหาประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน จากสมการประสิทธิภาพลด

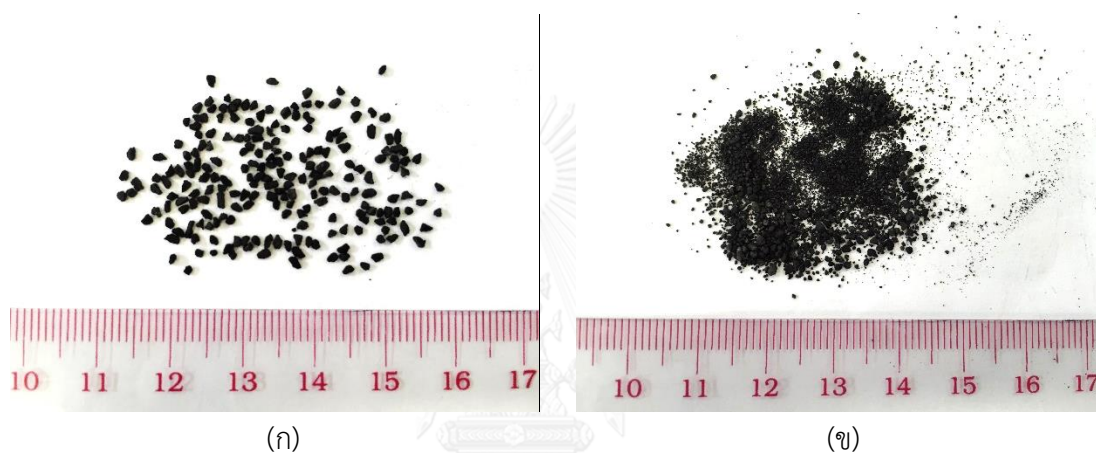


รูปที่ 4.19 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆกันที่เวลาใดๆของไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร

จากผลการทดลองสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 4.19 โดยสามารถอธิบายได้ว่า ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ที่ขนาด 12x14 16x18 20x24 30x35 และ 12x40 ที่เวลาใดๆมีค่าใกล้เคียงกัน โดยมีประสิทธิภาพเฉลี่ย คือ 96.79 96.94 95.92 96.16 และ 97.14 ตามลำดับ ซึ่งกล่าวได้ว่า ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตรสามารถแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆได้มากกว่าร้อยละ 95 การที่ไฮโดรไซโคลนไม่สามารถแยกอนุภาคได้ทั้งหมดอาจเนื่องมาจาก (1) อนุภาคมี

แนวโน้มที่จะชนกับใบพัดเครื่องสูบน้ำทำให้อนุภาคเกิดการแตก (2) เนื่องจากงานวิจัยของ Husveg T. และคณะ (2007) ได้อธิบายไว้ว่าแรงเฉือน (Shear force) ภายในไฮโดรไซโคลอนอาจทำให้อนุภาคเกิดการแตก ดังนั้นเมื่อขนาดของอนุภาคเล็กลง ความเร็วในการตกตะกอนของอนุภาคจึงน้อยลงประสิทธิภาพในการแยกของไฮโดรไซโคลอนจึงลดลงไปด้วย ดังรูปที่ 4.20 และ 4.21

อย่างไรก็ตาม จากผลการทดลองพบว่า ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในการทดลอง ไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลอน ประกอบกับไฮโดรไซโคลอนขนาด 30 มิลลิเมตร สามารถแยกถ่านกัมมันต์ทุกขนาดที่ใช้ในการทดลองได้มากกว่าร้อยละ 95 ดังนั้นในการทดลองต่อไปจึงสามารถนำถ่านกัมมันต์ที่ไม่ได้ทำการคัดขนาด (12x40) มาใช้ในการทดลองต่อไป

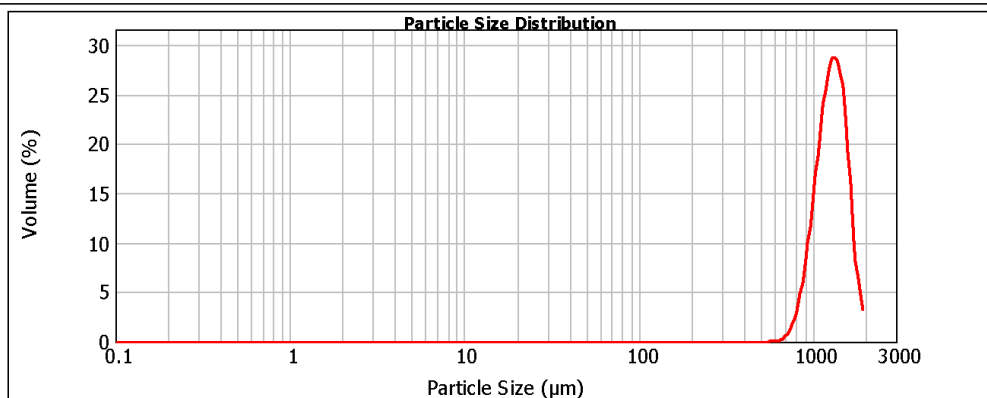


รูปที่ 4.20 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่ใช้ในไฮโดรไซโคลอนขนาด 30 มิลลิเมตร
ความดัน 0.5 บาร์

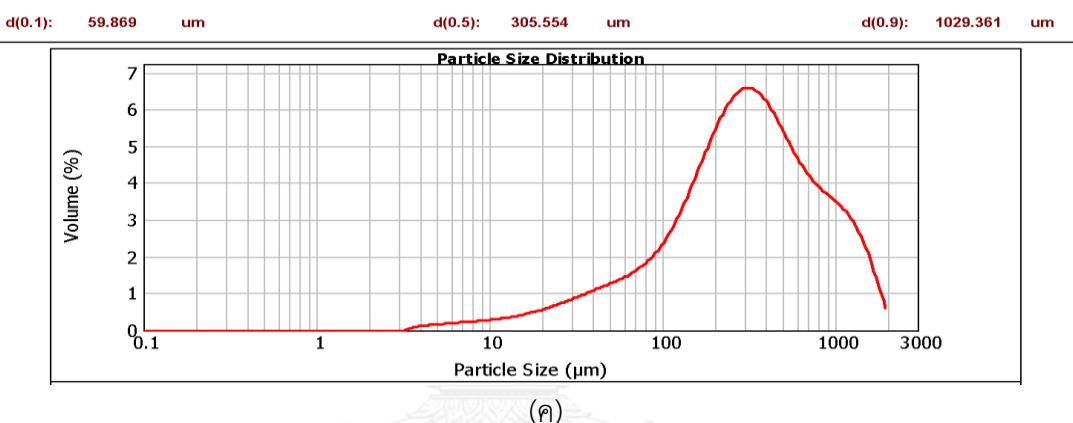
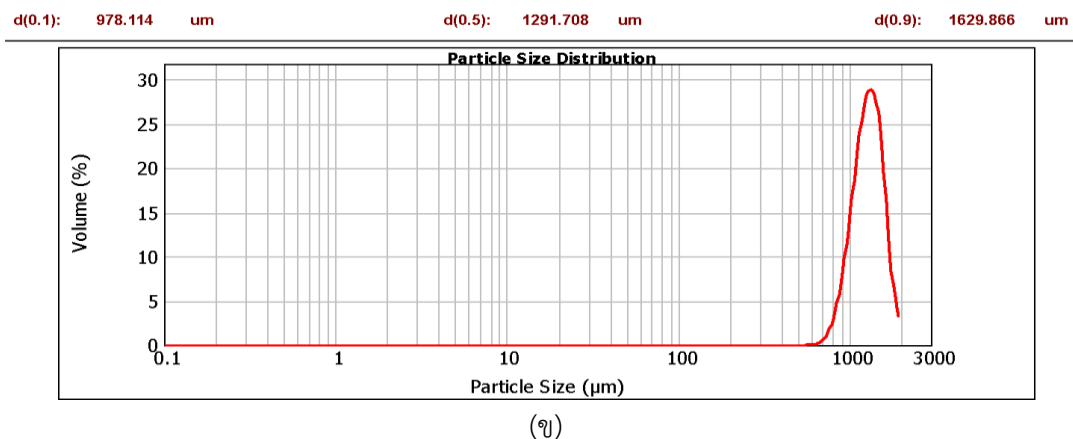
(ก) ถ่านกัมมันต์ขนาด 16 x 18 ที่เวลา 0 นาที

(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)

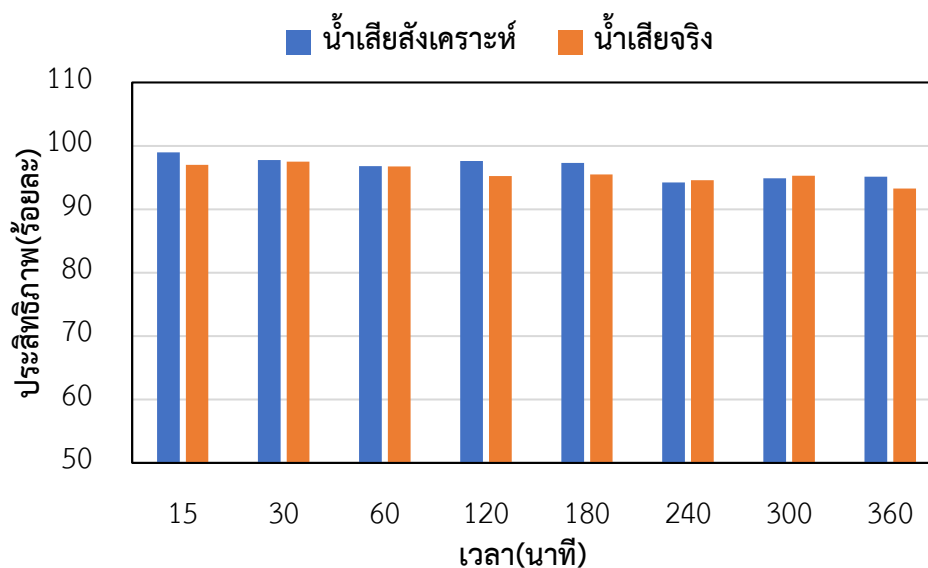


รูปที่ 4.21 ขนาดของถ่านกัมมันต์ที่เปลี่ยนไปเมื่อวัดด้วย Particle size distribution

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

4.3.3 ศึกษาอิทธิพลของตะกอนต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

ทำการทดลองโดยใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x40 เมช ปริมาณ 150 กรัม ใส่ลงในถังกวนผสมที่มีน้ำเสีย 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) และคำนวณหาประสิทธิภาพในการแยกอนุภาคถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลอนจากสมการประสิทธิภาพลด



รูปที่ 4.22 ประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ขนาดต่างๆกันที่เวลาใด ๆ ของไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร

จากผลการทดลองสามารถแสดงได้ดังรูปที่ 4.22 โดยสามารถอธิบายได้ว่า ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ที่ขนาด 12x40 ในน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ มีค่าใกล้เคียงกัน โดยมีประสิทธิภาพคิดเป็นร้อยละ 93 และ 95 ตามลำดับ ซึ่งกล่าวได้ว่า ปริมาณตะกอนจุลินทรีย์จากบ่อเติมอากาศ ไม่ส่งผลต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน เนื่องจาก ตะกอนจุลินทรีย์มีความหนาแน่นใกล้เคียงกับความหนาแน่นของน้ำ และตะกอนจุลินทรีย์เกิดการแตกเนื่องจากความดันในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน จากปั๊มและใบกวน ทำให้ตะกอนมีขนาดเล็กมาก ไฮโดรไซโคลนไม่สามารถแยกตะกอนจุลินทรีย์ออกจากน้ำได้

4.3.4 สรุปผลการทดสอบประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน

จากการศึกษาประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน พบว่า ความดันจ่ายเข้ามีผลต่อประสิทธิภาพการแยก เนื่องจากที่ความดันสูงขึ้นจะเกิดการแตกของถ่านกัมมันต์ในระบบมากขึ้นด้วยทำให้ขนาดของถ่านกัมมันต์เล็กลงแล้วประสิทธิภาพลดลงเช่นกัน ดังนั้นความดันที่เหมาะสมในการควบคุมระบบคือ 0.5 บาร์ ส่วนปริมาณตะกอนในน้ำเสียจริงนั้น ส่งผลน้อยมากต่อประสิทธิภาพการแยกของไฮโดรไซโคลน จึงไม่จำเป็นต้องทำการแยกตะกอนออกจากน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนในการทดลองถัดไป

4.4 การทดลองระบบไฮบริดไฮโดรไฮโคลนในการบำบัดน้ำเสียปนเปื้อนสีจากลิกนิน

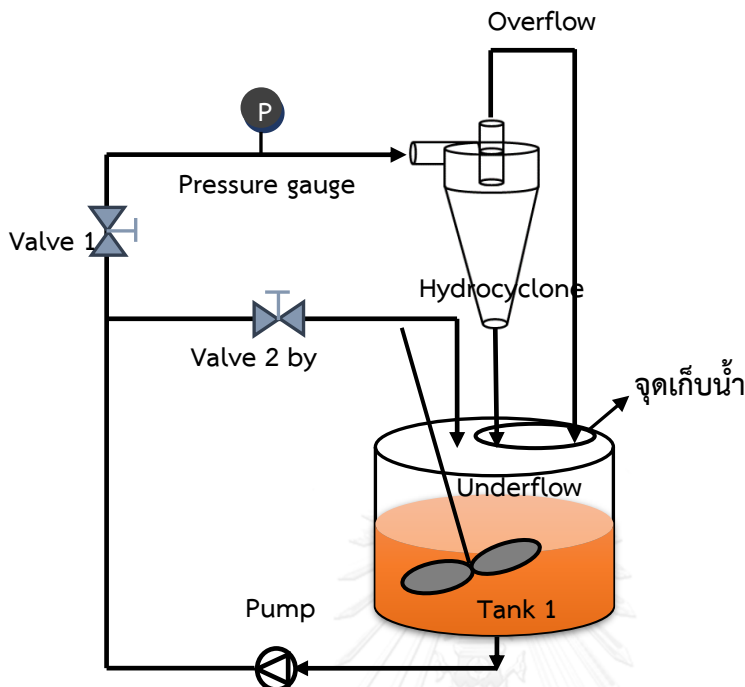
การทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไฮโคลน จะแบ่งการทดลองเป็น 3 รูปแบบ คือ การทดลองแบบทีละเท การทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง และการทดลองแบบต่อเนื่อง ในระบบไฮบริดไฮโดรไฮโคลน

1. การทดลองแบบทีละเท คือการสูบน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกิริยาในปริมาณที่กำหนด เติมถ่านกัมมันต์ในปริมาณที่เหมาะสม ทำการเดินระบบและเก็บตัวอย่างเพื่อหาเวลาที่ระบบเข้าสู่สมดุล คือความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิกนินในถังปฏิกิริยาเริ่มคงที่ เวลาที่ได้จะเป็นเวลากักเก็บน้ำเสียที่ใช้ออกแบบระบบในการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่องและแบบต่อเนื่อง เพื่อความสะดวกในการนำระบบไปใช้งานจริง

2. การทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง คือ การสูบน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกิริยาในปริมาณที่กำหนดและกำหนดอัตราการไหลของน้ำเสียไหลเข้า-ออก ตลอดเวลา เติมถ่านกัมมันต์ในปริมาณที่เหมาะสมเมื่อทำการเดินระบบ เก็บตัวอย่างตามเวลาเพื่อให้ทราบความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิกนินของน้ำเสียที่ออกจากถังปฏิกิริยา ณ เวลาต่างๆ โดยมีแนวคิดมาจากการทดลองแบบคอลัมน์ ในการสร้างกราฟเบรคทูร ที่ใช้กำหนดระยะเวลาที่กักเก็บถ่านกัมมันต์ไว้ในระบบ เพื่อใช้ออกแบบระบบในการทดลองแบบต่อเนื่อง

3. การทดลองแบบต่อเนื่อง คือ การสูบน้ำเสียเข้าสู่ถังปฏิกิริยาในปริมาณที่กำหนดและกำหนดอัตราการไหลของน้ำเสียไหลเข้า-ออก ตลอดเวลา เติมถ่านกัมมันต์ในปริมาณที่เหมาะสมและกำหนดอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์เข้า-ออก ตลอดเวลาเมื่อทำการเดินระบบ โดยคำนวณจากระยะเวลากักเก็บถ่านกัมมันต์ไว้ในระบบที่ได้จากการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง ซึ่งระบบไฮบริดไฮโดรไฮโคลนแบบต่อเนื่องนั้นสะดวกต่อการใช้งานจริงมากกว่า

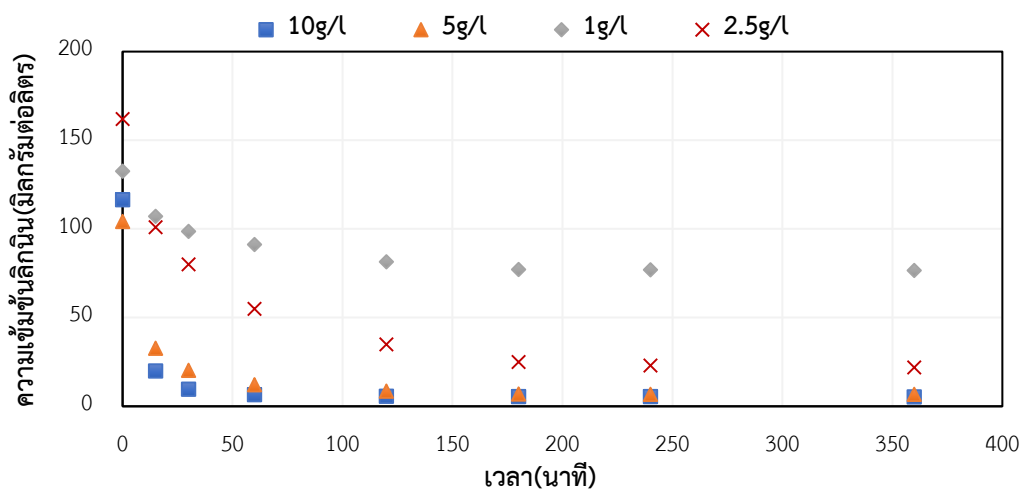
4.4.1 ทำการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน



รูปที่ 4.23 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบทีละเท

4.4.1.1 จลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบทีละเท

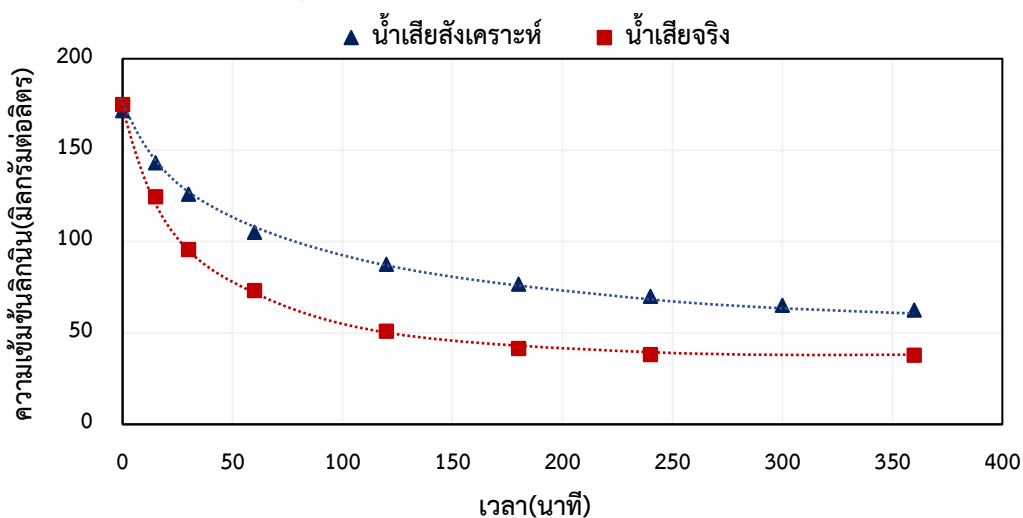
การศึกษาจลนศาสตร์การดูดซับใน Pilot plant ด้วยระบบทีละเท ทำการทดลองโดยใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางท่อด้านล่างของไฮโดรไซโคลน 6 มิลลิเมตร เริ่มจากการสูบน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 เข้าสู่ถังปฏิกิริยาปริมาณ 200 ลิตร วัดความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้นเริ่มต้น และเดินระบบที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์ หลังจากนั้นทำการเติมถ่านกัมมันต์ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 12x40 เมช ลงไปในถังที่เตรียมน้ำเสียไว้ แล้วเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน และทำการเก็บตัวอย่างน้ำที่ทางออกด้านบน (Overflow) ที่เวลาต่าง ๆ ตามลำดับ หลังจากนั้นนำตัวอย่างน้ำมาวิเคราะห์หาปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่เหลืออยู่ (C_t) โดยใช้เครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์ เช่นเดียวกับการทดลองในห้องปฏิบัติการ



รูปที่ 4.24 จลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นแตกต่างกัน โดยใช้ปริมาณตัวดูดซับ 10 5 2.5 และ 1 กรัมต่อลิตร

รูปที่ 4.24 แสดงจลนศาสตร์การดูดซับของถ่านกัมมันต์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน จะสังเกตได้ว่า ที่เวลาประมาณ 200 นาที ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นมีการเปลี่ยนแปลงน้อยมาก หรือเริ่มมีค่าคงที่ ดังนั้น ระยะเวลาที่เหมาะสมในการกำหนดให้น้ำเสียอยู่ในระบบควรไม่น้อยไปกว่า 200 นาที

4.4.1.2 เปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน



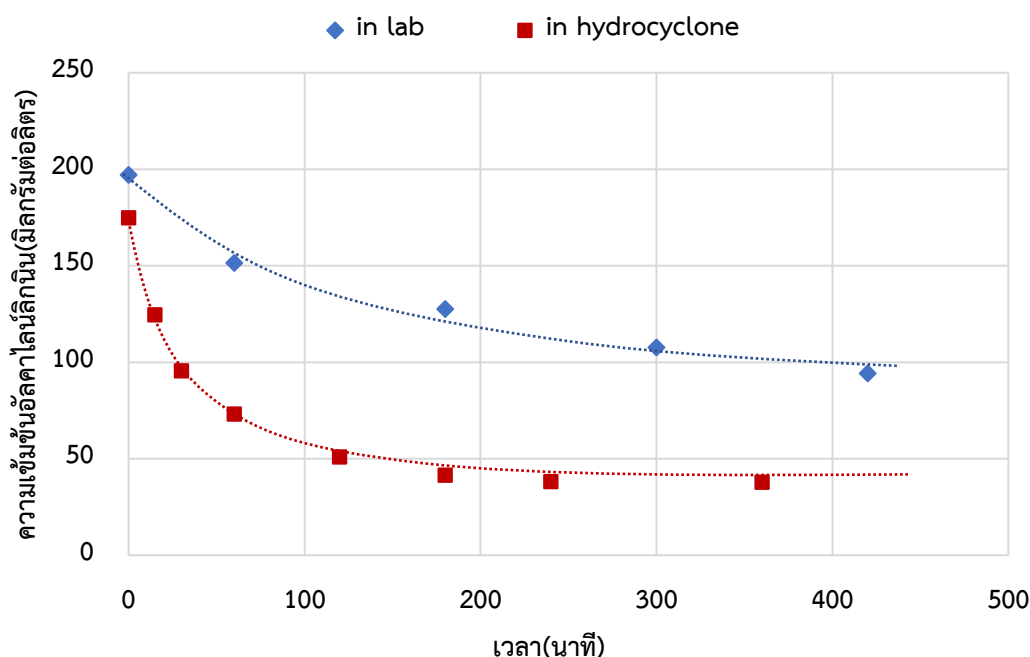
รูปที่ 4.25 จลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ที่ปริมาณตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร

รูปที่ 4.25 แสดงการเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างระหว่างน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน โดยจะสังเกตได้ว่าอัตราเร็วในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนของถ่านกัมมันต์กับน้ำเสียจริงมีค่าสูงกว่าการดูดซับในน้ำเสียสังเคราะห์ เนื่องจาก ตัวอย่างน้ำเสียจริงที่มาจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 มีอุณหภูมิสูงกว่าน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทมิทกับน้ำประปา ซึ่งอุณหภูมิส่งผลต่อประสิทธิภาพการดูดซับของถ่านกัมมันต์จากงานวิจัยที่ทำการศึกษากการดูดซับบิสฟีนอล เอ ที่อุณหภูมิ 10 30 และ 40 องศาเซลเซียส พบว่าที่ 40 องศาเซลเซียส มีความสามารถในการดูดซับบิสฟีนอล เอ ได้สูงสุดที่ 17.19 ไมโครโมลาร์ตอกรัม น้ำหนักแห้ง และพบว่าที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส มีความสามารถในการดูดซับบิสฟีนอล เอ สูงกว่าที่อุณหภูมิ 10 องศาเซลเซียส ซึ่งมีความการดูดซับสูงสุดที่ 14.80 และ 13.66 ไมโครโมลาร์ตอกรัม น้ำหนักแห้ง (Talawal, 2007)



รูปที่ 4.26 บ่อเติมอากาศและบ่อตกตะกอนชั้นที่ 1 ของระบบบำบัดน้ำเสียโรงงานผลิตกระดาษ

4.4.1.3 เปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและในห้องปฏิบัติการ



รูปที่ 4.27 เปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและในห้องปฏิบัติการ

จากผลการทดลองพบว่า ในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นเริ่มต้นประมาณ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ให้มีความเข้มข้นต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร ต้องใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 5 กรัมต่อลิตร ซึ่งน้อยกว่าผลการทดลองในห้องปฏิบัติการ สรุปได้ว่าการดูดซับในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนสูงกว่าการดูดซับในห้องปฏิบัติการ เนื่องจากน้ำเสียที่ใช้ในการทดลองระบบไฮบริดมีอุณหภูมิสูงกว่าการทดลองในห้องปฏิบัติการ ซึ่งอุณหภูมิส่งผลต่อประสิทธิภาพการดูดซับของถ่านกัมมันต์จากงานวิจัยที่ทำการศึกษาคาดดูดซับบิสฟีนอล เอ ที่อุณหภูมิ 10 30 และ 40 องศาเซลเซียส พบว่าที่ 40 องศาเซลเซียส มีความสามารถในการดูดซับบิสฟีนอล เอ ได้สูงสุดที่ 17.19 ไมโครโมลาร์ต่อกรัม น้ำหนักแห้ง และพบว่าที่อุณหภูมิ 30 องศาเซลเซียส มีความสามารถในการดูดซับบิสฟีนอล เอ สูงกว่าที่อุณหภูมิ 10 องศาเซลเซียส ซึ่งมีค่าการดูดซับสูงสุดที่ 14.80 และ 13.66 ไมโครโมลาร์ต่อกรัม น้ำหนักแห้ง (Talawal, 2007) และผลจากการแตกของถ่านกัมมันต์ในระบบทำให้ประสิทธิภาพการดูดซับสูงขึ้นเพราะการแตกของถ่านกัมมันต์ทำให้พื้นที่ผิวของตัวกลางดูดซับเพิ่มขึ้น อีกปัจจัยหนึ่งก็เนื่องมาจากความปั่นป่วนในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมากกว่าการทดลองในห้องปฏิบัติการ

4.4.1.4 สรุปผลการทดลองแบบทีละเท (Batch experiment) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

จากผลการทดลองการดูดซับแบบทีละเทในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนพบว่า ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่เหมาะสมในการบำบัดน้ำเสียคือ 5 กรัมต่อลิตร และระยะเวลาที่น้ำเสียต้องอยู่ในระบบต้องไม่น้อยกว่า 200 นาที เพื่อให้น้ำเสียมีความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้นต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร

4.4.1.5 สมการทำนายการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิ้นในระบบไฮบริด

จุดมุ่งหมายในการสร้างสมการทำนายการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิ้นคือ การได้สมการที่สามารถทำนายค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่คงเหลือ ณ เวลาใดๆ (C_t) เพียงใส่ความเข้มข้นเริ่มต้นและเวลาที่ต้องการทราบค่า ซึ่งค่าคงที่ k สามารถหาได้จากความสัมพันธ์ระหว่าง ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้น ปริมาณของตัวกลางดูดซับที่ใช้ ปริมาณของน้ำเสียที่ใช้ และเวลาที่เปลี่ยนไป

ในการทำนายความเข้มข้นที่จุดใด ๆ ของการดูดซับนั้นต้องอาศัย การทดลองทางจลนศาสตร์การดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน เพื่อหาค่าอันดับปฏิกิริยาที่ขึ้นกับปริมาณของตัวกลางดูดซับที่ใช้ในการทดลอง ซึ่งผลการทดลองจลนศาสตร์การดูดซับในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนนั้นสามารถนำมาเขียนสมการความสัมพันธ์ได้ดังสมการที่ 4.9

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{-kC_A^2W}{V} \quad (4.9)$$

เมื่ออินทิเกรตสมการที่ 4.12 แล้วจะได้สมการที่ 4.13

$$\frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{A0}} = \frac{kWt}{V} \quad (4.10)$$

โดย C_{A0} คือ ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้น (มิลลิกรัมต่อลิตร)

C_A คือ ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่เวลาใดๆ (มิลลิกรัมต่อลิตร)

k คือ ค่าคงที่อัตราการเกิดปฏิกิริยา (มิลลิกรัมต่อ (นาที่.กรัมของตัวกลางดูดซับ.(มิลลิกรัมต่อลิตร)²))

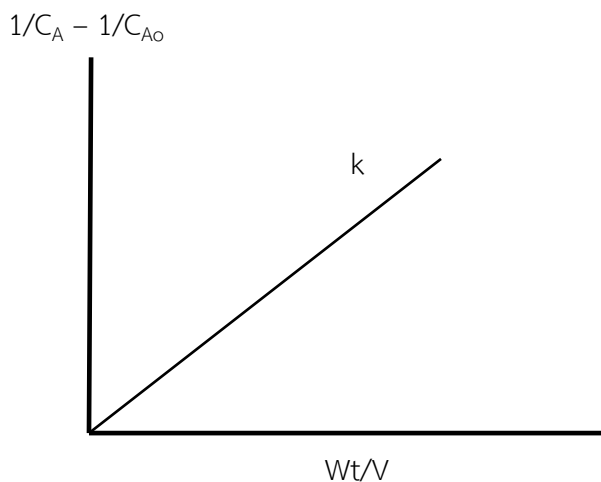
W คือ ปริมาณตัวกลางดูดซับ (กรัม)

t คือ เวลา (นาที่)

V คือ ปริมาณของอัลคาไลน์ลิทมิ้น (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 $(0,0)$ ดังรูปที่ 4.23

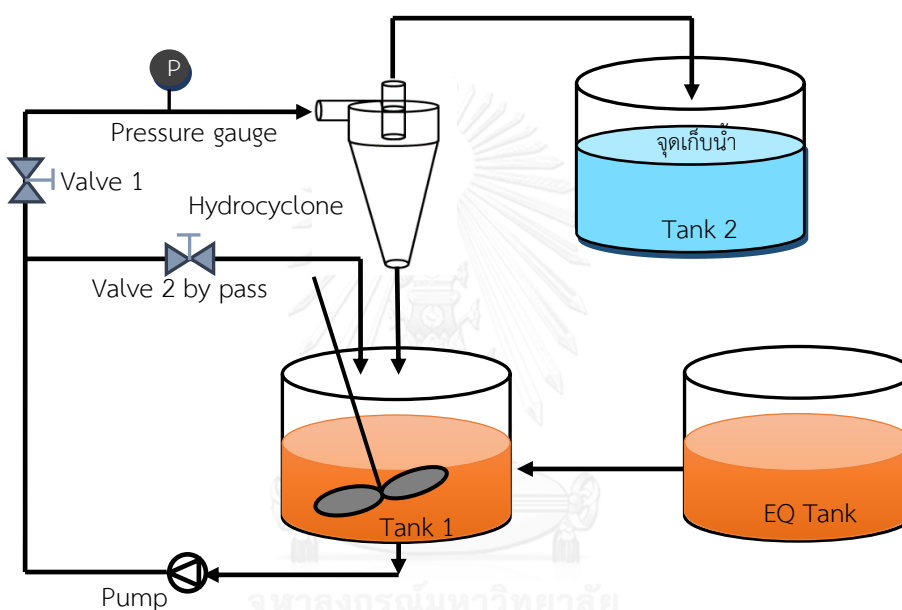


รูปที่ 4.28 การหาค่า k จากการทดลองจลนศาสตร์การดูดซับ

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

4.4.2 ทำการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

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



รูปที่ 4.29 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่อง

1.) Break-point time (T_b) คือ จุดเวลาบนกราฟเบรกทูร์ที่ความเข้มข้นของน้ำที่บำบัดแล้วมีค่าความเข้มข้นสูงสุดเท่าที่ยอมรับได้ ซึ่งในงานวิจัยนี้ กำหนดให้ค่าความเข้มข้นสูงสุดของอัลคาไลน์ลิกันที่ยอมรับได้ อยู่ที่ 50 มิลลิกรัมต่อลิตร เนื่องจาก อัลคาไลน์ลิกันที่มีความเข้มข้น 50 มิลลิกรัมต่อลิตร จะก่อให้เกิดสีในหน่วยเอตีเอ็มไอที่น้อยกว่า 300 ซึ่งในอนาคตอาจมีการกำหนดให้น้ำเสียที่ผ่านการบำบัดแล้วมีค่าสีในหน่วยเอตีเอ็มไอไม่เกิน 300 (กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม, 2558) โดยเวลาดังกล่าวเป็นเวลาที่เหมาะสมที่จะนำมาใช้ในการกักเก็บตัวกลางดูดซับไว้ในระบบ (SRT) ซึ่งสามารถนำ SRT มาใช้ในการประมาณอัตราการไหลของตัวกลางดูดซับที่เหมาะสมได้ ($L_s = \frac{\text{Mass}}{\text{SRT}}$)

2.) Exhaustion time (T_E) คือ จุดบนกราฟเบรกทรูที่บอกช่วงเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับสาร โดยเมื่อทราบค่า T_E จะทำให้สามารถประมาณหาค่าความสามารถในการดูดซับของตัวกลางดูดซับ จากการหาพื้นที่ใต้กราฟเบรกทรูได้

4.4.2.1 สมการที่ใช้ในการทำนายเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ

สมการที่นำมาใช้ในการทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนหมดความสามารถในการดูดซับนั้นมาจาก การทดลองหาค่าความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิโนในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบที่ละเท โดยพบว่าสมการที่ใช้ในการทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนหมดความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิโนนั้นเป็น ดังสมการที่ 4.11

$$q_e W = Q T_E (C_o - C_e) \quad (4.11)$$

$$T_E = \frac{q_e \times W}{Q \times (C_o - C_e)} \quad (4.12)$$

โดย	q_e	คือ ความสามารถในการดูดซับ (มิลลิกรัมต่อกรัม)
	W	คือ ปริมาณของถ่านกัมมันต์ (กรัม)
	Q	คือ อัตราการไหลของน้ำเสีย (ลิตรต่อนาที)
	C_o	คือ ความเข้มข้นลิทมิโนเริ่มต้นของน้ำเสีย (มิลลิกรัมต่อลิตร)
	C_e	คือ ความเข้มข้นลิทมิโนที่จุดสมดุลของน้ำเสีย (มิลลิกรัมต่อลิตร)
	T_E	คือ จุดบนกราฟเบรกทรูที่บอกช่วงเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับสาร (นาที)

ในการสร้างสมการทางคณิตศาสตร์นั้นต้องอาศัยค่าความสามารถในการดูดซับจากไอโซเทอมการดูดซับ โดยสามารถนำเอาสมการแลงเมียร์ไอโซเทอมจากการทดลองในห้องปฏิบัติการและในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบที่ละเท มาใช้ในการหาค่าความสามารถในการดูดซับของถ่านกัมมันต์

$$\text{จาก} \quad q = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e} \quad (4.13)$$

เมื่อค่า q_m เท่ากับ 66.667 และค่า b เท่ากับ 0.01193

และสามารถคำนวณหาค่าปริมาณของตัวกลางดูดซับจากสมการที่ 4.9

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

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

$$Q \times (C_o - C_e) = kC_e^2W \quad (4.14)$$

$$W = \frac{Q \times (C_o - C_e)}{kC_e^2} \quad (4.15)$$

โดยค่า k เท่ากับ 1×10^{-5} (มิลลิกรัมต่อ (นาที่.กรัมของตัวกลางดูดซับ. (มิลลิกรัมต่อลิตร)²))

จากสมการที่ 4.14 และสมการที่ 4.15 สามารถเขียนสมการหาค่า T_E ได้ใหม่ ดังสมการที่ 4.16

$$T_E = \frac{kC_e^{1/n} \times (C_o - C_e)}{k \times (C_o - C_e) \times C_e^2} \quad (4.16)$$

โดยค่า T_E ที่ได้จากสมการที่ 4.16 นั้นเป็นค่า T_E ที่ได้จากการตั้งสมมติฐานว่า การทำงานของระบบเข้าสู่สภาวะสมดุล (Steady state) ดังนั้นค่า T_E นี้ยังไม่ได้คิดผลจากการเริ่มระบบ (Start up) ความเข้มข้นที่จุดสมดุลจึงไม่ขึ้นกับระยะเวลาที่ใช้ในการดูดซับ ดังนั้น จึงต้องนำสมการสมดุลมวล (สมการที่ 4.16) มาใช้ในการทำนายค่า T_E

$$\text{Accumulation} = \text{In} - \text{Out} + \text{reaction} \quad (4.17)$$

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

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

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

แก้สมการ Differential equation ด้วยวิธี numerical จะได้สมการที่ 4.18

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

$$\frac{\Delta C_A}{\Delta t} = \frac{Q}{V}(C_o - C_A) - (kC_{A,t}^2 \frac{W}{V}) \quad (4.18)$$

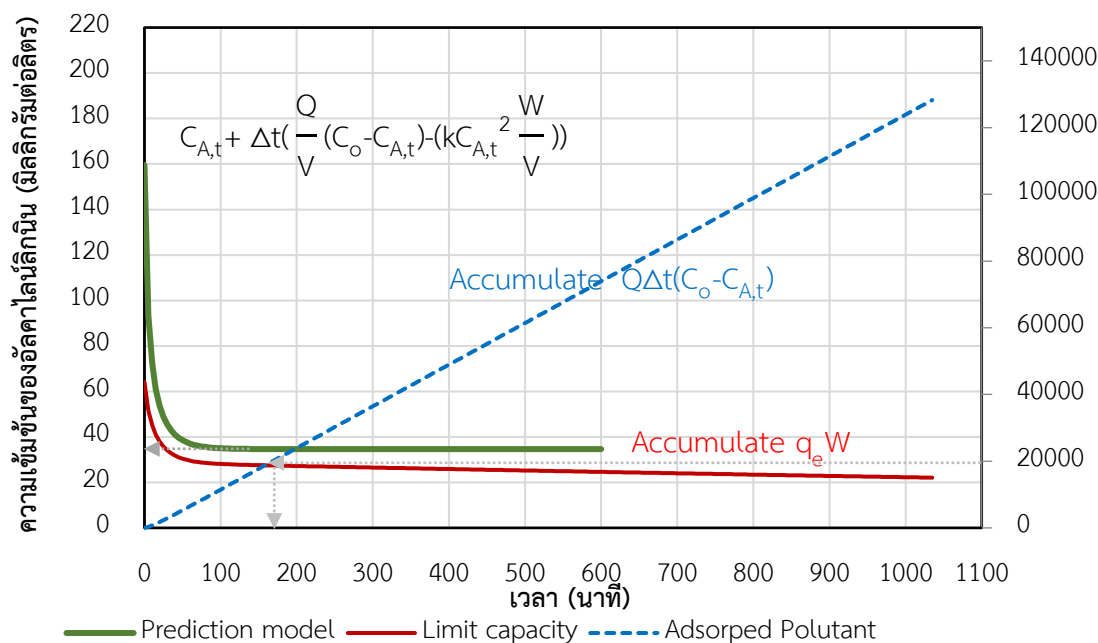
โดย $C_{A,t}$ คือ ความเข้มข้นที่เวลาใด ๆ (มิลลิกรัมต่อลิตร)

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

ดังนั้น ความเข้มข้นของจุดเวลาที่ต้องการ แสดงดังสมการที่ 4.19

$$C_{A(t+\Delta t)} = C_{A,t} + \Delta t \left(\frac{Q}{V}(C_o - C_{A,t}) - (kC_{A,t}^2 \frac{W}{V}) \right) \quad (4.19)$$

เมื่อได้ค่าจากสมการที่ 4.11 สมการแลงเมียร์ไอโซเทอม และสมการที่ 4.19 ไปสร้างกราฟเพื่อหาจุดตัดจะได้ค่า SRT จากจุดตัดของกราฟระหว่าง สมการที่ 4.11 และสมการแลงเมียร์ไอโซเทอมได้ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิ้นท์ที่จุดสมดุลจากสมการที่ 4.19



รูปที่ 4.30 การใช้สมการในการทำนายหาระยะเวลาที่ถ่านกัมมันต์ต้องอยู่ในระบบ และค่าความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิทมิ้นท์ที่เวลาใดๆ

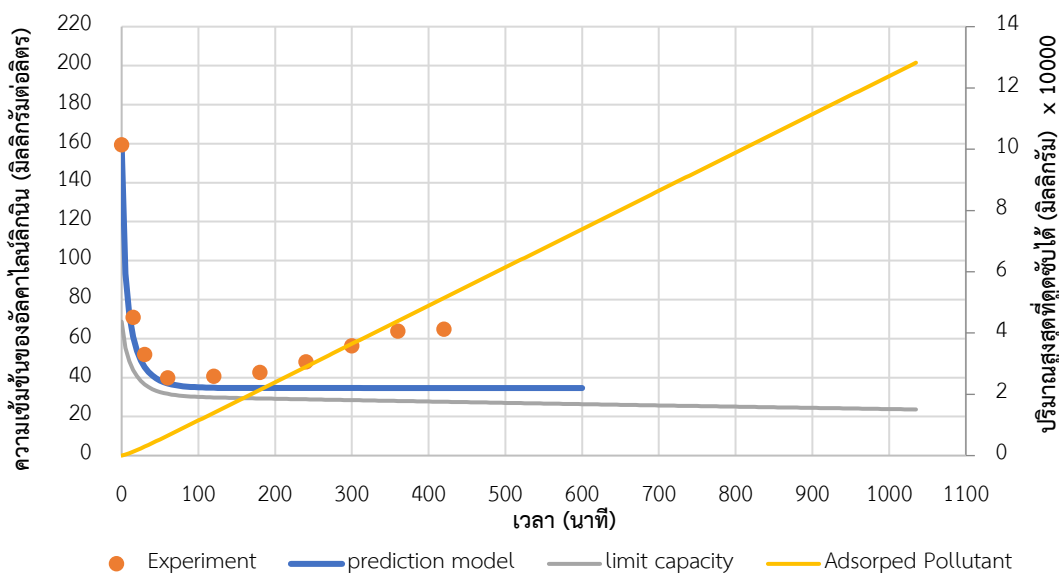
4.4.2.2 เปรียบเทียบผลการทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบกึ่งต่อเนื่องและผลจากสมการการทำนาย

ในส่วนของการทดลองนั้นวัดความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียเริ่มต้นและใช้ปริมาณตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร กำหนดให้อัตราการไหลของน้ำเสียเท่ากับ 1 ลิตรต่อนาที ดังนั้น เมื่อนำสถานะการทดลองนี้มาทำนายความเข้มข้นที่จุดสมดุลและเวลาที่ตัวกลางดูดซับภายในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนหมดความสามารถในการดูดซับพบว่า สามารถทำนายค่าได้ดังตารางที่ 4.9 โดยรูปที่ 4.31 4.32 และ 4.33 แสดงจุดเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ

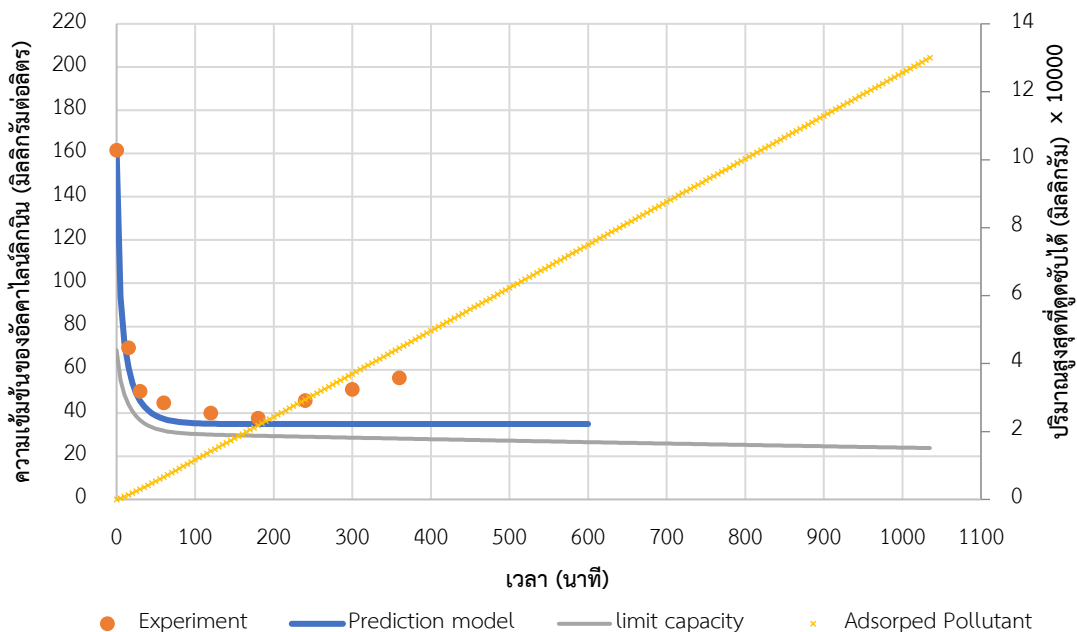
ตารางที่ 4.9 ค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุลและ T_E ที่ทำนายได้จากสมการทางคณิตศาสตร์

ปริมาณถ่านกัมมันต์ (กรัมต่อลิตร)	อัตราการไหล (ลิตรต่อนาที)	ความเข้มข้นเริ่มต้น	ความเข้มข้นที่จุดสมดุล	จุด T_E จากการทำนาย (นาที)
5	1	159.55	34.65	165
5	1	161.47	34.89	160
5	1	121.29	29.68	200

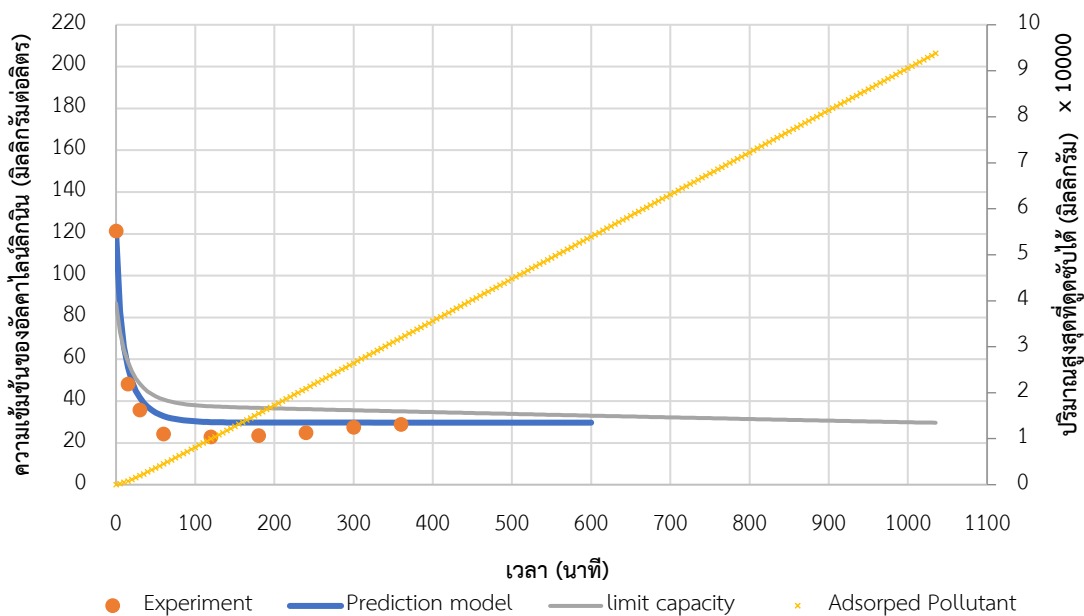
หมายเหตุ ปริมาตรของถัง คือ 200 ลิตร



รูปที่ 4.31 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์ ความเข้มข้นของน้ำเสีย 159.55 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร



รูปที่ 4.32 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิไนท์ที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์ ความเข้มข้นของน้ำเสีย 161.47 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร



รูปที่ 4.33 ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิไนท์ที่จุดสมดุลและค่า T_E จากสมการทางคณิตศาสตร์ ความเข้มข้นของน้ำเสีย 121.29 มิลลิกรัมต่อลิตร ตัวกลางดูดซับ 5 กรัมต่อลิตร

จากสมการที่ 4.18 สามารถนำข้อมูลค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่เวลาใดๆ มาทำนายค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุลและค่า T_E ได้ดังรูปที่ 4.31 4.32 และ 4.33 โดย จะแสดงถึงข้อมูล 3 ส่วน คือ

- 1) ค่าความเข้มข้นที่เปลี่ยนไปตามเวลาจนเข้าสู่จุดสมดุล
- 2) ค่าปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิเนนสูงสุดที่สามารถถูกดูดซับ (Limited capacity) ซึ่งคำนวณมาจากค่าความสามารถในการดูดซับทั้งหมดของตัวกลางดูดซับที่ใช้ในระบบ โดยต้องคิดผลของปริมาณตัวกลางดูดซับที่หายไปจากระบบด้วย เนื่องจากประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลนอยู่ที่ร้อยละ 95
- 3) ปริมาณของอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่ถูกดูดซับแล้ว (Adsorped pollutant) ซึ่งคำนวณมาจากค่าการสะสมของปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่ถูกดูดซับไปแล้ว

ดังนั้น จุดตัดระหว่างเส้นปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิเนนสูงสุดที่สามารถถูกดูดซับได้กับปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่ถูกดูดซับแล้ว จึงเป็นจุดที่บอกถึงเวลาที่ตัวกลางดูดซับไม่สามารถดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิเนนได้อีก ดังนั้นรูปที่ 4.31 4.32 และ 4.33 ตามลำดับ จึงสามารถใช้อ่านค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนนที่เข้าสู่สมดุลและจุด T_E ได้

ตารางที่ 4.10 เปรียบเทียบความเข้มข้นที่จุดสมดุลและค่า T_E จากการทำนายและผลการทดลอง

ความเข้มข้นเริ่มต้น (มก./ล.)	ความเข้มข้นที่จุดสมดุลทดลอง (มก./ล.)	ความเข้มข้นที่จุดสมดุลทำนาย (มก./ล.)	จุด T_E ทดลอง (นาท)	จุด T_E ทำนาย (นาท)	ค่าความผิดพลาดจากการทำนายความเข้มข้น (ร้อยละ)	ค่าความผิดพลาดจากการทำนายเวลา (ร้อยละ)
159	39.92	34.65	180	165	13.20	8.33
161	37.55	34.89	180	160	7.08	11.11
121	23.48	29.68	200	195	20.89	2.50

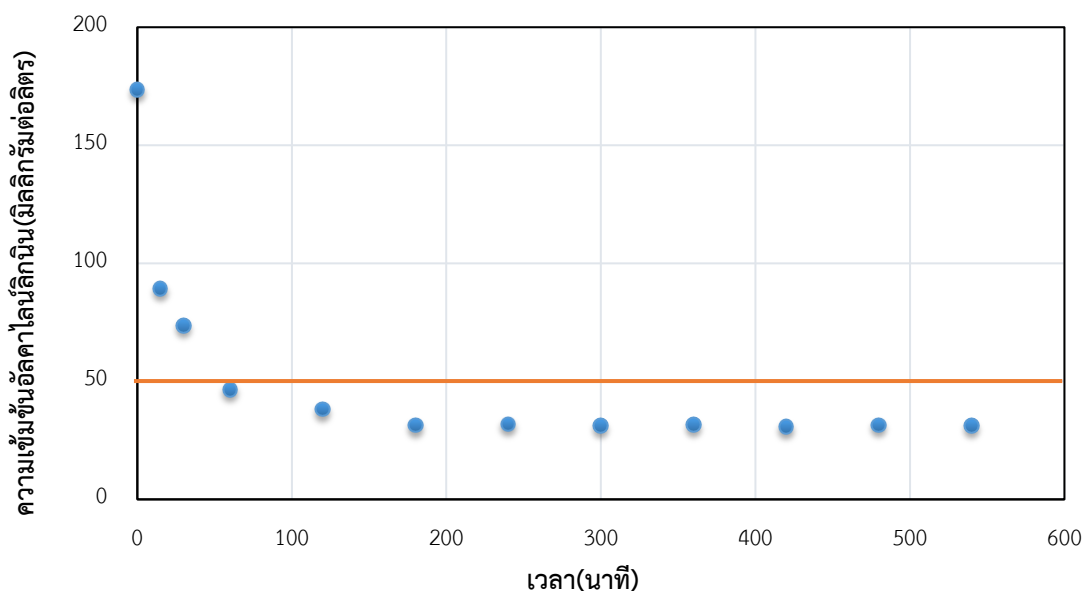
หมายเหตุ ปริมาตรของถัง คือ 200 ลิตร

จากการเปรียบเทียบความเข้มข้นและค่า T_E ที่ได้จากการทดลองกับค่าที่ได้จากการทำนายพบว่า มีความคลาดเคลื่อนเพียงเล็กน้อย จึงสามารถกล่าวได้ว่า สมการทางคณิตศาสตร์นั้นมีความเป็นไปได้ที่จะนำมาใช้ในการทำนายระยะเวลาที่ตัวกลางดูดซับเริ่มเข้าสู่สมดุล เพื่อนำมาใช้ในการทำนายระยะเวลาการกักเก็บถ่านกัมมันต์ในระบบ (SRT) ที่ใช้กำหนดอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์

ซึ่งเป็นพารามิเตอร์ที่สำคัญที่จะนำมาใช้ในการทดลองแบบต่อเนื่อง เพื่อเป็นการยืนยันว่าค่าที่ได้จากการทำนายสามารถนำไปใช้เพื่อควบคุมระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนได้ ดังนั้นจึงนำค่าที่ได้ไปทำการทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่องต่อไป

4.4.3 ทำการทดลองแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor)

การศึกษาการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาใช้ในการเดินระบบแบบต่อเนื่องในน้ำเสียจริง ทำการทดลองโดยสูบน้ำเสียจากบ่อดักตะกอนชั้นที่ 1 ลงในถังกวนผสมปริมาณ 200 ลิตร วัดความเข้มข้นลิกนินได้ 173.49 มิลลิกรัมต่อลิตร ทำการเดินระบบและเติมถ่านกัมมันต์เริ่มต้น 1000 กรัม ลงในถังกวนผสมและให้อัตราการไหลเข้าออกของน้ำเสียเท่ากับ 1 ลิตรต่อนาที นำถ่านกัมมันต์เติมเข้าและนำออกทุก 30 นาที ด้วยปริมาณอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์เท่ากับ $\frac{\text{ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ใช้}}{\text{SRT}}$ โดยค่า SRT ที่ใช้นั้นมาจากสมการทำนายค่า T_B โดยใช้ค่า SRT เท่ากับ 180 นาที เมื่อคำนวณแล้วจะได้อัตราการไหลของถ่านกัมมันต์ที่นำมาใช้ในการทดลองมีค่าเท่ากับ 5.56 กรัมต่อนาที เก็บตัวอย่างน้ำเพื่อวัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินที่เหลืออยู่ (C_t) ที่ทางออกส่วนบนของไฮโดรไซโคลนตามเวลาด้วยเครื่องสเปกโตรโฟโตมิเตอร์



รูปที่ 4.34 ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินที่เวลาใดๆในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่อง

จากรูปที่ 4.34 พบว่าค่า SRT ที่นำมาใช้ในการทดลองสามารถทำให้ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินลดลงต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยที่อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับที่ 5.56 กรัมต่อนาที ทำให้ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกนินคงที่อยู่ที่ประมาณ 31 มิลลิกรัมต่อลิตร ดังนั้น จึง

สามารถสรุปได้ว่าระบบไฮบริดไฮโดรไฮโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่เดินระบบแบบถ่วงกันต่อเนื่อง สามารถกำจัดสีจากน้ำเสียจากอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษ โดยพบว่า เมื่อเวลาผ่านไป 60 นาที ปริมาณของอัลคาไลน์ลิกนินสามารถลดลงมาอยู่ในช่วงที่ต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร

4.4.4 สรุปผลการทดลองในระบบไฮบริดไฮโดรไฮโคลนและการดูดซับ

ในการทดลองแบบที่ละเทในไฮบริดไฮโดรไฮโคลนพบว่า ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่เหมาะสมสำหรับน้ำเสียที่มีความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิกนินเริ่มต้นประมาณ 180 มิลลิกรัมต่อลิตร คือ 5 กรัมต่อลิตร และเวลาในการกักเก็บน้ำเสียในระบบต้องไม่น้อยกว่า 200 นาที

ในการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง พบว่าเวลาที่เหมาะสมในการกักเก็บถ่านกัมมันต์ไว้ในระบบขึ้นกับความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสียโดยที่ความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิกนินเริ่มต้นประมาณ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ระยะเวลาที่กักเก็บถ่านกัมมันต์ไว้ในระบบคือ 180 นาที ซึ่งใกล้เคียงกับค่าที่ได้จากการทำนายโดยใช้สมการทางคณิตศาสตร์

ในการทดลองแบบต่อเนื่อง เป็นการนำค่าที่ได้จากการทดลองแบบที่ละเทและแบบกึ่งต่อเนื่อง รวมทั้งค่าจากการทำนายด้วยสมการทางคณิตศาสตร์มาใช้ในการควบคุมระบบ พบว่าสามารถบำบัดน้ำเสียได้อย่างมีประสิทธิภาพ

จากการทดลองยืนยันว่า สามารถใช้ข้อมูลจากการทดลองมาประยุกต์ใช้เป็นเกณฑ์การออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไฮโคลน เพื่อรองรับน้ำเสียในปริมาณมากได้

4.5 เกณฑ์การออกแบบและควบคุมระบบ

การออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนพิจารณาจากอัตราการไหล และความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสีย ซึ่งใช้ออกแบบ ขนาดถังและอัตราการเติมถ่านกัมมันต์

4.5.1 เกณฑ์การออกแบบระบบและวิธีการเดินระบบ

ตารางที่ 4.11 การออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนทั้ง 3 รูปแบบ

	แบบที่ละเท	แบบกึ่งต่อเนื่อง	แบบต่อเนื่อง
อัตราการไหลของน้ำเสียเข้าระบบ (Q)	Q	Q	Q
เวลากักเก็บน้ำเสีย (HRT)	200 นาที	200 นาที	200 นาที
ขนาดถัง(V)	ใช้ 2 ถัง ทำงานสลับกัน $V = Q \times (HRT + \text{เวลาสูบน้ำออก})$	$V = HRT \times Q$	$V = HRT \times Q$
ปริมาณถ่านกัมมันต์	กำหนดจาก C_0 $C_0 = 200 \text{ mg/l}$ ใช้ GAC 5 g/l	กำหนดจาก C_0 $C_0 = 200 \text{ mg/l}$ ใช้ GAC 5 g/l	กำหนดจาก C_0 $C_0 = 200 \text{ mg/l}$ ใช้ GAC 5 g/l
ปริมาณถ่านกัมมันต์ขณะเริ่มระบบ (W_{GAC})	$W_{GAC} = 5 \text{ (g/l)} \times \text{ขนาดถัง (l)}$	$W_{GAC} = 5 \text{ (g/l)} \times \text{ขนาดถัง (l)}$	$W_{GAC} = 5 \text{ (g/l)} \times \text{ขนาดถัง (l)}$
เวลากักเก็บ GAC (SRT)	-	จากสมการการทำนาย	จากสมการการทำนาย
อัตราการเติมถ่านกัมมันต์	-	-	W_{GAC} / SRT
จำนวนไฮโดรไซโคลน	$Q / 6.221 \text{ m}^3/\text{d}$	$Q / 6.221 \text{ m}^3/\text{d}$	$Q / 6.221 \text{ m}^3/\text{d}$

การออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนพิจารณาจากอัตราการไหล และความเข้มข้นเริ่มต้นของน้ำเสีย ซึ่งใช้ออกแบบ ขนาดถังและอัตราการเติมถ่านกัมมันต์

1. การหาขนาดถังคำนวณจาก อัตราการไหลของน้ำเสียโดยใช้ เวลาที่เก็บน้ำเสียในระบบที่ 200 นาที ซึ่งสามารถหาขนาดถังได้จาก $HRT = \text{ขนาดถัง}/\text{อัตราการไหล}$

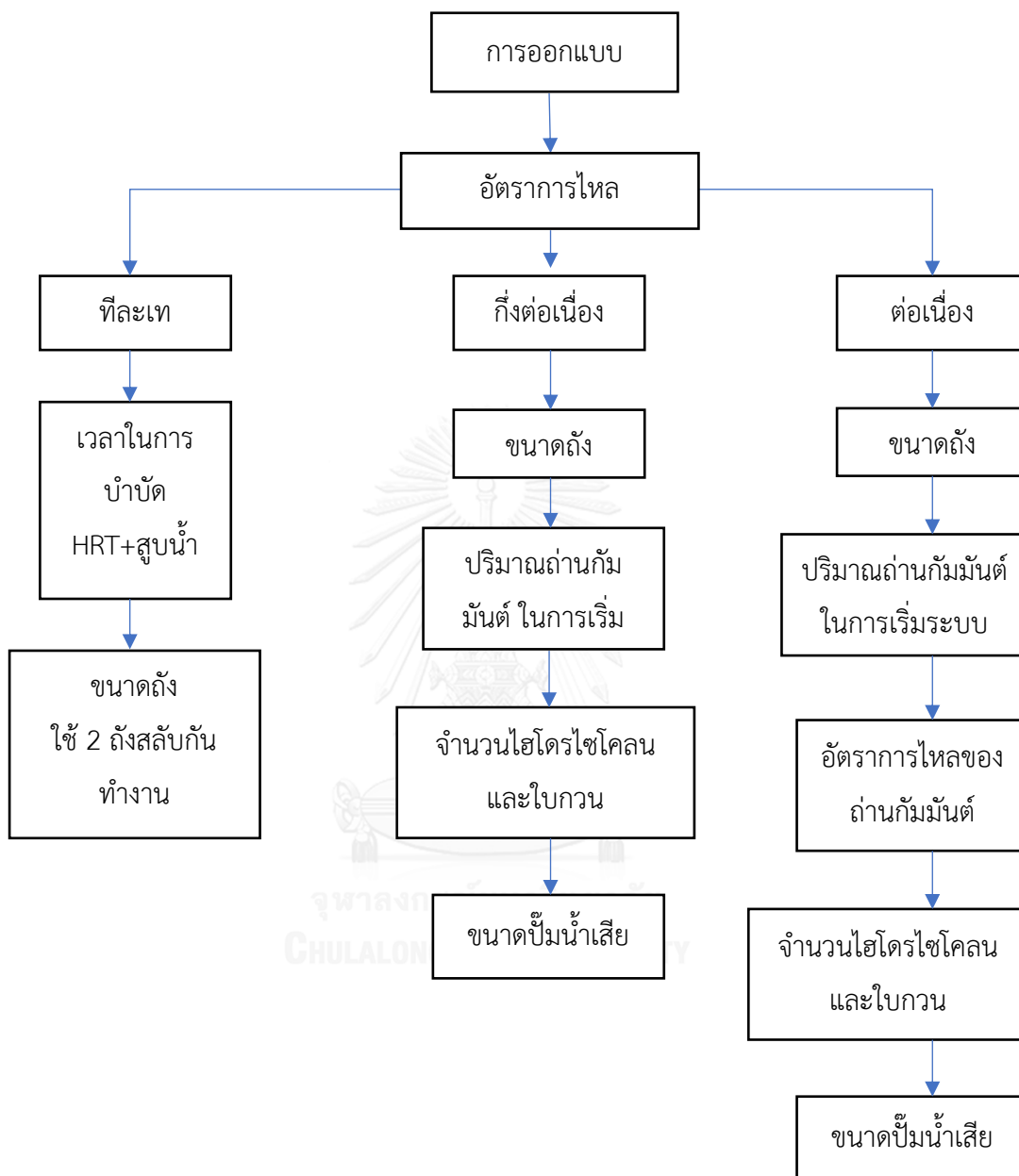
2. การหาอัตราการเติมถ่านกัมมันต์ และปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ต้องเติมขณะเริ่มรันระบบไฮโดรไซโคลน ปริมาณถ่านกัมมันต์ที่ต้องเติมขณะเริ่มเดินระบบคำนวณจาก ขนาดถังกักเก็บและความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่ต้องใช้ $W_{GAC} = \text{ขนาดถัง} \times \text{ความเข้มข้นถ่านกัมมันต์}$ และ อัตราการเติมถ่านกัมมันต์คำนวณจาก อัตราการเติมถ่านกัมมันต์ = W_{GAC} / STR ซึ่ง STR คือเวลาที่เก็บถ่านกัมมันต์ไว้ในระบบ

3. การหาจำนวนไฮโดรไซโคลนพิจารณาจากอัตราการไหลของน้ำเสียโดย ไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร รับอัตราการไหลที่ความดัน 0.5 บาร์ 6.221 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน ถ้าออกแบบไฮโดรไซโคลนให้มีขนาดใหญ่ขึ้น ต้องทำการทดลองหาประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ใหม่ด้วยเช่นกัน

ตารางที่ 4.12 การเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

แบบที่ละเท	แบบกึ่งต่อเนื่อง	แบบต่อเนื่อง
1. สูบน้ำเสียเข้าสู่ถังจมนเต็ม	1. สูบน้ำเสียเข้าสู่ถังจมนเต็ม	1. สูบน้ำเสียเข้าสู่ถังจมนเต็ม
2. เติมถ่านกัมมันต์	2. น้ำเสียเข้า-ออกถัง อัตราการไหลคงที่	2. น้ำเสียเข้า-ออกถัง อัตราการไหลคงที่
3. เดินระบบ 200 นาที	3. เติมถ่านกัมมันต์ 5 g/l	3. เติมถ่านกัมมันต์ 5g/l
4. สูบน้ำออก	4. เดินระบบ 180 นาที	4. กำหนดอัตราการไหลของถ่านกัมมันต์ เข้า-ออก
5. ทำซ้ำเป็นรอบๆ	5. แยกถ่านกัมมันต์ออก	ตลอดเวลาด้วย SRT
	6. เติมถ่านกัมมันต์	

ขั้นตอนการออกแบบระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน



4.5.2 ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบด้วยระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน

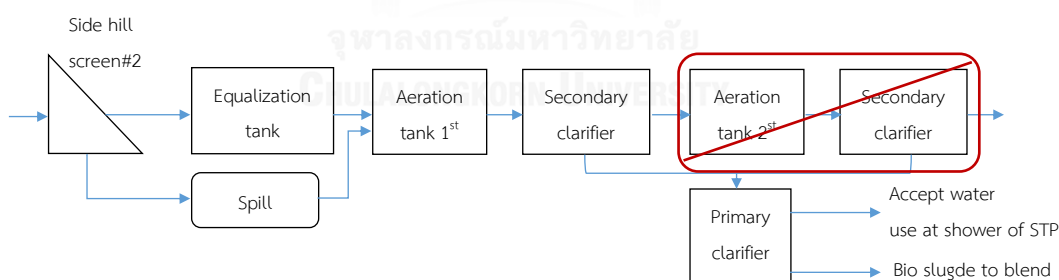
ค่าใช้จ่ายในการเดินระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบ่งออกเป็น ค่าถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด ค่ากำจัดตะกอน และค่าไฟฟ้า

1. ค่าใช้จ่ายเนื่องจากถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด โดยที่ราคาขายปลีกของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 ที่ใช้สำหรับการทดลอง (Laboratory reagent grade) ของบริษัท Calgon carbon corporation อยู่ที่ 185 บาทต่อกิโลกรัม ในงานจริงสามารถซื้อในราคาที่ถูกลงได้ถึง 75% เพราะซื้อในปริมาณมากและเป็นถ่านกัมมันต์เกรดโรงงาน (Technical grade) อยู่ที่กิโลกรัมละ 46 บาท

2. ค่ากำจัดกากตะกอนที่เกิดจากถ่านกัมมันต์อยู่ที่ 3 บาทต่อกิโลกรัม ทั้งนี้ไม่รวมปริมาณกากตะกอนที่เกิดจากระบบ AS ซึ่งค่าใช้จ่ายส่วนนี้สามารถลดลงได้ถ้ามีการนำกากตะกอนถ่านกัมมันต์ไปใช้เป็นพลังงานสำหรับโรงงาน

3. ค่าไฟฟ้าขึ้นกับขนาดและการออกแบบระบบ ซึ่งแบ่งเป็น 2 ส่วนคือ เครื่องสูบน้ำและใบกวน โดยพิจารณาจากอัตราการไหลของน้ำเสีย

4. การนำกระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนไปใช้ในการบำบัดน้ำเสีย ทำให้น้ำเสียที่ผ่านกระบวนการไฮบริดมีค่าสีต่ำกว่าค่ามาตรฐาน จึงไม่จำเป็นต้องมีบ่อเติมอากาศครั้งที่ 2 และถังตกตะกอนครั้งที่ 2 ซึ่งจะช่วยลดค่าใช้จ่าย ในส่วนนั้น



รูปที่ 4.35 ระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงาน ในส่วน ETP 3

1.) ลดการเติมสารส้ม ที่เติมในน้ำเสียก่อนเข้าสู่ถังตกตะกอนครั้งที่ 2 ซึ่งปัจจุบันทางโรงงานมีการเติมสารส้มในปริมาณสูงถึง 600 มิลลิกรัมต่อลิตร

2.) ค่าใช้จ่ายในการกำจัดกากตะกอนที่เกิดจากการเติมสารส้ม การเติมสารส้มทำให้ตะกอนที่เกิดขึ้นมีความเข้มข้นสูง และยากต่อการกำจัด

3.) ค่าไฟฟ้าของระบบเติมอากาศในบ่อเติมอากาศขั้นที่ 2

ตารางที่ 4.13 การคำนวณค่าใช้จ่ายสำหรับบำบัดน้ำเสียจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 ใน 1 วัน (ต่อ)

	การคำนวณ	จำนวน	ค่าใช้จ่ายต่อวัน
ไฟฟ้า	คำนวณจากอัตราการไหลของน้ำเสียโดยใช้ ออกแบบระบบกำหนด Head 0.75 bar (0.5 bar สำหรับไฮโดรไซโคลน) โดยอัตราการไหล ของน้ำเสีย over flow คิดเป็น 50% ของน้ำเสีย เข้าสู่ไฮโดรไซโคลน ดังนั้น ปั๊มน้ำต้องรับ Flow ได้ 9,000 l/min โดยเลือกปั๊มน้ำขนาด 3.7 kw 10 ตัว อัตราการไหล 900 ลิตร/นาที ใบกวน ใช้มอเตอร์ขนาด 2.2 kw 5 ตัว	(คิดค่าไฟ หน่วยละ 1.7314 บาท) 3.7x10=37kw 2.2x5=11kw	37x24x1.7314 <u>1,537.48</u> 11x24x1.7314 <u>457.09</u>
		รวม	<u>1,609,292</u> บาท



บทที่ 5

สรุปผลการวิจัยและข้อเสนอแนะ

5.1 สรุปผลการวิจัย

งานวิจัยนี้มีวัตถุประสงค์เพื่อศึกษาแนวทางในการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดมาประยุกต์ใช้ในการกำจัดสีจากลิกนินในน้ำเสียจากอุตสาหกรรมกระดาษ โดยพิจารณาถึงความสามารถในการดูดซับ ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ที่ผ่านกระบวนการดูดซับแล้วออกจากน้ำด้วยไฮโดรไซโคลนและประสิทธิภาพของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

5.1.1 การดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินของถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด

1. ถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 มีความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินที่ทำให้เกิดสีในน้ำเสียจริง ที่ความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิกนินเริ่มต้นประมาณ 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ให้ต่ำกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร โดยใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ 10 กรัมต่อลิตร
2. ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินจะเพิ่มสูงขึ้น เมื่อเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับ เนื่องจากการเพิ่มตัวกลางดูดซับนั้นเปรียบได้กับการเพิ่มพื้นที่ผิวและบริเวณในการดูดซับ อย่างไรก็ตามเมื่อเพิ่มปริมาณตัวกลางดูดซับจนถึงค่าหนึ่ง ประสิทธิภาพในการดูดซับจะคงที่ เนื่องจากความเข้มข้นของอัลคาไลน์ ลิกนินบนพื้นผิวของตัวกลางดูดซับและในสารละลายมีความเข้มข้นอยู่ในสถานะสมดุลซึ่งกันและกัน
3. ไอโซเทอมการดูดซับของน้ำเสียจากโรงงานผลิตเยื่อกระดาษ และถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด Filtrasorb 200 เป็นไปตามแบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอม ซึ่งเป็นการดูดซับแบบชั้นเดียว
4. ตะกอนจากถังเติมอากาศส่งผลน้อยมากต่อการดูดซับอัลคาไลน์ลิกนินของถ่านกัมมันต์ ทั้งนี้เนื่องจากตะกอนในน้ำเสียมีปริมาณน้อย

5.1.2 พารามิเตอร์ที่ส่งผลต่อความสามารถในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดของไฮโดรไซโคลน

1. ตะกอนจุลินทรีย์ในน้ำเสียจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 ส่งผลน้อยมากต่อประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ของไฮโดรไซโคลน ทั้งนี้เนื่องจากตะกอนในน้ำเสียมีปริมาณน้อย
2. ประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดขนาด 12x40 เมช ของไฮโดรไซโคลนขนาด 30 มิลลิเมตร ที่ความดัน 0.5 บาร์ คิดเป็นร้อยละ 95

5.1.3 ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดที่ใช้ในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกัน

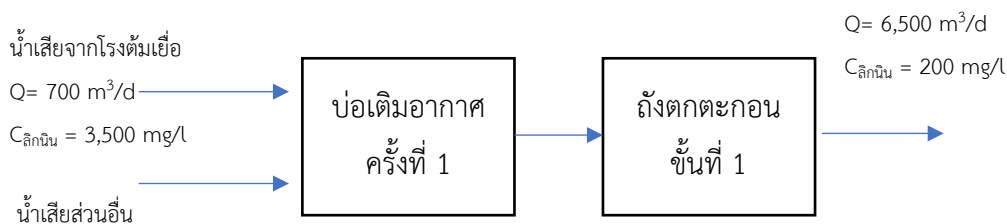
1. ความสามารถและอัตราเร็วของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันภายในระบบไฮบริดจะสูงกว่าภายในห้องปฏิบัติการ ทั้งนี้เพราะอุณหภูมิภายใน pilot plant สูงกว่าภายในห้องปฏิบัติการ ซึ่งอุณหภูมิเพิ่มขึ้นจะทำให้อัตราเร็วในการดูดซับสูงขึ้น
2. ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแบบไหลต่อเนื่อง (Continuous operating) สามารถนำมาใช้ในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกัน โดยพบว่าในการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นเริ่มต้น 180 มิลลิกรัมต่อลิตร ต้องใช้ถ่านกัมมันต์ปริมาณ 5 กรัมต่อลิตร โดยกำหนดอัตราการไหลของน้ำเสีย 1 ลิตรต่อนาที และใช้อัตราการเติมตัวกลางดูดซับ 5.56 กรัมต่อนาที จะสามารถบำบัดน้ำเสียให้ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันให้เหลือน้อยกว่า 50 มิลลิกรัมต่อลิตร
3. สามารถใช้สมการทางคณิตศาสตร์มาใช้นำมาทำนายค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันที่จุดสมดุลและอัตราการเติมถ่านกัมมันต์ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนแบบต่อเนื่องได้

5.2 ข้อเสนอแนะเพื่อการวิจัยต่อไป

จากการศึกษาระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดพบว่าระบบไฮบริดสามารถนำไปใช้ในการกำจัดอัลคาไลน์ลิกันได้จริง แต่ยังมีค่าใช้จ่ายสูงเกินไปที่จะนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนมาใช้บำบัดน้ำเสีย ดังนั้น จึงควรหาแนวทางในการลดค่าใช้จ่ายลง

- ศึกษาการนำถ่านกัมมันต์ที่ผ่านกระบวนการดูดซับลิกันในน้ำเสียจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 ไปใช้ในการบำบัดน้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด เพราะความเข้มข้นอัลคาไลน์ลิกันของน้ำเสียก่อนเข้าสู่ระบบบำบัดสูงกว่าน้ำเสียจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 มาก

- ศึกษาการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนไปใช้บำบัดน้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด จากการศึกษาเบื้องต้นพบว่า ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดสามารถดูดซับลิกันในน้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษที่มีความเข้มข้นสูงให้มีความเข้มข้นลดลงได้ และอัตราการไหลของน้ำเสียจากโรงต้มเยื่อกระดาษมีปริมาณน้อยจึงอาจจะมีค่าน้อยกว่า



รูปที่ 5.1 อัตราการไหลน้ำเสียของระบบบำบัดน้ำเสียโรงงาน

- ศึกษาการฟื้นฟูสภาพ (Regenerate) ถ่านกัมมันต์ที่ใช้แล้ว เพื่อนำกลับมาใช้ใหม่ การฟื้นฟูสภาพถ่านกัมมันต์ที่ผ่านการดูดซับลิกลินในน้ำเสียเพื่อลดต้นทุนในการบำบัดน้ำเสียเป็นทางเลือกหนึ่งที่น่าสนใจ โดยการฟื้นฟูสภาพอาจทำได้โดย การเติมสารละลายหรือการใช้ความร้อน
- ศึกษาการนำถ่านกัมมันต์ที่ผ่านกระบวนการดูดซับแล้ว ไปใช้ผลิตพลังงานเพื่อเป็นการลดต้นทุนสำหรับโรงงานอุตสาหกรรม
- ศึกษาแนวทางการนำระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนไปใช้ร่วมกับระบบบำบัดน้ำเสียของโรงงานอย่างมีประสิทธิภาพ
- ปรับปรุงระบบบำบัดแบบเติมอากาศ

รายการอ้างอิง

ภาษาอังกฤษ

- Andersson K.I., Eriksson M., & 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. (1965). *The Hydrocyclone*. Volume. 4 First Edition. London: Pergamom Press.
- Castilho L.R., & Medronho R.A. (2000). A simple procedure for design and performance prediction of Bradley and Rietema Hydrocyclone. *Mineral Engineering* 13, 183-191.
- Dwari, R., Biswas, M., & Meikap, B. (2004). Performance characteristics for particles of sand FCC and fly ash in a novel hydrocyclone. *Chemical Engineering Science*, 59(3), 671-684.
- Dwari R.K., M.N., B., & B.C., a. M. (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, O., R., T., D., & T., a. B. (2007). Performance of a deoiling hydrocyclone during variable flow rates. *Minerals Engineering*, 20, 368-379.
- Islam M.A., Mozumder M.S.I., & Khan M.M.R. (2009). Design cum performance equation for a reactor type adsorption unit. *Journal of scientific research* 1, 450-460.
- Puprasert C., Hebrard G., Lopez L., & 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., & 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. *Chemical Engineering Science*, 15, 298–302.

Rossmann G.R., & B.J. (1997).

Talawal, W. (2007). *Removal of Bisphenol A by Sawdust Bottom ASH*. Mahidol University.

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

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



ภาษาไทย

โชคเอื้อ ศรีสุชาติ. (2549). การกำจัดสีของน้ำเสียจากการฟอกเยื่อของโรงงานเยื่อกระดาษโดยใช้ โซเดียมโบโรไฮไดรด์. (วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

ไพฑูริย์ หมายมั่นสมสุข. (2548). สี กลิ่นและรส (*Color, Odor and Flavor*). [online].

กรุงเทพมหานคร : ศูนย์วิเคราะห์มลพิษ สำนัก . เทคโนโลยีสิ่งแวดล้อมโรงงาน กรมโรงงาน อุตสาหกรรม , 2548. แหล่งที่มา : www2.diw.go.th/research/file.asp[26 มิถุนายน 2558].

กรรณิการ์ รักกิจ. (2547). การขจัดไอออนทองแดงจากน้ำเสียโดยการดูดซับบนถ่านกัมมันต์.

(วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

กรรณิการ์ สิริสิงห์. (2544). เคมีของน้ำ น้ำโสโครกและการวิเคราะห์. พิมพ์ครั้งที่ 3:

กรุงเทพมหานคร: คณะสาธารณสุขศาสตร์ มหาวิทยาลัยมหิดล.

กระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม. (2558). (ร่าง) ประกาศกระทรวงทรัพยากรธรรมชาติและสิ่งแวดล้อม เรื่อง กำหนดมาตรฐานควบคุมการระบายน้ำทิ้งจากแหล่งกำเนิดประเภท โรงงานอุตสาหกรรมและนิคมอุตสาหกรรม.

กฤษณ์ พลรัตน์. (2547). การขจัดกำมะถันจากมิตเติลดีสทิลเลตโดยการดูดซับบนโพแทสเซียมไอโอไดด์/ถ่านกัมมันต์. (ปริญญาโทบริหารธุรกิจ), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

ธัญธรณ์ สวัสดิวงษ์. (2553). การใช้ไฮโดรไซโคลนแบบอนุกรมและไฮโดรไซโคลนที่ติดตั้งกริทพอดแบบอนุกรมเป็นหน่วยบำบัดขั้นต้นในการผลิตน้ำประปา. (วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

ปนัดดา โลหะสาร. (2551). การเพิ่มประสิทธิภาพการดูดซับสี้อมบนถ่านกัมมันต์ จากกากตะกอนเยื่อกระดาษ ด้วยการเคลือบโคโตซานและเติมอากาศ. (วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

มันลิน ตันจุลเวศน์. (2542). วิศวกรรมประปา พิมพ์ครั้งที่ 3: กรุงเทพฯ: สำนักพิมพ์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

ลักชิกา กองวิเชียร. (2556). การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเคลือบเพื่อใช้ในการบำบัดสีในกระบวนการผลิตน้ำประปา. (วิทยานิพนธ์ปริญญาโทบริหารธุรกิจ), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.

- วรศิริ เสียงสนั่น. (2552). กระบวนการไฮบริด: ไฮโดรไซโคลน โคแอกกูเลชัน ฟล็อกกูเลชันและการลอยตะกอนในกระบวนการผลิตน้ำประปา. (วิทยานิพนธ์ปริญญาตรีบัณฑิต), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- ศุภบุศย์ ดำรงค์กิจกร. (2556). การประยุกต์ใช้ระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการบำบัดน้ำเสียปนเปื้อนสีย้อม. (วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- สนธิลักษณ์ สุขะสุนธ์. (2552). การประยุกต์ใช้ไฮโดรไซโคลนและไฮโดรไซโคลนที่ติดตั้งกริดพอทเพื่อใช้ในการกำจัดกรวดทรายในโรงบำบัดน้ำเสียชุมชนดินแดง. (วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- สมาคมเยื่อและกระดาษแห่งประเทศไทย. (2548). อุตสาหกรรมกระดาษ.
- สุภนิช เลิศลาภวสิน. (2558). การพัฒนากระบวนการไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด เพื่อใช้ในการบำบัดสีที่เกิดจากลิกนินในอุตสาหกรรมการผลิตกระดาษ. (วิทยานิพนธ์ปริญญาโทมหาบัณฑิต), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.
- อิสริยาภรณ์ บุญยีน. (2552). การดูดซับลิกนินและแทนนินด้วยถ่านกัมมันต์ที่ผ่านการใช้เป็นวัสดุช่วยตกตะกอนจากกระบวนการเอเอสแล้ว. (ปริญญาโทมหาบัณฑิต), จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย.



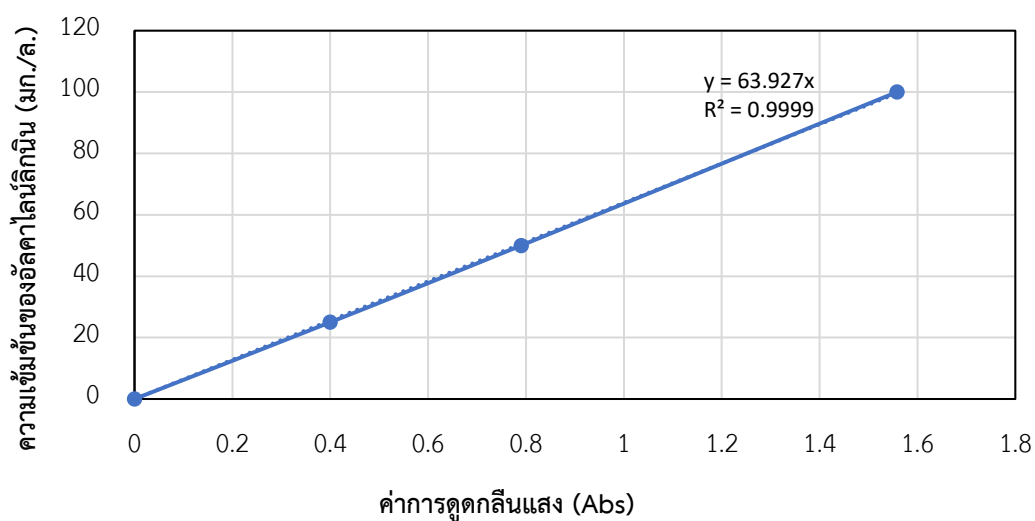


ข้อมูลการศึกษาประสิทธิภาพการดูดซับอัลคาไลน์ลิกัน

ตารางที่ ก.1 ค่าการดูดกลืนแสงของสารละลายน้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิกัน

ค่าความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกัน (มิลลิกรัมต่อลิตร)	ค่าการดูดกลืนแสง
0	0
25	0.40
50	0.79
100	1.558
200	2.665

เมื่อนำข้อมูลดังกล่าวมาสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกัน และค่าการดูดกลืนแสง จะได้ผลแสดงดังภาพ ก.1



รูปที่ ก.1 กราฟมาตรฐานอัลคาไลน์ลิกัน

ตารางที่ ก.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ในน้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกัน เริ่มต้น 1,871 มิลลิกรัมต่อลิตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดแตกต่างกัน

ตารางที่ ก.2.1 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	1871.72	0
60	1590.50	15.02
180	1511.23	19.26
300	1472.88	21.31
420	1431.96	23.49
600	1393.61	25.54
900	1309.22	30.05
1020	1286.21	31.28
1200	1219.73	34.83
1140	1214.61	35.11

ตารางที่ ก.2.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 10 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	1871.72	0
60	1498.45	19.94
180	1360.37	27.32
300	1210.78	35.31
420	1173.70	37.29
600	1099.54	41.25
900	1027.95	45.08
1020	937.17	49.93
1200	941.01	49.73
1140	866.85	53.69

ตารางที่ ก.2.3 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทื)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	1871.72	0
60	1158.74	38.09
180	1009.34	46.07
300	880.59	52.95
420	838.08	55.22
600	721.48	61.45
900	581.80	68.92
1020	542.93	70.99
1200	532.00	71.58
1140	502.85	73.13

ตารางที่ ก.2.4 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 30 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทื)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	1871.72	0
60	1008.13	46.14
180	763.99	59.18
300	643.74	65.61
420	640.10	65.80
600	567.22	69.70
900	371.67	80.14
1020	363.17	80.60
1200	357.10	80.92
1140	306.08	83.65

ตารางที่ ก.2.5 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 40 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	1871.72	0
60	955.71	48.94
180	719.82	61.54
300	570.87	69.50
420	459.00	75.48
600	415.53	77.80
900	307.49	83.57
1020	283.20	84.87
1200	275.53	85.28
1140	287.03	84.66

ตารางที่ ก.2.6 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 50 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	1871.72	0
60	840.64	55.09
180	571.51	69.47
300	441.74	76.40
420	367.58	80.36
600	316.44	83.09
900	253.15	86.47
1020	235.25	87.43
1200	215.43	88.49
1140	194.34	89.62

ตารางที่ ก.3 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันินของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ในน้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัดที่มีตะกอนและไม่มีตะกอน วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันิน เริ่มต้น 4,715 มิลลิกรัมต่อลิตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ใช้ปริมาณ ถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 50 กรัมต่อลิตร

ตารางที่ ก.3.1 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ในน้ำเสียมีตะกอน

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	4715.26	0
60	2480.37	47.40
180	2109.59	55.26
300	2252.79	52.22
420	2012.42	57.32
600	1882.01	60.09
900	1789.96	62.04
1020	1516.35	67.84
1200	1388.49	70.55
1140	1490.78	68.38

ตารางที่ ก.3.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ในน้ำเสียไม่มีตะกอน

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	4715.26	0
60	3091.51	34.44
180	2792.33	40.78
300	2421.55	48.64
420	2319.27	50.81
600	2216.99	52.98
900	1743.93	63.02
1020	1669.77	64.59
1200	1659.54	64.80
1140	1557.26	66.97

ตารางที่ ก.4 ข้อมูลจลนศาสตร์การดูดซับ

ตารางที่ ก.4 ข้อมูลจลนศาสตร์การดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ปริมาณ 30 กรัมต่อลิตร ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิน 1,871.72 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	$\log (q_e - q_t)$
1871.72	0	0.00	1871.72	50.46	0.00	0.00	1.7030
	60	7.75	1008.13	50.46	28.79	2.084	1.3360
	180	13.42	763.99	50.46	36.92	4.875	1.1316
	300	17.32	643.74	50.46	40.93	7.329	0.9791
	420	20.49	640.10	50.46	41.05	10.230	0.9736
	600	24.49	567.22	50.46	43.48	13.798	0.8439
	900	30.00	371.67	50.46	50.00	17.999	-0.3355
	1020	31.94	363.17	50.46	50.28	20.284	-0.7484
	1200	34.64	357.10	50.46	50.49	23.768	-
	1440	37.95	306.08	50.46	52.19	27.593	-

ตารางที่ ก.5 ข้อมูลไอโซเทอมการดูดซับ

ตารางที่ ก.5 ข้อมูลไอโซเทอมการดูดซับสารละลายอัลคาไลน์ลิทินินของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

C_0 (มก./ล.)	m (ก./ล.)	C_e (มก./ล.)	q_e (มก./ก.)
1871.72	10	941.01	93.00
	20	532.00	66.95
	30	357.10	50.46
	40	275.53	39.89
	50	215.43	33.11

ตารางที่ ก.6 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทินินของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ในน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินินเริ่มต้นได้ 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิด เกล็ดแตกต่างกัน

ตารางที่ ก.6.1 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความเข้มข้นของ สารละลาย ADMI	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	410	0
60	151.51	322	23.15
180	127.60	270	35.28
300	107.72	232	45.36
600	94.29	204	52.17
900	90.78	188	53.96
1020	63.80	135	67.64
1200	58.37	126	70.40
1440	53.83	108	72.70

ตารางที่ ก.6.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 10 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความเข้มข้นของ สารละลาย ADMI	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	410	0
60	119.16	264	39.56
180	85.98	188	56.39
300	70.13	149	64.43
600	49.74	109	74.77
900	47.63	91	75.84
1020	25.51	61	87.06
1200	25.19	56	87.22
1440	15.79	31	91.99

ตารางที่ ก.6.3 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความเข้มข้นของ สารละลาย ADMI	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	410	0
60	74.22	169	62.35
180	42.64	96	78.37
300	33.75	72	82.88
600	23.21	58	88.23
900	19.50	48	90.11
1020	9.72	26	95.07
1200	9.21	24	95.33
1440	7.67	19	96.11

ตารางที่ ก.6.4 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ที่ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 30 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ความเข้มข้นของ สารละลาย ADMI	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	410	0
60	54.79	134	72.21
180	23.08	58	88.29
300	14.70	40	92.54
600	14.13	38	92.83
900	13.49	49	93.16
1020	6.01	16	96.95
1200	8.95	38	95.46
1440	5.63	18	97.15

ตารางที่ ก.7 ประสิทธิภาพในการดูดซับอัลคาไลน์ลิทมิทของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ในน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 วัดความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทมิท เริ่มต้น 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช ใช้ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 50 กรัมต่อลิตร

ตารางที่ ก.7.1 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ในน้ำเสียมีตะกอน

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	0
60	54.79	72.21
180	23.08	88.29
300	14.70	92.54
420	14.13	92.83
600	13.49	93.16
900	6.01	96.95
1020	8.95	95.46
1200	5.63	97.15
1140	4.60	97.67

ตารางที่ ก.7.2 ประสิทธิภาพในการดูดซับ ในน้ำเสียไม่มีตะกอน

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	0
60	52.80	73.22
180	19.24	90.24
300	12.98	93.42
420	11.63	94.10
600	10.87	94.49
900	8.57	95.65
1020	7.86	96.01
1200	5.50	97.21
1140	9.40	95.23

ตารางที่ ก.8 ข้อมูลจลนศาสตร์การดูดซับ

ตารางที่ ก.8.1 ข้อมูลจลนศาสตร์การดูดซับของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ปริมาณ 20 กรัมต่อลิตร ในน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ ลิกนิน 197.15 มิลลิกรัมต่อลิตร

C0 (มก./ล.)	t นาที	t 1/2 (นาที) 1/2	Ct (มก./ล.)	qe (มก./ก.)	qt (มก./ก.)	t/qt	log (qe- qt)
197.15	0	0.00	197.15	9.47	0	0	0.97
	60	7.75	74.22	9.47	6.1	9.76	0.52
	180	13.42	42.64	9.47	7.7	23.29	0.24
	300	17.32	33.75	9.47	8.2	36.72	0.11
	600	24.49	23.21	9.47	8.7	48.29	-0.11
	900	30.00	19.50	9.47	8.9	67.54	-0.23
	1020	31.94	9.72	9.47	9.4	96.03	-1.00
	1200	34.64	9.21	9.47	9.4	108.54	-1.13
	1320	36.33	7.67	9.47	9.4	126.66	-1.11
	1440	37.95	9.65	9.47	9.4	153.60	-1.02

ตารางที่ ก.9 ข้อมูลไอโซเทอมการดูดซับ

ตารางที่ ก.9.1 ข้อมูลไอโซเทอมการดูดซับสารละลายอัลคาไลน์ลิทิน ในน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1 ของถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

Co (มก./ล.)	m (ก./ล.)	Ce (มก./ล.)	qe (มก./ก.)
197.15	5	53.83	28.66
	10	15.79	18.13
	20	7.67	9.47
	30	5.50	6.38

ตารางที่ ก.10 การเปรียบเทียบจลนศาสตร์การดูดซับระหว่างน้ำเสียสังเคราะห์จากอัลคาไลน์ลิทินและน้ำเสียจริง ที่ความเข้มข้นเริ่มต้นลิทิน 200 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 5 กรัมต่อลิตร และ 20 กรัมต่อลิตร เส้นผ่านศูนย์กลางของถ่านกัมมันต์ 12x40 เมช

ตารางที่ ก.10.1 จลนศาสตร์การดูดซับสารละลายอัลคาไลน์ลิทิน (น้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิทิน) ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.35	0
60	85.54	52.68
180	52.79	67.77
300	38.42	76.76
600	21.27	84.06
900	13.15	90.81
1020	11.41	92.08
1200	7.28	94.78
1440	5.03	94.55

ตารางที่ ก.10.2 จลนศาสตร์การดูดซับสารละลายอัลคาไลน์ลิกันิน (น้ำประปาผสมอัลคาไลน์ลิกันิน) ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	194.347	0
60	140.329	27.79
180	122.281	37.08
300	110.227	43.28
600	106.295	45.31
900	91.920	52.70
1020	87.601	54.93
1200	76.901	60.43
1440	76.643	60.56

ตารางที่ ก.10.3 จลนศาสตร์การดูดซับสารละลายลิกันิน (น้ำเสียจริง) ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 20 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	
60	74.22	62.35
180	42.64	78.37
300	33.75	82.88
600	23.21	88.23
900	19.50	90.11
1020	9.72	95.07
1200	9.21	95.33
1440	7.67	96.11

ตารางที่ ก.10.4 จลนศาสตร์การดูดซับสารละลายลิกันิน (น้ำเสียจริง) ปริมาณถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ด 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาทีก)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	197.15	0
60	151.51	23.15
180	127.60	35.28
300	107.72	45.36
600	94.29	52.17
900	90.78	53.96
1020	63.80	67.64
1200	58.37	70.40
1440	53.83	72.70

ตารางที่ ก.11 ผลของตะกอนจากบ่อเติมอากาศต่อประสิทธิภาพการแยกของไฮโดรไซโคลน

ตารางที่ ก.11.1 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ในน้ำเสียสังเคราะห์ ใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x40 เมช ไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์

เวลา (นาทีก)	อัตราการไหล (ล./นาทีก)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่แยก ได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	9.120	4.50	4.62	0.64	0.005	1.263	98.99
30	9.300	4.56	4.74	0.47	0.007	0.910	97.74
60	9.300	4.56	4.74	0.38	0.008	0.732	96.82
120	9.240	4.50	4.74	0.38	0.010	0.736	97.61
180	8.280	3.84	4.44	0.35	0.011	0.652	97.33
240	8.880	4.38	4.50	0.19	0.012	0.370	94.22
300	8.760	4.38	4.38	0.28	0.013	0.536	94.91
360	8.520	4.20	4.38	0.31	0.015	0.585	95.15

ตารางที่ ก.11.2 ข้อมูลประสิทธิภาพการแยกถ่านกัมมันต์ชนิด Filtrasorb 200 ในน้ำเสียจริง ใช้ถ่านกัมมันต์ขนาด 12x40 เมช ไฮโดรไซโคลนเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มม. ที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์

เวลา (นาที)	อัตราการไหล (ล./นาที)			ความเข้มข้นของถ่านกัมมันต์ที่ แยกได้ (กรัมต่อลิตร)			ประสิทธิภาพ ในการแยก (ร้อยละ)
	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	จ่ายเข้า	ทางออก ด้านบน	ทางออก ด้านล่าง	
15	8.54	4.14	4.40	0.643	0.010	1.230	97.02
30	8.36	4.08	4.28	0.469	0.012	0.905	97.52
60	8.88	4.38	4.50	0.379	0.013	0.736	96.78
120	8.42	4.14	4.28	0.382	0.014	0.734	95.26
180	8.26	4.08	4.18	0.354	0.015	0.684	95.51
240	8.66	4.20	4.46	0.293	0.018	0.554	94.59
300	8.34	4.08	4.26	0.275	0.020	0.526	95.30
360	8.22	4.02	4.20	0.308	0.022	0.583	93.28

ตารางที่ ก.12 ผลการทดลองระบบทีละเท (Batch experiment) ของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกัน

ตารางที่ ก.12.1.1 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิกันของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ในน้ำเสียจริงที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิกัน 132.55 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 1 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ADMI	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	132.55	268	0.00
30	107.09	230	19.21
60	98.71	220	25.53
120	91.16	209	31.23
180	81.56	182	38.47
240	77.21	179	41.75
300	76.89	178	41.99
360	76.64	175	42.18

ตารางที่ ก.12.1.2 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ในน้ำเสียจริงที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิแกนด์ 88.73 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 2.5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ADMI	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	88.73	162	0.00
30	47.47	101	46.50
60	35.31	80	60.20
120	23.22	55	73.83
180	14.65	35	83.49
240	12.28	25	86.16
300	12.09	23	86.37
360	11.96	22	86.52

ตารางที่ ก.12.1.3 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ในน้ำเสียจริงที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิแกนด์ 104.21 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ADMI	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	104.21	186	0.00
30	32.69	73	68.63
60	20.28	44	80.54
120	12.22	26	88.28
180	8.51	14	91.84
240	6.97	12	93.31
300	6.72	10	93.55
360	6.78	10	93.49

ตารางที่ ก.12.1.4 ความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ในน้ำเสียจริงที่ความเข้มข้นเริ่มต้นอัลคาไลน์ลิแกนด์ 116.43 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 10 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ADMI	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	116.43	204	0.00
30	19.90	46	82.91
60	9.72	23	91.65
120	6.65	13	94.29
180	5.69	9	95.11
240	5.57	7	95.22
300	5.44	6	95.33
360	5.31	5	95.44

ตารางที่ ก.12.2 เปรียบเทียบความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลน ในน้ำเสียจริงและน้ำเสียสังเคราะห์ที่ ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	น้ำเสียสังเคราะห์		น้ำเสียจริง	
	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)
0	171.72	0	175.00	0
30	143.10	16.66	124.62	28.79
60	125.95	26.65	95.70	45.31
120	105.06	38.81	73.18	58.18
180	87.60	48.98	50.92	70.90
240	76.64	55.36	41.52	76.27
300	70.13	59.15	38.26	78.13
360	65.16	62.04	37.87	78.35

ตารางที่ ก.12.3 เปรียบเทียบความสามารถในการดูดซับอัลคาไลน์ลิแกนด์ของถ่านกัมมันต์ Filtrasorb 200 ขนาด 12x40 เมช ในระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและในห้องปฏิบัติการ ในน้ำเสียจริง ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ในไฮโดรไซโคลน		ในห้องปฏิบัติการ	
	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)	ความเข้มข้นของ สารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพใน การดูดซับ (ร้อยละ)
0	175.00	0	197.15	0.00
30	124.62	28.79	-	-
60	95.70	45.31	151.51	23.15
120	73.18	58.18	-	-
180	50.92	70.90	127.60	35.28
240	41.52	76.28	-	-
300	38.26	78.14	107.72	45.36
360	37.87	78.36	-	-
420	-	-	94.29	52.17

ตารางที่ ก.13 ผลการทดลองแบบกึ่งต่อเนื่อง (Semi continuous) ของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกันิน

ตารางที่ ก.13.1 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกันิน 159.55 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	159.55	0
15	71.01	55.49
30	51.88	67.48
60	39.98	74.94
120	40.81	74.42
180	42.73	73.22
240	48.23	69.77
300	56.42	64.64
360	63.84	59.98
420	64.87	59.34

ตารางที่ ก.13.2 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกันิน 161.47 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	161.47	0
15	70.11	56.58
30	49.96	69.06
60	44.72	72.31
120	39.92	75.28
180	37.55	76.74
240	45.68	71.71
300	50.86	68.50
360	56.17	65.21

ตารางที่ ก.13.3 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนน 121.29 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	121.29	0
15	48.17	60.28
30	35.63	70.62
60	24.18	80.06
120	22.84	81.17
180	23.48	80.64
240	24.89	79.48
300	27.44	77.37
360	28.79	76.27

ตารางที่ ก.13.4 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนน 235.93 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	235.93	0
15	132.81	43.71
30	112.72	52.22
60	101.08	57.16
120	102.23	56.67
180	111.31	52.82
240	112.46	52.33
300	118.73	49.67
360	115.41	51.08

ตารางที่ ก.13.5 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิทมิเนน 235.93 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร

ระยะเวลา (นาที)	ความเข้มข้นของสารละลาย (มิลลิกรัม/ลิตร)	ประสิทธิภาพในการดูดซับ (ร้อยละ)
0	188.59	0
15	107.73	42.88
30	82.91	56.04
60	71.39	62.14
120	65.76	65.13
180	70.75	62.48
300	79.84	57.67
420	90.46	52.04
540	100.82	46.54
660	106.58	43.49
780	107.47	43.01
900	110.67	41.32

ตารางที่ ก.14 ผลการทดลองแบบต่อเนื่อง (Continuous stirred-tank reactor) ของระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนและการดูดซับด้วยถ่านกัมมันต์ชนิดเกิดในการกำจัดสีจากอัลคาไลน์ลิกันิน

ตารางที่ ก.14.1 ความเข้มข้นเริ่มต้นของอัลคาไลน์ลิกันิน 173.49 มิลลิกรัมต่อลิตร ปริมาณถ่านกัมมันต์ 5 กรัมต่อลิตร อัตราการไหลของตัวกลางดูดซับ 5.56 กรัมต่อนาที

เวลา (นาที)	ความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิกันินที่เหลืออยู่ (มก./ล.)
0	173.49
15	89.05
30	73.63
60	46.57
120	38.19
180	31.41
240	31.86
300	31.22
360	31.67
420	30.71
480	31.54
540	31.28

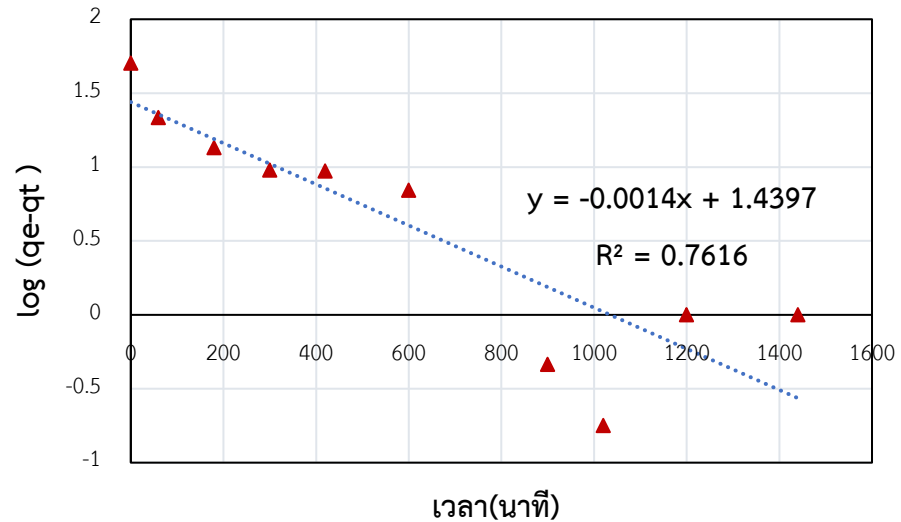
ภาคผนวก ข
รายการตัวอย่างการคำนวณ



จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย
CHULALONGKORN UNIVERSITY

ภาคผนวก ข.1 ตัวอย่างการคำนวณน้ำเสียก่อนเข้าระบบบำบัด

ภาคผนวก ข.1.1 ตัวอย่างการคำนวณจลนศาสตร์การดูดซับปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน



กราฟที่ ข.1.1.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $\log(q_e - q_t)$ กับเวลา

ตารางที่ ข.1.1.1 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
1,871	$y = -0.0014x + 1.4397$	0.7616

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

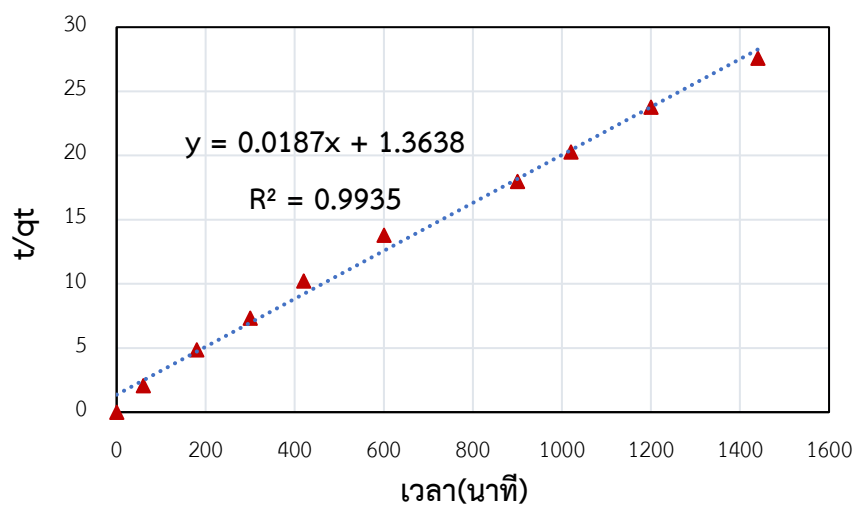
จะได้ว่า
$$\text{Slope} = \frac{k_1}{2.303} = -0.0014$$

ดังนั้น
$$k_1 = -0.003224 \text{ นาที}^{-1}$$

และ
$$\log q_e = 1.4397$$

$$q_e = 27.523 \text{ มิลลิกรัมต่อกรัม}$$

ภาคผนวก ข.1.1.2 ตัวอย่างการคำนวณจลนศาสตร์การดูดซับปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน



กราฟที่ ข.1.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง t/q_t และเวลา

ตารางที่ ข.1.1.2 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์(R^2) ของปฏิกิริยาอันดับสองเสมือนที่

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
1,871	$y = 0.0187x + 1.3638$	0.9935

จากปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน

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

จะได้ว่า

$$\text{Slope} = \frac{1}{q_e} = 0.0187$$

ดังนั้น

$$q_e = 53.476 \text{ มิลลิกรัมต่อกรัม}$$

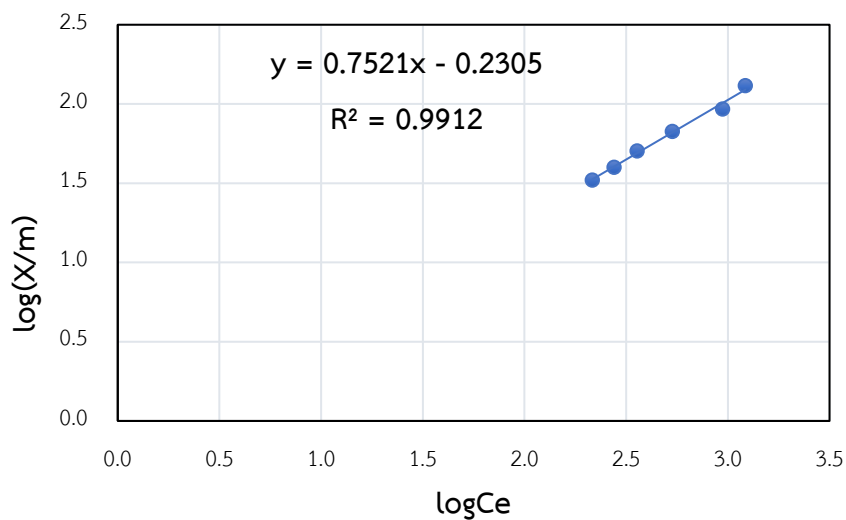
และ

$$\frac{1}{k_2 q_e^2} = 1.3638$$

$$k_2 = 0.000256 \text{ กรัมต่อมิลลิกรัมต่อนาที}$$

ภาคผนวก ข.1.2 ตัวอย่างการคำนวณไอโซเทอมการดูดซับ

แบบจำลองฟรอนดริชไอโซเทอม



กราฟที่ ข.2.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $\log(X/m)$ กับ $\log Ce$

ตารางที่ ข.1.2.1 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
1,871	$y = 0.7521x + 0.2305$	0.9912

สมการฟรอนดริชไอโซเทอม

$$q_e = KC_e^{1/n}$$

จะได้ว่า

$$\text{Slope} = 1/n$$

ดังนั้น

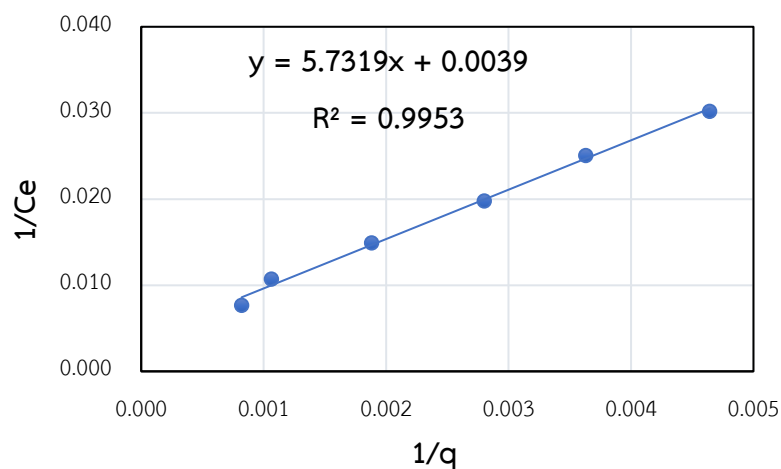
$$n = 1.3296$$

และ

$$\text{จุดตัด} = \text{Log } K$$

$$K = 0.588$$

แบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอม



กราฟที่ ข.1.2.2 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $1/C_e$ กับ $1/q$

ตารางที่ ข.1.2.2 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
1,871	$y = 5.7319x + 0.0039$	0.9953

สมการแลงก์เมียร์ไอโซเทอม

$$q_e = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e}$$

จะได้ว่า

$$\text{Slope} = 1/bq_m$$

เมื่อ

$$\text{จุดตัด} = 1/q_m$$

ดังนั้น

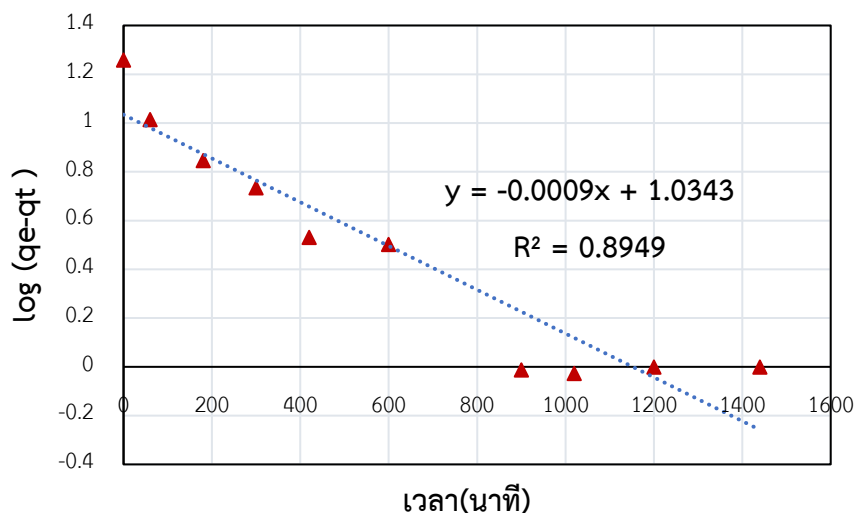
$$q_m = 256.41$$

และ

$$b = 0.00068$$

ภาคผนวก ข.2 ตัวอย่างการคำนวณน้ำเสียที่ออกจากถังตกตะกอนชั้นที่ 1

ภาคผนวก ข.2.1.1 ตัวอย่างการคำนวณจลนศาสตร์การดูดซับปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน



กราฟที่ ข.2.1.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $\log (q_e - q_t)$ กับเวลา

ตารางที่ ข.2.1.1 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
197.15	$y = -0.0009x + 1.0343$	0.8949

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

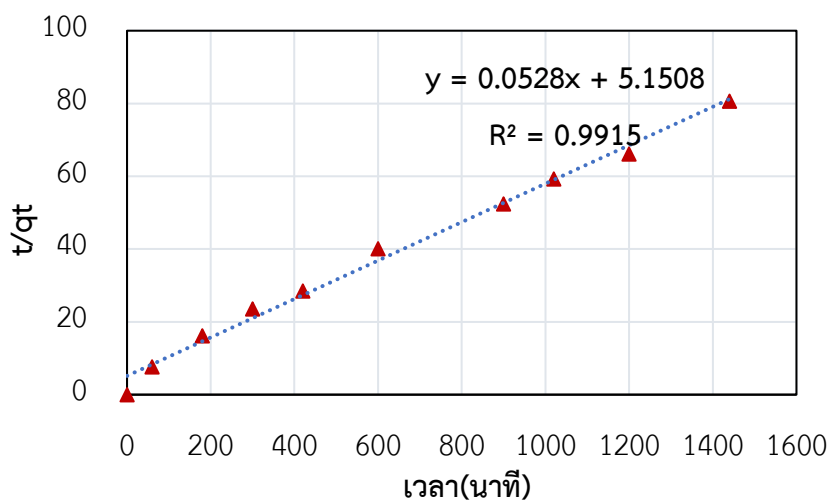
จะได้ว่า Slope = $\frac{k_1}{2.303} = -0.0009$

ดังนั้น $k_1 = -0.00207 \text{ นาที}^{-1}$

และ $\log q_e = 1.0343$

$q_e = 10.821 \text{ มิลลิกรัมต่อกรัม}$

ภาคผนวก ข.2.1.2 ตัวอย่างการคำนวณจลนศาสตร์การดูดซับปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน



กราฟที่ ข.2.1.2 กราฟความสัมพันธ์ระหว่าง t/q_t และเวลา

ตารางที่ ข.2.1.2 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์(R^2) ของปฏิกิริยาอันดับสองเสมือนที่

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
197.15	$y = 0.0528x + 5.1508$	0.9915

จากปฏิกิริยาอันดับสองเสมือน

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

จะได้ว่า

$$\text{Slope} = \frac{1}{q_e} = 0.0528$$

ดังนั้น

$$q_e = 18.939 \text{ มิลลิกรัมต่อกรัม}$$

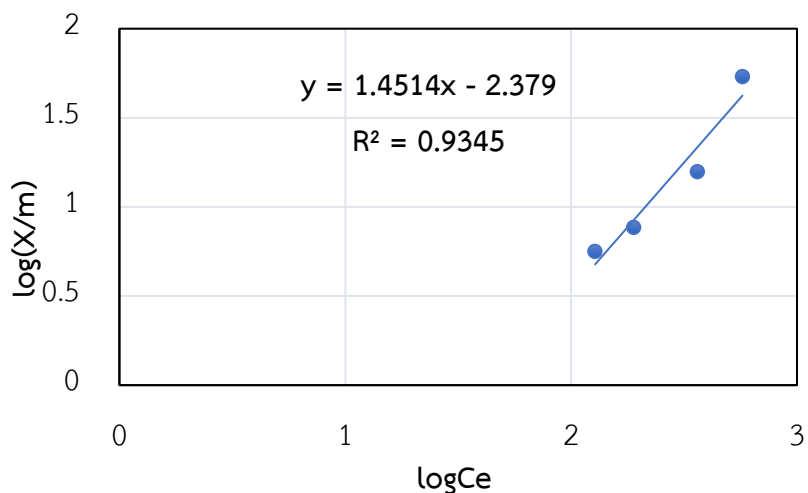
และ

$$\frac{1}{k_2 q_e^2} = 5.1508$$

$$k_2 = 0.000541 \text{ กรัมต่อมิลลิกรัมต่อนาที}$$

ภาคผนวก ข.2.2 ตัวอย่างการคำนวณไอโซเทอมการดูดซับ

แบบจำลองฟรอนดริชไอโซเทอม



กราฟที่ ข.2.2.1 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $\log(X/m)$ กับ $\log Ce$

ตารางที่ ข.2.2.1 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
197.15	$y = 1.4514x - 2.379$	0.9345

สมการฟรอนดริชไอโซเทอม

$$q_e = KC_e^{1/n}$$

จะได้ว่า

$$\text{Slope} = 1/n$$

ดังนั้น

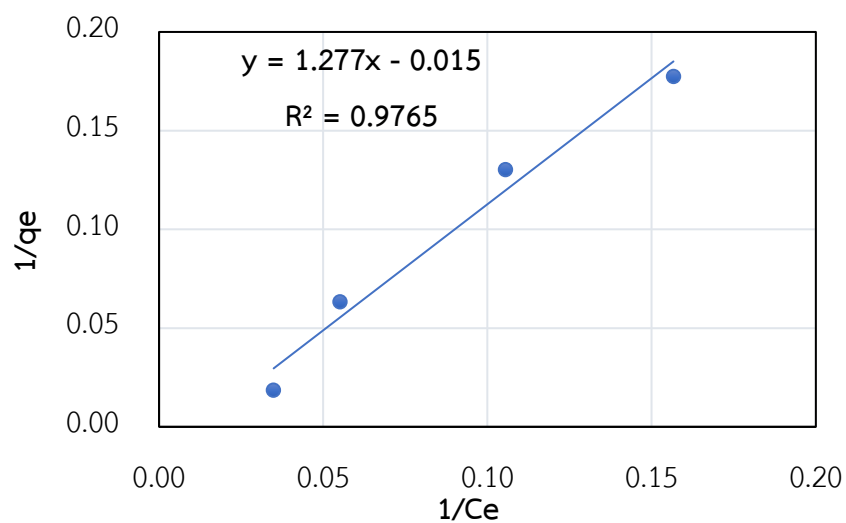
$$n = 0.6889$$

และ

$$\text{จุดตัด} = \text{Log } K$$

$$K = 0.00417$$

แบบจำลองแลงก์เมียร์ไอโซเทอม



กราฟที่ ข.2.2.2 กราฟแสดงความสัมพันธ์ระหว่าง $1/C_e$ กับ $1/q$

ตารางที่ ข.2.2.2 สมการเส้นตรงและค่าสัมประสิทธิ์สหสัมพันธ์ (R^2) ของปฏิกิริยาอันดับหนึ่งเสมือน

ความเข้มข้นเริ่มต้น	สมการเส้นตรง	R^2
197.15	$y = 1.277x - 0.015$	0.9765

สมการแลงก์เมียร์ไอโซเทอม

$$q_e = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e}$$

จะได้ว่า

$$\text{Slope} = 1/bq_m$$

เมื่อ

$$\text{จุดตัด} = 1/q_m$$

ดังนั้น

$$q_m = 66.67$$

และ

$$b = 0.0119$$

ภาคผนวก ข.3 ตัวอย่างการคำนวณประสิทธิภาพในการแยกถ่านกัมมันต์ชนิดเกล็ดขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 16x40 เมช โดยใช้ไฮโดรไซโคลนขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 30 มิลลิเมตร ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางทางออกด้านล่าง 6 มิลลิเมตร ที่ความดันจ่ายเข้า 0.5 บาร์

สมมติพิจารณา ที่เวลา 15 นาที จะได้ว่าประสิทธิภาพในการแยกสามารถคำนวณได้ ดังนี้

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

โดย $R_f = \frac{Q_u}{Q_f} = \frac{4.4}{8.54}$

$$= 0.515$$

และ $E_T = \frac{Q_u C_u}{Q_f C_f} = \frac{4.4 \times 1.230}{8.54 \times 0.643}$

$$= 0.9856$$

ดังนั้น $E'_T = \left(\frac{0.9856 - 0.515}{1 - 0.515} \right) \times 100 = 97.02 \%$

ภาคผนวก ข.4 ตัวอย่างการใช้สมการการทำนายความเข้มข้นที่เวลาใด จากสมการที่ 4.19 เพื่อคำนวณหาค่าความเข้มข้นที่จุดสมดุล ค่าปริมาณอัลคาไลน์ลิทมิ้นสูงสุดที่สามารถถูกดูดซับ (Limited capacity) และปริมาณของอัลคาไลน์ลิทมิ้นที่ถูกดูดซับแล้ว (Adsorped pollutant) เพื่อนำมาหาเวลาที่ตัวกลางดูดซับหมดความสามารถในการดูดซับ

$$C_{A(t+\Delta t)} = C_{A,t} + \Delta t \left(\frac{Q}{V} (C_o - C_{A,t}) - (k C_{A,t}^2 \frac{W}{V}) \right) \quad (4.19)$$

Time Step	5	min		
k	1×10^{-5}	mg/(min.g.(mg/l) ²)		
Weight	1000	g	Volume	200 L
Q	1	L/min	C _A เริ่มต้น	159.55 mg/L
Effการแยก	95%			

จาก

$$q = \frac{q_m b C_e}{1 + b C_e}$$

q _m	66.667
b	0.01193

Adsorped pollutant

$$q_e W = Q T_E (C_o - C_e) \quad (4.11)$$

GAC Remain

$$(\text{Weight} - [\text{Weight} \times (1 - \text{Eff}) \times Q \times \text{Time step} / \text{Volume}])$$

วิธีการคำนวณ

Time	C_A	$C_{At+\Delta t}$	Limited capacity (mg)	Adsorped pollutant (mg)	Accumulated Adsorp (mg)
เวลาเริ่มต้น (0)	159.55	สมการที่ 4.18	$q \times \text{GAC}$ Remain	$(C_{A0} - C_{A,t}) \times Q$ \times Time step	Amouted Adsorp ที่เวลาเริ่มต้น
Time (3)	$C_{At+\Delta t}$	สมการที่ 4.18			Amouted Adsorp ที่เวลาเริ่มต้น + Time step
Time (6)	$C_{At+\Delta t}$	สมการที่ 4.18			Amouted Adsorp Time step + Time step

ตัวอย่างการคำนวณ

Time	C_A	$C_{At+\Delta t}$	Limited capacity (mg)	Adsorped pollutant (mg)	Accumulated Adsorp (mg)
0	159.55	93.36	43716.555	0	0
5	93.36	72.35	35096.819	330.930	330.931
10	72.35	60.92	30820.960	435.975	766.907
15	60.92	53.74	27966.877	493.134	1260.041
20	53.74	48.88	25925.337	529.057	1789.098
25	48.88	45.43	24413.198	553.372	2342.471
30	45.43	42.92	23268.739	570.592	2913.064
35	42.92	41.04	22389.528	583.160	3496.224
40	41.04	39.63	21706.499	592.526	4088.750
45	39.63	38.54	21171.115	599.614	4688.364
50	38.54	37.71	20748.248	605.037	5293.402

จากนั้นสร้างกราฟความสัมพันธ์ระหว่างความเข้มข้นของอัลคาไลน์ลิทินกับเวลา กราฟความสัมพันธ์ระหว่างค่าปริมาณอัลคาไลน์ลิทินสูงสุดที่สามารถถูกดูดซับ (Limited capacity) กับ

เวลา และกราฟความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณของอัลคาไลน์ลิแกนด์ที่ถูกดูดซับแล้ว (Adsorped pollutant) กับเวลา จากนั้นอ่านจุดตัดระหว่างกราฟก็จะสามารถอ่านค่า T_E ได้ ดังรูปที่ 4.25



ประวัติผู้เขียนวิทยานิพนธ์

นายศกานต์ จงจิตร์ เกิดเมื่อวันที่ 18 เมษายน พ.ศ. 2533 ที่จังหวัดนครศรีธรรมราช สำเร็จการศึกษาระดับปริญญาตรี สาขาวิชาวิศวกรรมโยธา สถาบันเทคโนโลยีพระจอมเกล้าเจ้าคุณทหารลาดกระบัง เมื่อปีการศึกษา 2555 เข้าศึกษาต่อในหลักสูตรวิทยาศาสตรมหาบัณฑิต ที่ภาควิชาวิศวกรรมสิ่งแวดล้อม คณะวิศวกรรมศาสตร์ จุฬาลงกรณ์มหาวิทยาลัย ในปีการศึกษา 2557

โดยส่วนหนึ่งของผลงานวิจัยได้เผยแพร่ในการประชุมวิชาการสิ่งแวดล้อมแห่งชาติ ครั้งที่ 16 สวสท. 60 (National Environmental Conference and 16th International Conference on Environmental Engineering, Science and Management) ในชื่อหัวข้อการพัฒนาระบบไฮบริดไฮโดรไซโคลนเพื่อกำจัดลิแกนด์ในน้ำเสียของโรงงานผลิตเยื่อกระดาษ ณ โรงแรมเดอะ ทวินทาวเวอร์ รongเมือง กรุงเทพฯ ระหว่างวันที่ 17 - 18 พฤษภาคม พ.ศ.2560

