

บทที่ 2

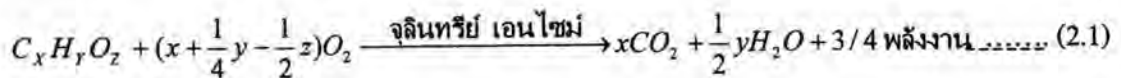
เอกสารและงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน

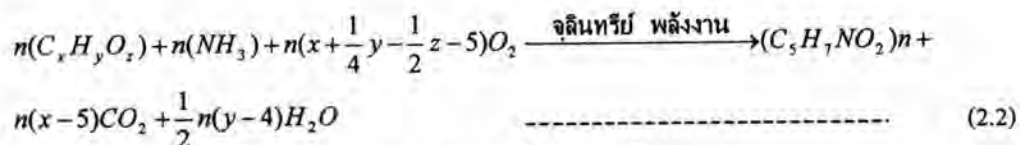
2.1.1 กระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน

กระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน มีจุลินทรีย์ (Microbes) ที่ย่อยสลายสารอินทรีย์หลายชนิดด้วยกัน โดยจุลินทรีย์บางชนิดเริ่มทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ซับซ้อน (Complex Organic) ก่อน จากนั้นก็จะมีจุลินทรีย์ชนิดอื่น ๆ มาทำการย่อยสลายต่อจนได้สารที่ไม่สามารถย่อยสลายได้อีกต่อไปในการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายใต้ภาวะที่มีออกซิเจนอิสระนี้ จุลินทรีย์ต้องนำออกซิเจนมาใช้ด้วยเหตุผล 3 ประการ Eckenfelder and Weston (1955) คือ

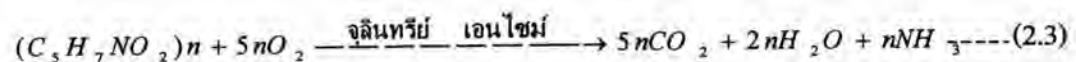
2.1.1.1 ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ (Organic Matter Oxidation) ไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และพลังงานตามสมการ (2.1) ค่า X, Y และ Z เป็นตัวเลข ที่บอกถึงสารประกอบอินทรีย์ซึ่งในการย่อยสลายสารอินทรีย์จะมีหลาย ๆ โมเลกุลที่แตกต่างกันสมการจึงเขียนให้อยู่ในรูปแบบทั่วไป



2.1.1.2 ใช้ในการสร้างเซลล์ใหม่ (Cell material Synthesis) ตามสมการ(2.2)



2.1.1.3 ใช้ในการย่อยสลายจุลินทรีย์อื่นที่ตายแล้ว (Cell material Oxidation) ตามสมการ (2.3)



โดยจุลินทรีย์ที่ตายแล้วจะถูกใช้เป็นอาหารของจุลินทรีย์อื่น ๆ ที่ยังมีชีวิตอยู่

จากสมการข้างต้น มวลสารที่อยู่ในน้ำเสียจะถูกจุลินทรีย์ใช้เป็นอาหารและเจริญเติบโตขยายพันธุ์ต่อไป แก๊สคาร์บอนไดออกไซด์จะลอยไปในอากาศ ส่วนน้ำและสารอนินทรีย์อื่น ๆ บางส่วน เช่น ไนเตรต (NO_3^-) ซัลเฟต (SO_4^{2-}) และฟอสเฟต (PO_4^{3-}) จะผสมกันออกไปกับน้ำที่บำบัดแล้ว พลังงานที่ได้จากจุลินทรีย์นำไปใช้ในการดำรงชีวิต สรุปลแล้วมวลสารซึ่งส่วนใหญ่ได้แก่สารอินทรีย์ต่าง ๆ ในน้ำเสียจะถูกเปลี่ยนมาเป็นมวลสารจุลินทรีย์ที่มีความหนาแน่นมากกว่าน้ำจึงสามารถแยกออกจากน้ำได้ง่ายต่อการตกตะกอนในถังตกตะกอน น้ำเสียที่ถูกจุลินทรีย์ย่อยสลายสารต่าง ๆ มาใช้หมดแล้วจนเป็นสารที่ไม่สามารถย่อยสลายได้อีกต่อไป (End Product) น้ำส่วนที่ออกต้องได้มาตรฐานน้ำทิ้งแล้วจึงปล่อยลงสู่แม่น้ำ

2.1.2 ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน

ปัจจัยและภาวะแวดล้อมที่มีผลต่อการเติบโตและประสิทธิภาพในกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน ได้แก่ อุณหภูมิ ค่า pH ความต้องการออกซิเจนของจุลินทรีย์ สารอาหารที่จำเป็น และสารพิษ ดังนั้นในการควบคุมให้กระบวนการมีเสถียรภาพสูงสุดจึงจำเป็นต้องควบคุมปัจจัยและภาวะแวดล้อมให้พอเหมาะ

2.1.2.1 อุณหภูมิ (Temperature)

อุณหภูมิมิอิทธิพลต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ของจุลินทรีย์เพราะกระบวนการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ขึ้นกับปฏิกิริยาทางชีวเคมีและอัตราของปฏิกิริยานี้ก็มีผลมาจากอุณหภูมิ ภายใต้วงอุณหภูมิที่มีผลต่ออัตราการเจริญเติบโตสามารถแบ่งจุลินทรีย์ได้เป็น 3 ประเภท คือ

Psychrophilic microorganism เจริญเติบโตช่วงอุณหภูมิ 5-15 °C

Mesophilic microorganism เจริญเติบโตช่วงอุณหภูมิ 35-37 °C

Termophilic microorganism เจริญเติบโตช่วงอุณหภูมิ 50-55 °C

จะเห็นได้ว่าจุลินทรีย์เติบโตได้ในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ กัน ตั้งแต่ต่ำสุดคือ -7 °C และสูงสุดคือ 93 °C แต่โดยทั่วไปแล้วจุลินทรีย์เติบโตได้ดีในช่วงอุณหภูมิระหว่าง 30-40 °C ซึ่งเป็นช่วงของ Mesophilic ที่แสดงถึงอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ที่สุด (Optimum growth temperature) โดยจุลินทรีย์แบ่งตัวได้รวดเร็วที่อุณหภูมินี้

Schroceppfer (1952) พบว่าอุณหภูมิของน้ำเสียเป็นสิ่งสำคัญที่เป็นตัวควบคุมอัตราการกำจัดค่าบีโอดี Galler and Gotaas (1965) ได้ศึกษาพบว่า ผลของอุณหภูมิที่เกิดในช่วง 23 °C ถึง 32 °C เป็นช่วงที่มีสมรรถนะสูงของจุลินทรีย์และจะลดลงเมื่ออุณหภูมिन้อยกว่าหรือมากกว่านี้

(1964) พบว่าจุลินทรีย์บนตัวกลางที่ 20 °C มีมากกว่าที่ 30 °C Eckenfelder (1967) พบว่าอัตราของปฏิกิริยาชีวเคมี (Rate of biochemical reaction) จะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิจนถึงจุดสูงสุด (Critical point) ที่อุณหภูมิ 30 °C และเมื่อเพิ่มไปอีกจะทำให้อัตราการเปลี่ยนแปลงทางชีวเคมีลดลง

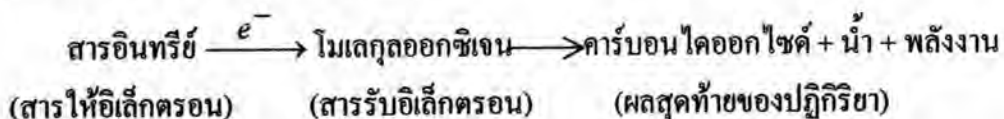
2.1.2.2 ความเป็นกรด-เบส (pH)

ค่า pH จะมีความสำคัญกับเอนไซม์ของจุลินทรีย์ ให้ทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ และเมตาโบลิซึมของเซลล์ดำเนินไปได้ด้วยการทำงานของเอนไซม์เหล่านั้น โดยสรุปแล้วค่า pH มีอิทธิพลต่อจุลินทรีย์ในแง่ของการเจริญเติบโต โดย Gaud (1967) ได้ตั้งสมมติฐานว่า ที่ค่า pH จะเป็นตัวบ่งบอกถึงปริมาณไฮโดรเจนไอออน (H^+ ion) แตกต่างกันไป ซึ่งจะสร้างความต่างศักย์ทางเคมีไฟฟ้า (Electrochemical Gradient) ของการขนถ่ายสารอาหารและการกำจัดของเสียเปลี่ยนแปลง โดยค่าที่ค่า ๆ จะมีปริมาณไฮโดรเจนไอออนอยู่มาก ทำให้การซึมเข้าและออกจากเซลล์เป็นไปได้ยาก เป็นสาเหตุให้เกิดการยับยั้งการเจริญเติบโตและการตายของจุลินทรีย์

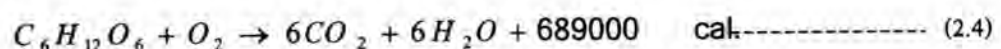
ในกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจนค่า pH ที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์สูงสุด (Optimum pH for growth) คือ 6.5-7.5 Wilkingson (1975) แบคทีเรียจะเจริญเติบโตได้ดีที่สุดที่สภาพเป็นด่างอ่อน ๆ ในขณะที่สาหร่าย (algae) และฟังไจ (fungi) จะเจริญเติบโตได้ดีในสภาพเป็นกรดอ่อน ๆ

2.1.2.3 ความต้องการออกซิเจน(Oxygen Requirement)

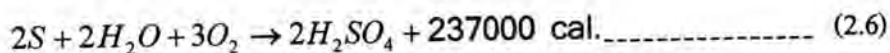
ในกระบวนการย่อยสลายทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน พวกจุลินทรีย์ที่เจริญได้ในที่มีออกซิเจนอิสระ (Obligate aerobes) จะต้องการโมเลกุลออกซิเจนเพื่อใช้ในการรับอิเล็กตรอน (Terminal electron acceptor) ดังสมการ



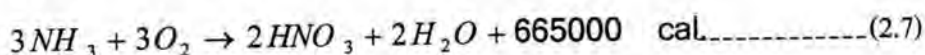
ในระหว่างพวก Heterotroph ต่าง ๆ Aerobic และ Facultative microorganism จะสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้อย่างสมบูรณ์และให้ปริมาณพลังงานที่สูงมากในขณะที่ Anaerobic fermenter ไม่สามารถทำได้ ซึ่งจะแสดงความแตกต่างให้เห็นตามสมการเมตาโบลิซึมของกลูโคส ดังนี้คือ



Aerobic autotrophic bacteria บางจำพวกสามารถย่อยสลายสารประกอบอินทรีย์ได้อย่างสมบูรณ์ เช่น การย่อยสลายสารประกอบซัลเฟอร์โดย *Thiobacillus thiooxidans* ซึ่งเป็นตัวอย่างที่ดี ดังแสดงตามสมการ คือ



นอกจากนี้เชื้อ *Nitrosomonas* จะสามารถย่อยสลายแอมโมเนียบางส่วนได้ภายใต้ภาวะที่มีออกซิเจนอิสระ ดังแสดงในสมการ คือ



ดังนั้น การใช้อากาศในระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจนนี้จะต้องออกแบบให้มีการถ่ายโอนออกซิเจนในอัตราที่สามารถตอบสนองความต้องการของเซลล์จุลินทรีย์ภายในเครื่องปฏิกรณ์อย่างเพียงพอ และต้องควบคุมปริมาณความเข้มข้นของออกซิเจนละลายน้ำ (Dissolved Oxygen) ไม่ต่ำกว่า 2-4 มิลลิกรัมต่อลิตร

Lesperanc (1970) ได้วิจัยเกี่ยวกับการกำจัดแป้งซึ่งจะต้องใช้ปริมาณออกซิเจนต่อปริมาณแป้งที่ถูกกำจัดเพียง 0.745 ต่อ 1 ในระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง (Activated Sludge)

Burd (1968) ได้ศึกษาปริมาณอากาศที่ใช้กับระบบตะกอนเร่ง โดยเป่าอากาศด้วยอัตรา 20-30 ลูกบาศก์ฟุตต่อนาทีต่อ 1000 ลูกบาศก์ฟุต ซึ่งเพียงพอที่จะทำให้แบคทีเรียอยู่ในลักษณะแขวนลอย (Suspension) และทำให้ปริมาณออกซิเจนในระบบมีค่าประมาณ 1-2 มิลลิกรัมต่อลิตร แต่อย่างไรก็ตาม ในการทดลองนี้ไม่ได้กล่าวถึงรายละเอียดเกี่ยวกับการเปลี่ยนแปลงเนื่องมาจากปริมาตรบรรจุ (Volumetric Loading) ที่เปลี่ยนแปลงไป

Metcalf & Eddy (1983) กล่าวว่า ปริมาณอากาศที่ใช้ในระบบเลี้ยงตะกอนเร่งแบบขั้นธรรมดา (Conventional Activated Sludge) นั้น ใช้ประมาณ 75-115 ลูกบาศก์เมตรของอากาศต่อ กิโลกรัมบีโอดีที่ถูกกำจัดไป

2.1.2.4 สารอาหารที่จำเป็น

สารอาหารที่จำเป็นต่อจุลินทรีย์ในระบบการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน ได้แก่ ธาตุคาร์บอน ธาตุไนโตรเจน ธาตุฟอสฟอรัส เนื่องจากธาตุต่าง ๆ เหล่านี้เป็นองค์ประกอบที่สำคัญของเซลล์จุลินทรีย์ คือ $(C_5H_7NO_2)_n$ นอกจากนี้ก็ยังมีสารอาหารสำรองที่ช่วยให้การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ความสมบูรณ์และแข็งแรงยิ่งขึ้น ซึ่งมีความต้องการในปริมาณที่ต่ำ เช่น ธาตุเหล็ก และอื่น ๆ ตามแต่ชนิดของจุลินทรีย์นั้น อัตราส่วนของอาหารที่เหมาะสมควรมีค่า BOD:N:P:Fe เท่ากับ 100: 5 : 1 : 0.5 หรือถ้าเป็น COD:N:P:Fe เท่ากับ 150 : 5 : 1 : 0.5

2.1.2.5 สารพิษ(Toxic Substance)

สารเคมีใด ๆ ที่เข้าสู่ระบบเมื่อมีค่าความเข้มข้นถึงระดับหนึ่งแล้ว จะมีผลให้ประสิทธิภาพหรือเสถียรภาพของระบบลดลง สารนั้นจัดว่าเป็นสารพิษ ความเป็นพิษต่อระบบมีผลตั้งแต่การยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ (Inhibition) จนถึงทำลายจุลินทรีย์หมด(Completely Toxic) ดังนั้นจึงจำเป็นจะต้องควบคุมความเข้มข้นของสารต่าง ๆ ไม่ให้เกินขีดจำกัด ซึ่งมีผลต่อระบบในน้ำเสียก่อนที่จะเข้าสู่ระบบบำบัด

สารพิษมีผลต่อระบบบำบัดทางชีวภาพ ได้แก่ โลหะหนัก เช่น ตะกั่ว(Pb) สังกะสี(Zn)โครเมียม (Cr) ทองแดง (Cu)ปรอท (Hg) และนิกเกิล (Ni) เกลืออนินทรีย์ คลอรีน และสารอินทรีย์บางชนิดที่มีความเข้มข้นมากเกินไป และอาจรวมถึงสารพิษพวกยาฆ่าแมลงต่าง ๆ ด้วย

2.1.3 ระบบบำบัดน้ำเสียประเภทที่แบคทีเรียอยู่ในลักษณะแขวนลอย

ระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง (Activated Sludge) เป็นระบบที่ใช้กันอย่างแพร่หลายและเป็นตัวอย่างที่ดีที่จะใช้บรรยายลักษณะของจุลินทรีย์ของปฏิกิริยาชีวเคมีแบบใช้ออกซิเจนและใช้จุลินทรีย์แขวนลอยในการกำจัดสารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปสารละลายและรูปคอลลอยด์

ระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง มีโครงสร้างและองค์ประกอบของมวลจุลินทรีย์กว้างขวางมาก Pipes (1966) ได้จำแนกจุลินทรีย์ในระบบเลี้ยงตะกอนเร่งออกเป็น 4 พวกใหญ่ ๆ ดังนี้

1. จุลินทรีย์ที่สร้างฟลอค (Floc forming organisms)
2. แซฟโพรไฟท์ (Saprophytes)
3. จุลินทรีย์ทำลาย (Predator)
4. จุลินทรีย์ก่อกวน (Nuisance organisms)

จุลินทรีย์ที่สร้างฟลอคหรือกลุ่มตะกอน (Floc forming organisms) มีบทบาทที่สำคัญต่อระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง เพราะถ้าขาดมันแล้วเราไม่สามารถแยกตะกอนจุลินทรีย์ออกจากน้ำได้ด้วยวิธีตกตะกอนธรรมชาติ เดิมทีเดียวเราเรียกว่า Zoogloea ramigera เป็นแบคทีเรียชนิดเดียวที่รับผิดชอบในการสร้างฟลอค แต่ปัจจุบันนี้มีเชื่อว่ามีจุลินทรีย์หลายชนิดที่สามารถทำได้ Pike & Curde (1971) กล่าวถึงการจับจุลินทรีย์ให้อยู่ในกลุ่มนี้มีความยุ่งยาก เมื่อมีการพบว่า โปรโตซัว และ ฟังไจ สามารถทำให้เกิดฟลอคได้เช่นกัน อย่างไรก็ตาม โดยทั่วไปแล้วจุลินทรีย์กลุ่มนี้ถือว่าประกอบด้วยแบคทีเรียเป็นองค์ประกอบสำคัญ

แซฟโปรไฟท์ (Saprophytes) เป็นจุลินทรีย์ที่รับผิดชอบต่อการย่อยสลายของสารอินทรีย์ในน้ำส่วนใหญ่ของเซลล์กลุ่มนี้เป็นแบคทีเรียซึ่งมักเป็นพวกสร้างฟลอคด้วยเช่นกัน แบคทีเรียที่ไม่สร้างฟลอค ก็อาจจะอยู่ในประเภทนี้ได้ แต่มักจะถูกจับอยู่ภายในฟลอค แซฟโปรไฟท์สามารถแบ่งออกเป็น 2 ชนิด คือ แบบปฐมภูมิ (Primary Saprophytes) แบบทุติยภูมิ (Secondary Saprophytes) แซฟโปรไฟท์แบบปฐมภูมิจะทำหน้าที่ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ให้กลายเป็นสารประกอบโมเลกุลเล็กลง จากนั้นกลุ่มทุติยภูมิทำการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลเล็ก ๆ ที่มาจากกลุ่มปฐมภูมิต่อไปจนเสร็จสมบูรณ์ ผลสุดท้ายของปฏิกิริยาจะได้คาร์บอนไดออกไซด์กับน้ำ ปฏิกิริยาที่ทำต่อเนื่องกันของแซฟโปรไฟท์ทั้งสองอาจจัดเป็น Commensalism จุลินทรีย์นี้ส่วนใหญ่เป็น Gram Negative Bacilli แต่ก็มีฟังไจ ยีสต์ และ โปรโตซัวรวมอยู่ด้วย

จุลินทรีย์ทำลาย (Predator) เป็นส่วนที่มีความสำคัญในระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง คือ โปรโตซัวที่จับแบคทีเรียเป็นอาหาร โปรโตซัวที่พบในระบบเลี้ยงตะกอนเร่งนั้นมีมากมาย Pike และ Curds กล่าวว่า โปรโตซัวตัวที่สำคัญคือ ซิลิเอทชนิดที่คลานบนฟลอค (Crawl Ciliates) หรือแบบกึ่งก้าน (Stalked Ciliates) นอกจากซิลิเอทแล้ว บางครั้งจะพบอะมีบาและ Flagellates ปะปนอยู่ด้วย

จุลินทรีย์ก่อความรำคาญ (Nuisance Organisms) เป็นจุลินทรีย์ที่ก่อความรำคาญการทำงานของระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง จุลินทรีย์พวกนี้ได้แก่ Filamentous Bacteria และ Fungi เพราะทำให้เกิดการจมไม่ลงของตะกอนแบคทีเรีย และ ฟังไจ ที่มักจะทำให้เกิดปัญหา ได้แก่ Sphaerotilus และ Geotrichium ตามลำดับ

ปัจจัยสำคัญอย่างหนึ่งในการกำหนดโครงสร้างและองค์ประกอบของประชากรจุลินทรีย์ในระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง ก็คือ สภาพแวดล้อม ซึ่งได้แก่ ลักษณะสมบัติของน้ำเสีย อาหารเสริม ออกซิเจนละลายน้ำ (DO) ค่าเป็นกรด-เบส (pH) และอุณหภูมิ

2.1.4 ระบบบำบัดน้ำเสียประเภทที่แบคทีเรียอยู่ในลักษณะยึดเกาะกับตัวกลาง ระบบโปรยกรองจุลินทรีย์ (Trickling Filter) เป็นระบบที่ใช้บำบัดน้ำเสียอย่างแพร่หลายในการบำบัดน้ำเสียจากชุมชนในประเทศแถบยุโรปและสหรัฐอเมริกา และเป็นตัวอย่างของปฏิกิริยาชีวเคมีในการบำบัดน้ำเสียที่มีจุลินทรีย์เติบโตเป็นฟิล์มติดอยู่กับผิววัสดุตัวกลาง

กลไกการทำงานของระบบโปรยกรอง โดยน้ำเสียถูกปล่อยให้ไหลลงมาบนตัวกลางในถัง Trickling Filter บนผิวตัวกลางจะมีเมือกจุลินทรีย์เกาะอยู่ เมือกจุลินทรีย์นี้ส่วนใหญ่จะเป็นแบคทีเรีย โดยสารอินทรีย์จะซึมจากชั้นน้ำเข้าสู่ชั้นเมือกจุลินทรีย์ พร้อมทั้งออกซิเจนซึ่งถ่ายโอนจากอากาศลงชั้นน้ำและจากชั้นน้ำไปยังเมือกจุลินทรีย์ เมือกจุลินทรีย์แบ่งเป็นสองชั้น ชั้นนอกเป็น Aerobic layer เกิดการย่อยสลายแบบใช้ออกซิเจน ส่วนชั้นในเป็นชั้นขาดแคลนออกซิเจน (Anaerobic layer) การย่อยสลายเป็นแบบไม่ใช้ออกซิเจน เมือกจุลินทรีย์จะหลุดออกเมื่อเมือกนี้หนามากและหนักและเกิดการดันของแก๊สภายในเมือก เนื่องจากจุลินทรีย์คายความร้อนออกมา ซึ่งทำให้อากาศภายในร้อนกว่าอากาศภายนอก จึงทำให้อากาศภายในลอยตัวและอากาศใหม่เข้าแทนที่จากก้นถัง ประสิทธิภาพของระบบโปรยกรอง ขึ้นกับประเภทวัสดุตัวกลางที่บรรจุในเครื่องปฏิกรณ์ วัสดุตัวกลางมีพื้นที่ผิวสูง จะทำให้มีปริมาณจุลินทรีย์ในระบบสูง ซึ่งทำให้ระบบมีประสิทธิภาพ

ระบบโปรยกรองจุลินทรีย์ มีโครงสร้างและองค์ประกอบของมวลจุลินทรีย์อย่างกว้างขวางอีกระบบหนึ่ง Holtje (1943) พบว่าจุลินทรีย์ที่ยึดเกาะอยู่บนตัวกลาง ของระบบโปรยกรองจุลินทรีย์มีจุลินทรีย์แทบทุกชนิดตั้งแต่แบคทีเรียจนถึงแมลงบางอย่าง สิ่งมีชีวิตเหล่านี้รวมกันอยู่เป็นมวลจุลินทรีย์ที่มีนิเวศน์อย่างซับซ้อน จึงเป็นตัวช่วยย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียเป็นผลให้มีมวลสารจุลินทรีย์เหลือออกจากระบบน้อย ลักษณะเช่นนี้เป็นเรื่องดี เพราะเป็นการลดปัญหาในการกำจัดตะกอนส่วนเกิน

2.2 ฟลูอิดิเซชัน (Fluidization)

2.2.1 นิยาม

สมศักดิ์ คำรงค์เลิศ (2528) ได้กล่าวถึง ฟลูอิดิเซชันว่าเป็นการอธิบายกระบวนการหรือวิธีการที่ของแข็งซึ่งมีรูปร่างลักษณะเป็นเม็ดหรือเป็นชิ้น สัมผัสของไหลแล้วเม็ดของแข็งเหล่านี้จะมีสมบัติคล้ายของไหล ทั้งนี้เนื่องจากเม็ดหรือชิ้นของแข็งดังกล่าว แรกทีเดียวถูกวางไว้บนตะแกรงในหอคอยที่มักจะมีรูปร่างเป็นทรงกระบอก ปัจจุบันนี้ดัดแปลงให้อยู่ในรูปร่างอยู่ในแนวอนกัมมิ ของไหลที่ใช้ก็มีแก๊ส หรือของเหลว ปล่อยให้ผ่านทางด้านล่างของตะแกรงที่รองรับเม็ดของแข็งก็จะไหลผ่านชั้นเม็ดของแข็ง แล้วไหลออกส่วนบนของหอคอย เพื่อเพิ่มความเร็วของไหลให้มากขึ้นเรื่อย ๆ จนในที่สุดจะเห็นเม็ดของแข็งขยับตัวและลอยตัวขึ้นเป็นอิสระไม่เกาะติดกันของแข็งที่อยู่ใกล้ขณะนี้จะสมบัติคล้ายของไหล กล่าวคือ มีการไหลหมุนเวียนของเม็ดของแข็งภายในเบดหรือภายในหอคอย หรือระหว่างเบดต่อบีดก็ได้

2.2.2 ประเภทของฟลูอิดิเซชัน

งานของฟลูอิดิเซชัน ตั้งแต่เริ่มจนถึงปัจจุบันพอที่จะสรุปประเภทของงานได้เป็นสองแบบด้วยกัน คือ สมศักดิ์ (2528)

2.2.2.1 ฟลูอิดิเซชันสองเฟส (Two-phase Fluidization) หมายความว่า ในหอคอยหรือเบดที่ใช้งานประกอบด้วยสองเฟส คือ ของแข็งกับของไหล ของไหลอาจเป็นแก๊สหรือของเหลวก็ได้ ดังนั้น ฟลูอิดิเซชันสองเฟสจึงแบ่งออกได้อีก

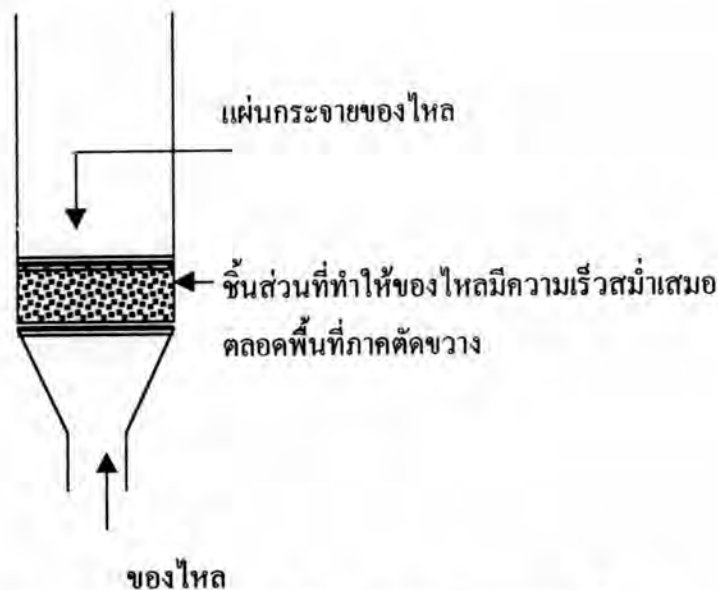
- 1) ฟลูอิดิเซชันของแก๊ส (Gas Fluidization)
- 2) ฟลูอิดิเซชันของเหลว (Liquid Fluidization)

2.2.2.2 ฟลูอิดิเซชันสามเฟส (Three-phase Fluidization) หมายความว่า ภายในหอคอยหรือเบดจะประกอบไปด้วยสามเฟสอยู่พร้อมกัน คือ ของแข็ง ของเหลว และแก๊ส สำหรับฟลูอิดิเซชันสามเฟสนี้เป็นกระบวนการที่พัฒนาไปจากฟลูอิดิเซชันสองเฟสหอคอยที่เป็นฟอง (Bubble Column) และหอคอยที่บรรจุด้วยของแข็ง (Packed bed)

2.2.3 องค์ประกอบที่มีผลต่อการทำงานของฟลูอิดเซชัน

2.2.3.1 ตัวกระจายของไหล (distributor)

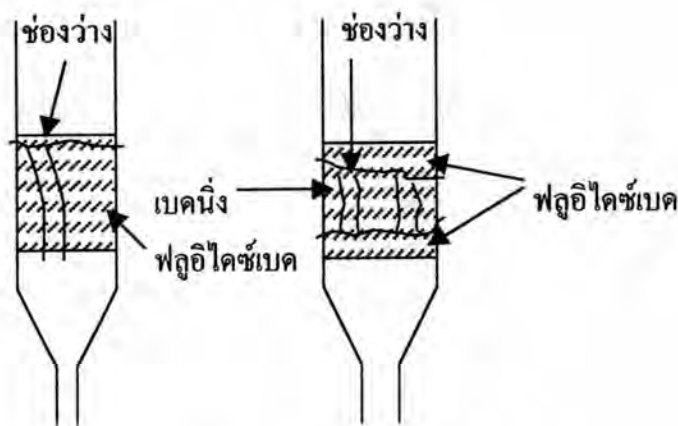
ตัวแปรที่สำคัญอีกตัวหนึ่งคือตัวกระจายของไหลและชั้นส่วนที่ทำให้ของไหลมีความเร็วสม่ำเสมอตลอดพื้นที่ภาคตัดขวางของหอทกลง (Homogeneity Section) ดังแสดงตัวอย่างในรูปที่ 2.1



รูปที่ 2.1 ตัวกระจายและชั้นส่วนที่ทำให้ของไหลมีความเร็วสม่ำเสมอ
สมศักดิ์ (2528)

ในหอทกลงใดก็ตามการออกแบบตัวกระจายหรือชั้นส่วนกระจายของไหลไม่เหมาะสมกับเบดที่ใช้แล้วโอกาสที่จะเกิดช่องหรือแนวช่องที่มีแต่ของไหลเพียงอย่างเดียวไหลผ่าน (Channeling) ที่เกิดขึ้นเช่นนี้เพราะความเร็วที่ไหลสู่เบดมีส่วนหนึ่งเร็วกว่าส่วนอื่น ๆ บริเวณนี้ของของไหล จะทำให้เม็ดของแข็งกระจายหรือแยกตัวออกไปอยู่ด้านข้าง เกิดเป็นช่องว่างตลอดทั้งความสูงของเบดหรือส่วนหนึ่งของเบด ปรากฏการณ์เช่นนี้มักเกิดในแก๊สฟลูอิดไคซ์เบด โดยเฉพาะเบดที่มีความเร็วของแก๊สสูง ๆ ส่วนโอกาสที่จะเกิดกับฟลูอิดไคซ์เบดของเหลวมีน้อยมากเนื่องจากของเหลวมีแรงพุงมาก รูปที่ 2.2 แสดงให้เห็นการเกิดช่องว่างสองแบบที่พบเสมอ ๆ ในการทดลองเกี่ยวกับฟลูอิดไคซ์เบด

ตัวแปรอื่น ๆ ที่มีอิทธิพลต่อไฮโดรนามิคของเบดมี อาทิ ขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางของตัวกลางเม็ดของแข็ง ความถ่วงจำเพาะของไหลและเม็ดของแข็ง ความหนืด ความสูงของเบด และอื่น ๆ



ช่องว่างตลอดความสูงของเบค

รูปที่ 2.2 การเกิด Channeling สมศักดิ์ (2528)

2.2.3.2 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดซ์เบค (Minimum Velocity Fluidized bed)

ขณะที่เบคเริ่มเกิดเป็นฟลูอิดซ์เบค เม็ดของแข็งก็เริ่มขยับตัวจัดระเบียบของตัวเองให้อยู่ในแนวเดียวกัน หรือจัดเรียงเม็ดต่อเม็ดอย่างสวยงาม จากนั้นแต่ละเม็ดก็ค่อย ๆ แยกห่างกันออกไปเป็นอิสระตามความเร็วของของไหลที่เพิ่มขึ้น ความเร็วของของไหลที่ทำให้เบคเริ่มขยับตัวหรือเริ่มจัดตัวเอง (ขณะที่ความดันตกเริ่มคงที่) ความเร็วในช่วงนี้เราเรียกว่า ความดันต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดซ์เบค การเคลื่อนไหวของเม็ดของแข็งมีน้อยมากเพราะอยู่ในวงจำกัด ถ้าจะให้เกิดผลดีหรือต้องการให้ภาวะเหมือนของไหลนี้มีสมบัติต่าง ๆ ดีที่สุด จะต้องใช้ความเร็วไม่ต่ำกว่า 1.5 เท่าของความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดซ์เบค สมศักดิ์ (2528)

วิธีการหาความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดซ์เบค หาได้ 2 วิธีคือ

1. จากการทดลอง
2. จากการคำนวณ

ในที่นี้จะกล่าวถึงการหาความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดซ์เบค (Minimum velocity fluidized bed) จากการคำนวณเป็นหลัก โดยพิจารณาจากสมการที่เกี่ยวข้องกับการไหลของของไหลผ่านกลุ่มอนุภาคจะเกิดความดันตก (Pressure Drop)

การคำนวณค่าความดันตกในกระบวนการฟลูอิดซ์เบคสามารถที่จะใช้การคำนวณทางทฤษฎีโดยสมการของ Kozeny คือ

$$\Delta P = h_{pg} = Le(\rho_s - \rho)g(1 - \varepsilon) \text{-----}(2.8)$$

และที่

$$\frac{h}{Le} = \left[\frac{(\rho_s - \rho)}{\rho} \right] (1 - \varepsilon) \text{-----} (2.9)$$

จากการปรับปรุงนี้ทำให้เกิดการพัฒนาของสมการโดย Blake-Kozeny ได้เป็นสมการที่ (2.10) และ (2.11)

$$\frac{h}{Le} = \left(\frac{k_e}{g} \right) \left(\frac{\mu}{\rho} \right) \left[\frac{(1 - \varepsilon^3)}{\varepsilon^3} \right] \left(\frac{6}{d_p \psi} \right)^2 \text{-----} (2.10)$$

$$\frac{h}{Le} = \left[\frac{(\rho_s - \rho)}{\rho} \right] (1 - \varepsilon) = \left(\frac{k_e}{g} \right) v \mathcal{G} \left[\frac{(1 - \varepsilon^3)}{\varepsilon^3} \right] \left(\frac{6}{d_p \psi} \right)^2 \text{-----} (2.11)$$

(Pressure drop ในหน่วย N/m² (Pa) หาได้จาก headloss 1 cm.H₂O = 107.76 N/m²)

การหาค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคเซนต์ จากสมการ (2.8) สามารถนำมาประยุกต์ตามสภาพของกำลังเริ่มเกิดฟลูอิดไคเซนต์ ดังนี้คือ

$$\Delta P = L_{mf} g (\rho_s - \rho) (1 - \varepsilon) \text{-----} (2.12)$$

สำหรับอนุภาคละเอียด จะได้ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกกับความเร็วต่ำสุดตามสมการ ของ Carman-Kozeny ดังนี้คือ

$$\Delta P = \frac{5(1 - \varepsilon_{mf})^2 L_{mf} U_{mf} \mu_{mf} (a_v)_p^2}{\varepsilon_{mf}^3} \text{-----} (2.13)$$

ผลรวมสมการ(2.12)และ(2.13)

$$U_{mf} = \frac{\varepsilon_{mf}^3 (\rho_s - \rho) g}{5(1 - \varepsilon_{mf}) (a_v)_p^2 \mu} \text{-----} (2.14)$$

สำหรับอนุภาคทรงกลมขนาดเล็ก ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง d_p จะให้ค่า $(a_v)_p = 6/d_p$ และ $\varepsilon_{mf} = 0.4$

$$U_{mf} = \frac{0.00059 d_p^2 (\rho_s - \rho) g}{\mu} \text{----- (2.15)}$$

นอกจากนี้ก็ยังมีส่วนการทั่วไปของ Blake(1922) Carman(1937) และ Ergun(1952) ซึ่งใช้หาความดันตกที่ผ่านชั้นเบด เช่น สมการของ Ergun ที่ใช้คือ

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu_{mf}}{(\Phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \epsilon_{mf}) \rho U_{mf}^2}{\epsilon_{mf}^3 \Phi_s d_p} \text{----- (2.16)}$$

แทนค่า ΔP จากสมการที่(2.12)

$$(\rho_s - \rho)g = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu_{mf}}{(\Phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \epsilon_{mf}) \rho U_{mf}^2}{\epsilon_{mf}^3 \Phi_s d_p} \text{----- (2.17)}$$

คูณทั้ง 2 ข้างด้วย $\frac{d_p^3 \rho}{\mu^2}$

$$\frac{(\rho_s - \rho)g d_p^3}{\mu^2} = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu_{mf}}{(\Phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \epsilon_{mf}) \rho U_{mf}^2}{\epsilon_{mf}^3 \Phi_s d_p} \left(\frac{U_{mf} d_p \rho}{\mu} \right)^2 \text{--- (2.18)}$$

และถูกพัฒนาโดย Wen และ Yu (1966) โดยได้กำหนดค่า $\frac{1}{\Phi_s \epsilon_{mf}^3} \cong 14$ และ $\frac{1 - \epsilon_{mf}}{\Phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \cong 11$

ดังนั้นสมการของ Ergun เปลี่ยนเป็น

$$\frac{d_p U_{mf} \rho}{\mu} = \left[(33.7)^2 + \frac{0.0408 d_p^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7 \text{----- (2.19)}$$

สำหรับเบดที่มีอนุภาคของแข็งเล็ก ความเร็วต่ำสุดคำนวณได้จาก

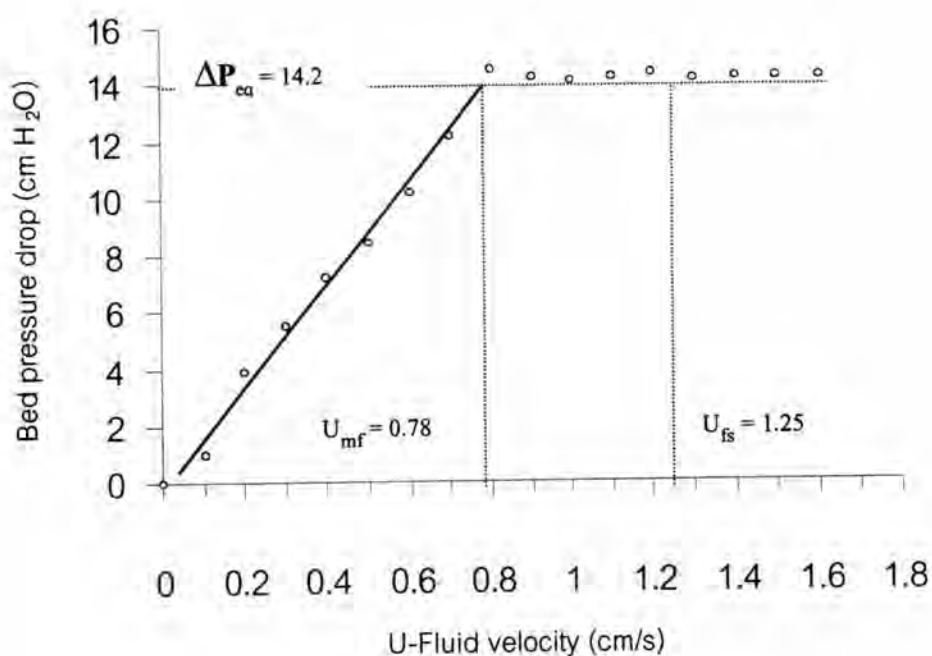
$$U_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho) g}{1650 \mu} \text{----- (2.20)}$$

เมื่อ $R_{cp} < 20$

และถ้า $R_{cp} > 1000$ สำหรับอนุภาคของแข็งขนาดใหญ่มีส่วนการ ดังนี้

$$U_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_s - \rho) g}{24.5 \rho} \quad (2.21)$$

ส่วนการทดลองหาค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคซ์เบด ทำได้โดยการหาความเร็วสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงของความเร็วไหลขึ้นกับความดันตกที่เกิดขึ้น ซึ่งสามารถวัดความแตกต่างของความดันได้โดยใช้แมนอมิเตอร์ (Manometer) ดังแสดงตัวอย่างความสัมพันธ์นี้ตามผลการศึกษารูปที่ 2.3



รูปที่ 2.3 การหาความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไคซ์จากการทดลองของ

Davidson and Harrison (1963)

2.2.3.2 ความเร็วสุดท้ายของการเกิดฟลูอิดไคซ์ (Terminal Velocity of Fluidization)

เนื่องจากความเร็วของของไหลที่ใช้มีความสำคัญนอกจากจะต้องมีความเร็วพอเหมาะที่ทำให้เกิดฟลูอิดไคซ์แล้วยังต้องไม่มากเกินไปจนทำให้เกิดการขนส่ง (Transport) ดังนั้นการใช้งานจำเป็นต้องทราบความเร็วสุดท้ายของการเกิดฟลูอิดไคซ์ ซึ่งหาได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$V_t = \frac{4d_p(\rho_s - \rho)}{3\rho C_d} \text{----- (2.22)}$$

ค่า C_d นี้มีค่าแตกต่างกัน ขึ้นอยู่กับ R_{ep} ดังนี้

$$C_d = 24/R_{ep} \quad \text{สำหรับ } R_{ep} < 0.4$$

$$C_d = 10/R_{ep}^{1/2} \quad \text{สำหรับ } 0.4 < R_{ep} < 500$$

$$C_d = 0.43 \quad \text{สำหรับ } 500 < R_{ep} < 200000$$

แทนค่า C_d ในสมการ (2.22)

$$V_t = \frac{g(\rho_s - \rho)d_p^2}{18\mu} \text{----- (2.23)}$$

เมื่อ $R_{ep} < 0.4$

$$V_t = \left[\frac{4}{225} \frac{g^2(\rho_s - \rho)^2}{\rho\mu} \right]^{1/3} d_p \text{----- (2.24)}$$

เมื่อ $0.4 < R_{ep} < 500$

$$V_t = \left[3.1 \frac{g(\rho_s - \rho)^2 d_p}{\mu} \right]^{1/2} \text{----- (2.25)}$$

เมื่อ $500 < R_{ep} < 200000$

2.2.4 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดซ์เบคสามเฟส

การหาความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดซ์เบคสามเฟสแบบไหลตามกันจะมีค่าต่ำกว่าความเร็วของระบบสองเฟส นั่นคือจะใช้สมการบางส่วนของระบบสองเฟส มาใช้กับระบบสามเฟสได้ดังสมการของ Koide et al. (1984)

$$\frac{U_{mf}}{w_i} = 2.46 \varepsilon_s^{0.72} \left(\frac{w_i \mu}{\sigma} \right)^{-1.18} Mo^{0.30} \text{-----} (2.26)$$

ซึ่งสมการนี้มีผู้ทำการทดลอง ต่อมาคือ Muroyama et al.(1985) , Heck and Onken (1988) , Posarac and Petrovic(1988) และ Dragan Ij. (1993) ซึ่งจะทำการหาความเร็วต่ำสุดของระบบสามเฟส ที่ลักษณะเครื่องปฏิกรณ์เป็นแบบ DT-ALR (draft tube airlift reactor) และ EL-ALR ในการทดลองของ Dragan Ij. ทำการทดลองให้เกิดฟลูอิดซ์เบค หาความเร็วต่ำสุดทำการทดลองทั้งหมด 51 ครั้งเปรียบเทียบกับการพบว่ามีค่าความแปรปรวน 9.8 เปอร์เซ็นต์ นั่นคือสามารถที่จะยอมรับสมการนี้ได้

2.3 การบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจนโดยกระบวนการฟลูอิดซ์เบค

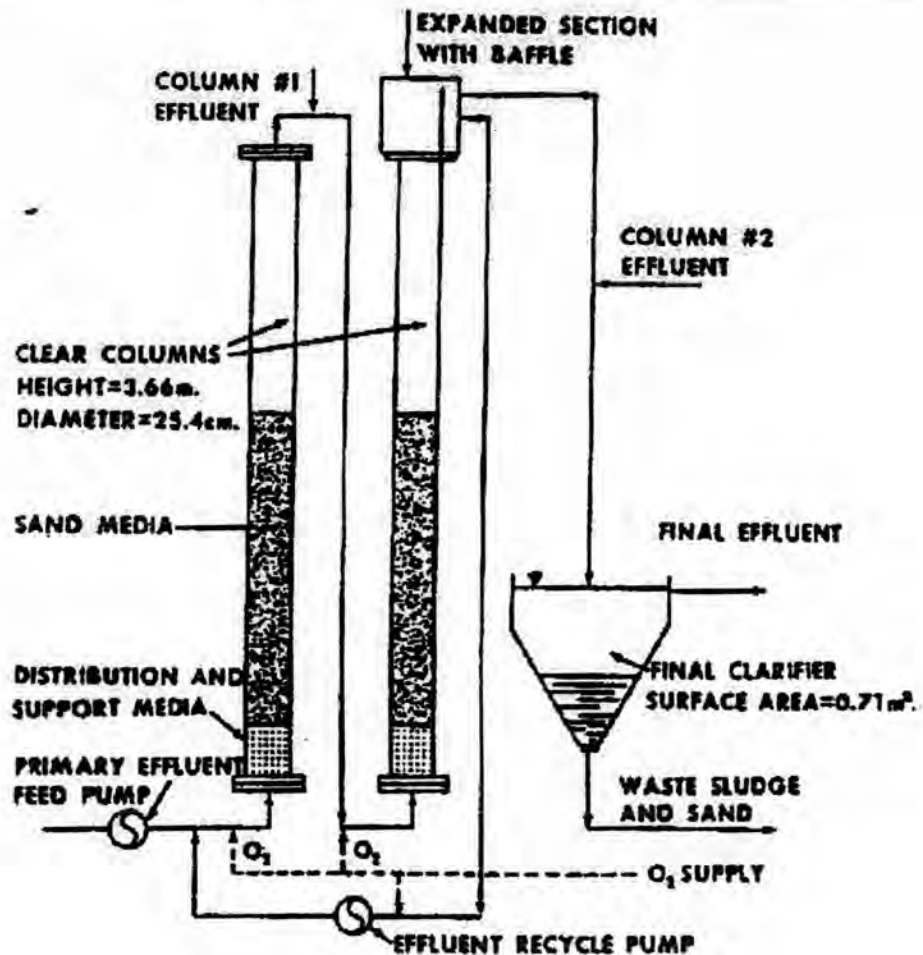
2.3.1 การพัฒนาของกระบวนการ

ลักษณะเบื้องต้นในการนำจุลินทรีย์ที่เกาะยึดติดกับอนุภาคตัวกลาง ที่ใส่เข้าไปในระบบบำบัดน้ำเสียเพื่อกำจัดมลสารอินทรีย์ในระยะเวลาหลายปีที่ผ่านมา ได้มีการศึกษาคิดค้นโดยการนำเอาจุลินทรีย์ในน้ำเสียมาสัมผัสกับวัสดุตัวกลางเฉื่อย คือต้องไม่ทำปฏิกิริยากับสารอินทรีย์และจุลินทรีย์ในน้ำเสีย เพื่อให้จุลินทรีย์เหล่านั้นเกาะยึดติดอยู่ที่ผิวของตัวกลาง และทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ต่าง ๆ ในน้ำเสียที่ผ่านเข้ามาในระบบ วัสดุที่ใช้เป็นตัวกลางได้แก่ เม็ดพลาสติก แก้วทรายและหินซึ่งถ้าวัสดุเหล่านี้มีพื้นที่ผิวต่อปริมาตรสูงก็จะทำให้จำนวนจุลินทรีย์ที่มาเกาะมีจำนวนมากด้วย ซึ่งในการคิดค้นนี้อาศัยหลักการที่สำคัญ คือ ต้องเป็นวิธีที่ประหยัด สามารถลดขนาดของตัวปฏิกรณ์ลง ในขณะที่ความสามารถในการบำบัดน้ำเสียดีขึ้น และน้ำเสียที่ออกจากระบบจะมีส่วนหนึ่งวนกลับเพื่อเพิ่มประสิทธิภาพของระบบเนื่องจากส่วนที่นำกลับนั้นมีความเข้มข้นของจุลินทรีย์สูง

ในปัจจุบันก็ได้มีการศึกษาวิจัยกระบวนการทางชีวภาพของฟลูอิดซ์เบคเพื่อนำมาบำบัดน้ำเสีย ซึ่งจะมีลักษณะรูปแบบดังที่แสดงในรูปที่ 2.4 โดยจะอาศัยการไหลของน้ำแบบไหลขึ้นทำให้อนุภาคตัวกลางภายในเครื่องปฏิกรณ์เกิดการลอยตัวและการกวนที่สมบูรณ์ ทำให้เกิดการผสมกันระหว่างมวลจุลินทรีย์กับสารอาหารในน้ำเสียได้อย่างรวดเร็วและดี ขณะที่เกิดฟลูอิดซ์มีเพียง 2 เฟส คือ น้ำเสียบนอนุภาคตัวกลาง Richardson และ Zaki (1961) ได้กำหนดสมการความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วน้ำ (v_L) กับความเร็วของอนุภาคตัวกลางภายในเครื่องปฏิกรณ์ (v_p) ไว้ดังนี้คือ

$$\frac{V_L}{V_i} = \varepsilon_L^n \quad \text{-----} \quad (2.27)$$

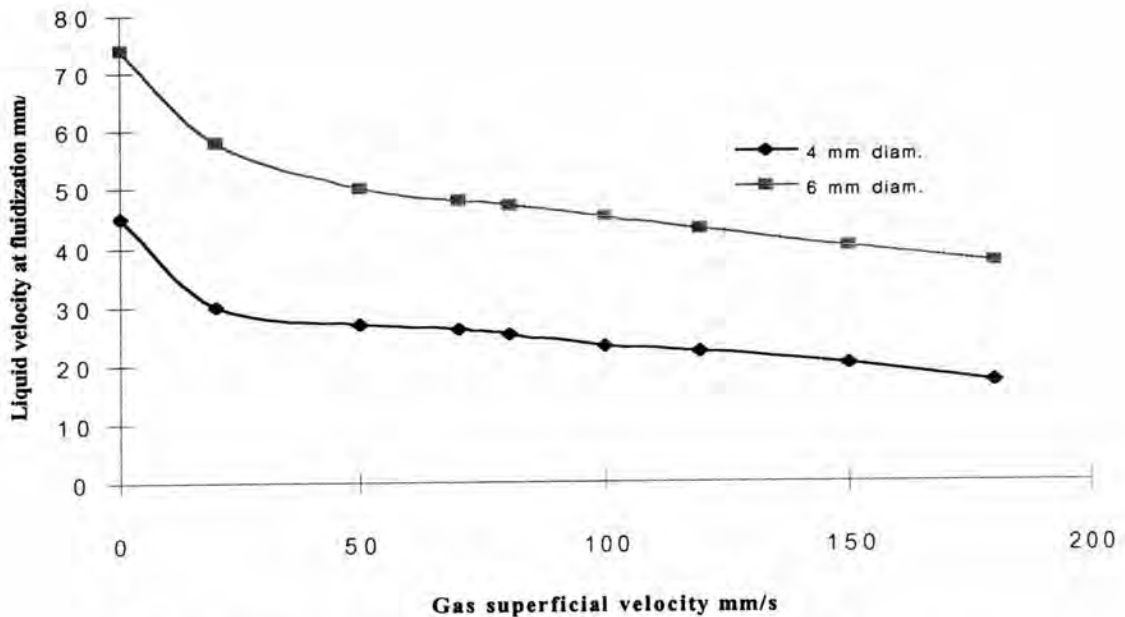
โดยที่ ε_L = สัดส่วนของช่องว่างอนุภาคตัวกลาง
 n = ค่าคงที่ ขึ้นอยู่กับ Reynolds number



รูปที่ 2.4 ลักษณะเครื่องฟลูอิดไรซ์เบดแบบผสมอย่างสมบูรณ์

Atkinson, B., Balck, G.M. and Pinches, A. (1981)

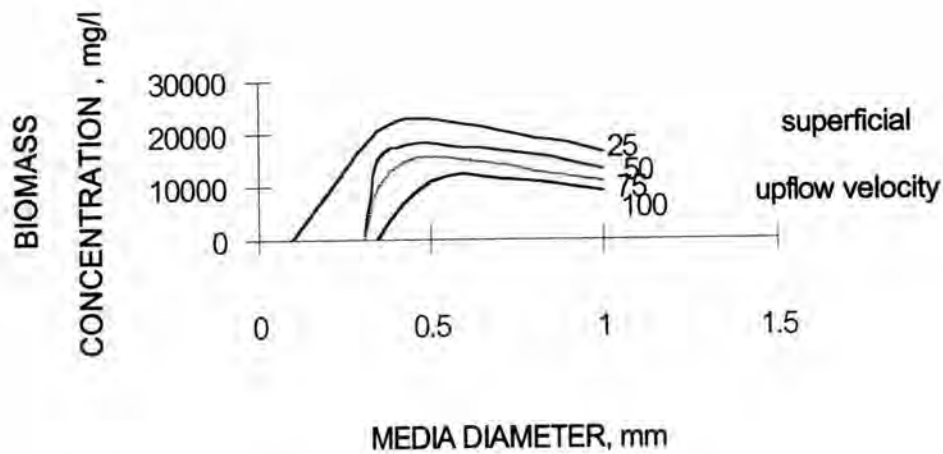
ต่อมาได้มีกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพของฟลูอิดไรซ์เบดสามเฟส (Three-phase) ขึ้น โดยเพิ่มการเติมอากาศเข้าไปด้วยอากาศที่เข้าไปจะช่วยให้เกิดการทำให้เกิดฟลูอิดไรซ์ความเร็วของแก๊สที่เพิ่มขึ้นทำให้มีแรงลอยตัวของอากาศทำให้อนุภาคตัวกลางฟุ้งกระจายได้ดี เป็นผลให้ความเร็วของน้ำที่ต้องทำให้เกิดฟลูอิดไรซ์ลดลงได้ Lee, J.C. Buckley, P.S. (1980) และยังช่วยทำให้เพิ่มค่าออกซิเจนละลายน้ำ (DO) ในน้ำได้อีกด้วย แต่อากาศที่เป่าเข้าไปนั้นต้องมีค่าที่เหมาะสม



รูปที่ 2.5 ลักษณะความเร็วต่ำสุดของของไหลในการเกิดฟลูอิดไคซ์ เมื่อเพิ่มความเร็วของอากาศ Lee, J.C. and Buckley, P.S. (1980)

2.3.2 ตัวกลางที่ใช้ในการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ โดยกระบวนการฟลูอิดไคซ์แบบค

ตัวกลางในกระบวนการเกิดฟลูอิดไคซ์แบบคจะเป็นเสมือนที่ค้ำจุนให้จุลินทรีย์ได้ยึดเกาะและเจริญเติบโต วัสดุที่ใช้เป็นตัวกลางนั้นมีมากมาย เช่น ทราย ถ่านกัมมันต์ ถ่านหินแอนทราไซต์ เม็ดพลาสติก เม็ดแก้ว และ วัสดุสังเคราะห์อื่น ๆ ที่ได้ทำขึ้นมาเป็นพิเศษซึ่งมีสมบัติความพรุนสูงมากมีระยะเปิดพอที่จะทำให้จุลินทรีย์เกาะได้ดีและความหนาแน่นต่ำ ดังแสดงลักษณะรูปร่างในรูปที่ 2.5 แต่ที่ปัจจุบันนิยมใช้กันมาก คือ ทรายและถ่านกัมมันต์ เท่านั้น โดยมากจะใช้ขนาด 0.2-3.0 มิลลิเมตร หรือขนาดโดยทั่วไปไม่ควรเกิน 1 มิลลิเมตร ซึ่งจะทำให้เกิดพื้นที่ผิวจำเพาะสูง ดังที่ Jeris, J. S. และ Owens, R. W. (1977) ได้กล่าวถึงเกี่ยวกับพื้นที่ของอนุภาค



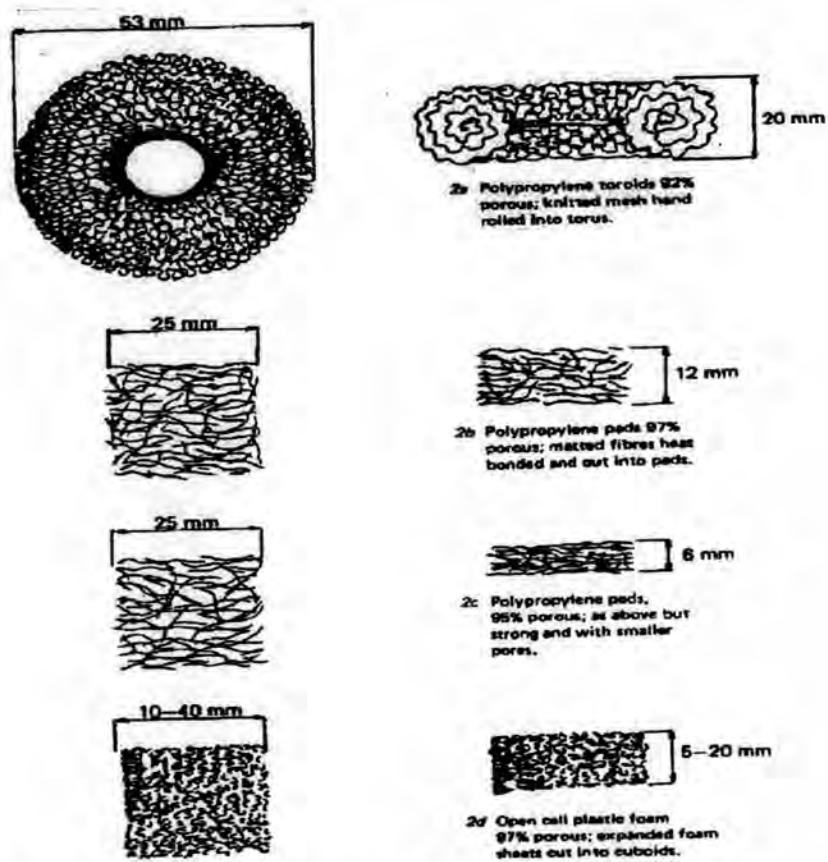
รูปที่ 2.6 ขนาดของตัวกลางที่เหมาะสมเปรียบเทียบกับความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในระบบ Shieh, W.K., Sutton, P.M. and Kos, P. (1981)

ขนาดของเม็ดตัวกลางต่อปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ โดยเปรียบเทียบกับกระบวนการทางชีวภาพแบบจุลินทรีย์เกาะยึดติดกับตัวกลาง ดังแสดงในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 การเปรียบเทียบ Surface Area ของระบบต่าง ๆ Owens R.W. (1977)

Treatment System	Surface area per reactor volume (f^2 / f^3)
Trickling filter	12-30
Rotating Biological Contactors	40-50
Fluidized Bed	800-1200

อย่างไรก็ตามเมื่อนำวัสดุต่าง ๆ มาใช้จะต้องควบคุมมวลสารจุลินทรีย์ส่วนเกินไม่ให้เกิดการสะสมมากเกินไปในเครื่องปฏิกรณ์ เพราะจะทำให้เกิดผลเสียหลายอย่างต่อระบบดังนั้นต้องพิจารณาวิธีควบคุมมวลจุลินทรีย์ส่วนเกินนี้ไว้ด้วย



รูปที่ 2.7 ลักษณะของตัวกลางแต่ละชนิดมีความพรุนแตกต่างกัน

Cooper, P.F. ,and Atkinson, B. (1981)

**STAINLESS STEEL WIRE
SPHERES**



(a) 6 mm diameter particles



(b) x 7 magnification of (a)

**POLYPROPYLENE
TOROIDS**



(a) 53 mm overall diameter
particles with 20 mm
diameter torus



(b) x 10 magnification of (a)

**RETICULATED
POLYESTER FOAMS**



(a) Surface and side view of
25 x 26 x 10 mm particles;
nominal 30 pores per inch
foam



(b) x 10 magnification of (a)

**MATTED RETICULATED
POLYPROPYLENE
SHEETS**



(a) 25 x 25 x 8 mm particles



(b) x 20 (thin section)
magnification of (a)

รูปที่ 2.8 ลักษณะของมวลจุลินทรีย์ที่เกาะบนตัวกลาง

Cooper, P.F. ,and Atkinson, B. (1981)

สมบัติของตัวกลางที่นำมาใช้ในกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบด

1. ความหนาแน่นรวมของอนุภาค (Overall particle density, ρ_{pw})

สำหรับตัวกลางที่มีลักษณะเป็นอนุภาคทรงกลมไม่มีรูพรุน เช่น ทราย ที่มีมวลจุลินทรีย์เกาะอยู่จะได้ค่า ρ_{pw} ตามสมการ คือ

$$\rho_{pw} = \rho_s + \frac{[(1 + \frac{L}{r_s})^3 - 1]\rho_{bw}}{(1 - \frac{L}{r_s})^3} \quad \text{-----} \quad (2.27)$$

2. จำนวนมวลจุลินทรีย์ที่เกิดขึ้น (Particle biomass hold-up)

จำนวนมวลจุลินทรีย์ที่เกิดขึ้นในเครื่องปฏิกรณ์ควรอยู่ในช่วง 5-40 กรัม (น้ำหนักแห้ง) ต่อลิตร(ปริมาตรเครื่องปฏิกรณ์) เมื่อใช้อนุภาคของแข็งเป็นตัวค้ำจุน Jeris , J.S. ,Owens, R.W. , Cooper , P.F. and Wheeldon, D.H.V. (1980) ซึ่งมากกว่าระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบอื่น ๆ มาก ดังแสดงการเปรียบเทียบตารางที่ 2.2

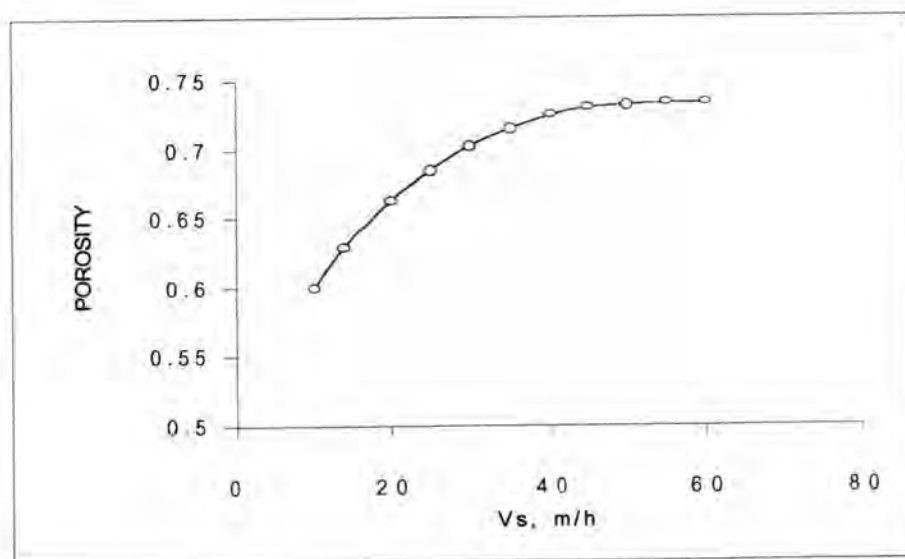
ตารางที่ 2.2 การเปรียบเทียบ MLSS ของระบบต่าง ๆ Cooper, P.F.(1980)

Treatment System	MLSS mg/l
Conventional activated sludge	3000-5000
Suspended growth nitrification	2000-1000
Suspended growth denitrification	1500-2500
Fluidized Bed	
- BOD removal	15000-20000
- Nitrification	8000-12000
- Denitrification	30000-40000

3. ช่องว่างภายในเบด (Voidage)

เม็ดของแข็งที่บรรจุอยู่ในเบด ไม่ว่าจะบรรจุอย่างเป็นระเบียบหรือไม่เป็นระเบียบ (Random packing) ก็ตามย่อมเกิดช่องว่างระหว่างเม็ดของแข็งขึ้นเสมอ จะมีขนาดมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับลักษณะและขนาดของเม็ดของแข็งที่ใช้ เม็ดของแข็งที่ผิวราบเรียบก็ไม่ค่อยจะเป็นปัญหามากนัก แต่ถ้าของแข็งนั้นมีรูพรุน (Pore) อยู่ภายในเม็ดด้วยแล้ว การหาปริมาณของช่องว่างที่แท้จริงย่อมกระทำได้ยากมาก เพราะขนาดของรูพรุนมีขนาดเล็กมาก วัดได้เป็นหน่วยของไมครอน อย่างเช่นพวก ถ่านกัมมันต์ อะลูมินากัมมันต์ (Activated alumina) ดินกัมมันต์ (Activated clay) หรือถ่านโค้ก (Coke) เป็นต้น เมื่อเปรียบเทียบช่องว่างที่เป็นรูพรุนกับช่องว่างระหว่างเม็ด (Voidage) แล้วอย่างแรกมีค่าน้อยกว่าอย่างหลังมากจนไม่สามารถเปรียบเทียบกันได้

การเพิ่มความเร็วไหลขึ้นจะมีผลทำให้ปริมาณของช่องว่างในเบดมีขนาดมากขึ้น ดังแสดงในรูปที่ 2.9



รูปที่ 2.9 ความสัมพันธ์ระหว่างช่องว่างภายในเบดกับความเร็วไหลขึ้น

Traverso, P.G. and Cecchi, F. (1989)

2.3.3 จุลินทรีย์ในการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน โดยกระบวนการฟลูอิดไคซ์

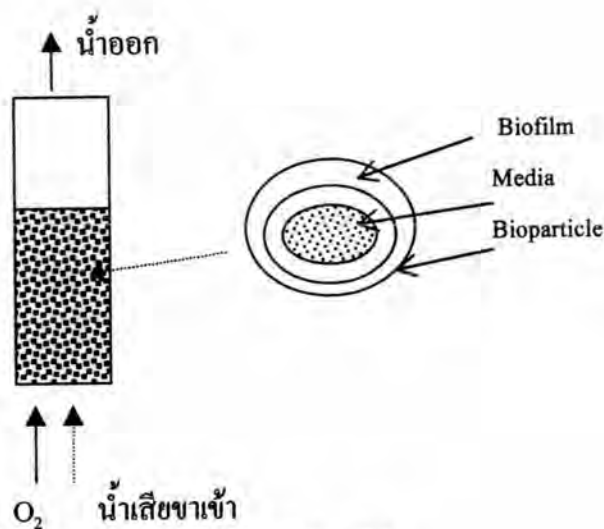
เบค

จุลินทรีย์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบคนี้ จะมีลักษณะเหมือนกับที่เกิดขึ้นในระบบเลี้ยงตะกอนเร่งและระบบโปรยกรองจุลินทรีย์ เนื่องจากกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบคนี้เป็น การรวมข้อดีของทั้งสองระบบดังกล่าวเข้าไว้ด้วยกัน ในกระบวนการจุลินทรีย์ตัวหลักที่สำคัญ คือ แบคทีเรีย โดยจะยึดเกาะอยู่ที่พื้นผิวของอนุภาคตัวกลางดังแสดงในรูปที่ 2.10 และ รูปที่ 2.11



รูปที่ 2.10 ลักษณะของอนุภาคตัวกลางที่มีฟิล์มจุลินทรีย์เกาะยึดในเครื่องปฏิกรณ์ ฟลูอิดไคซ์เบค ดูจาก Scanning electron microscope (SEM)

Safferman, I. and Bishop, L. (1996)



รูปที่ 2.11 ลักษณะของชั้นมวลจุลินทรีย์

Shielh, W.K.(1980)

จุลินทรีย์ที่อาศัยบนพื้นผิวของเมล็ดดังกล่าวนี้จะทำหน้าที่ช่วยย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย และเจริญเติบโตสร้างเซลล์ใหม่ขึ้นมา ทำให้ความหนาของกลุ่มมวลจุลินทรีย์เพิ่มขึ้นในขณะที่กระบวนการยังดำเนินต่อไป และจุลินทรีย์บางชนิดที่อยู่ในภาวะที่มีออกซิเจน ก็อาจจะทำให้เกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชัน (Nitrification) ได้เช่นกัน การที่ว่าจะพบจุลินทรีย์ชนิดใดนั้นจะขึ้นอยู่กับมวลสารในน้ำที่สามารถถูกย่อยสลายโดยจุลินทรีย์และปัจจัยภาวะแวดล้อมที่เอื้ออำนวยต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ชนิดใด ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์จะเปลี่ยนแปลงตลอดความสูงของเครื่องปฏิกรณ์ กล่าวคือจะมีความเข้มข้นมากที่สุดทางด้านล่างของเครื่องปฏิกรณ์ซึ่งมีปริมาณของสารอาหารและออกซิเจนสูง การที่ความเข้มข้นของจุลินทรีย์สูงมาก จึงทำให้บำบัดน้ำเสียได้ในระยะเวลาที่สั้นมาก และเป็นการลดขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ได้มากเช่นกัน Jeris and Owens (1973); Tsezos and Benedek (1977) และ Lee, D., (1979) ได้กล่าวถึงแบคทีเรียตัวหลักที่พบในระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน โดยกระบวนการฟลูอิดไรซ์เบดคือ *achromobacter*, *flavobacterium*, *psuedomonas* และ *alcaligenes* ส่วนพวก Nitrifying bacteria คือ *nitrosomonas* และ *nitrobactor*

2.3.4 การกระจายตัวของแก๊สในระบบบำบัดน้ำเสียฟลูอิดไรซ์เบด

Lee, J.C. et. (1981) ได้กล่าวว่าลักษณะการกระจายตัวของแก๊สในระบบบำบัดน้ำเสียฟลูอิดไรซ์เบด ที่ความเร็วของแก๊สต่ำขนาดอนุภาคที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 6 มิลลิเมตร จะทำให้แก๊สแตกตัวได้ดีเนื่องจากน้ำหนักเม็ดของตัวกลางมากพอที่จะไปแยกแก๊สออกได้ ส่วนอนุภาคมีขนาดเล็กกว่า 2 มิลลิเมตรไม่สามารถที่ทำให้แก๊สแตกออกได้เนื่องจากแรงที่กดบนผิวไม่พอหรือน้อยกว่าแรงตึงผิวของแก๊สนั่นเอง ในระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพส่วนที่ทำให้แก๊สกระจายตัวได้ดีในกรณีที่มีความเร็วแก๊สสูงและอนุภาคตัวกลางขนาดใหญ่ทำให้มีบางส่วนของเม็ดตัวกลางไม่เกิดฟลูอิดไรซ์ และแก๊สบางส่วนแตกออกไป ลักษณะการเกิดแบบนี้เรียกว่า *churn-turbulent* ที่มีอัตราส่วนอยู่ระหว่าง U_1 / U_c น้อยกว่า 0.4 ข้อเสียคือแบคทีเรียที่เกาะบนตัวกลางจะมีการหลุดออกไปได้ นั่นคือถ้าความเร็วแก๊สสูงมากไปไม่เป็นผลดีต่อระบบ ดังแสดงได้ในรูปที่ 2.12

2.3.4.1 สัมประสิทธิ์ของการถ่ายโอนมวลของแก๊สและของเหลวในระบบฟลูอิดส์ เบดสามเฟส

ข้อได้เปรียบของอนุภาคที่มีขนาดพอเหมาะทำให้เกิดการกระจายตัวของแก๊สได้ดีรูปที่ 2.13 แสดงถึงปริมาณสัมประสิทธิ์ ($k_L a$) ที่ความสูงต่าง ๆ ของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดส์เบดสามเฟส พบว่าที่ระยะใกล้กับตัวกระจายเนื่องมาจากแก๊สมีขนาดใหญ่ และพื้นที่ผิวสัมผัสน้อย ทำให้ ปริมาณสัมประสิทธิ์ต่ำ เมื่อมีการวัดพื้นที่ผิวที่สัมผัสที่ถูกต้องค่าของสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวล (k_L) จะแสดงได้ในรูปที่ 2.14 ที่ใกล้ตัวกระจายสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลมีค่ามากเนื่องจากการเกิดฟองแก๊สมากและมีการแตกตัวเกิดขึ้น และมีการลดลงของสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารที่ความสูงของเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้นค่าจากเส้นทึบ มีค่าของสัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสาร $k_L = .098 \text{ mm/s}$ โดยคำนวณได้จากสมการของ Calderbank

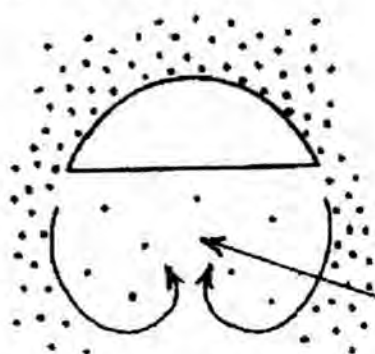
$$k_L (Sc)^{\frac{2}{3}} = 0.31 \left(\frac{u_g}{\rho_l} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{----- (2.39)}$$

(a) Large Particles - Low gas rates



Particles can deform and split large bubbles, overcoming surface tension forces

(b) Small Particles - Low gas rates



Particles unable to penetrate bubbles against surface tension forces.

Wake with fewer particles

(c) High gas rates



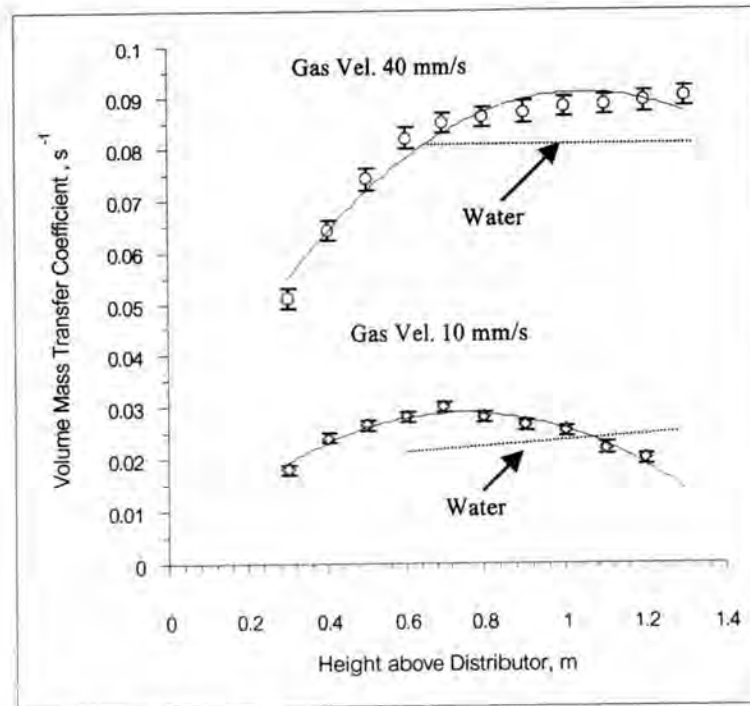
Defluidised region forming bridge over large bubble

Smaller bubbles carried downwards by "churn-turbulence"

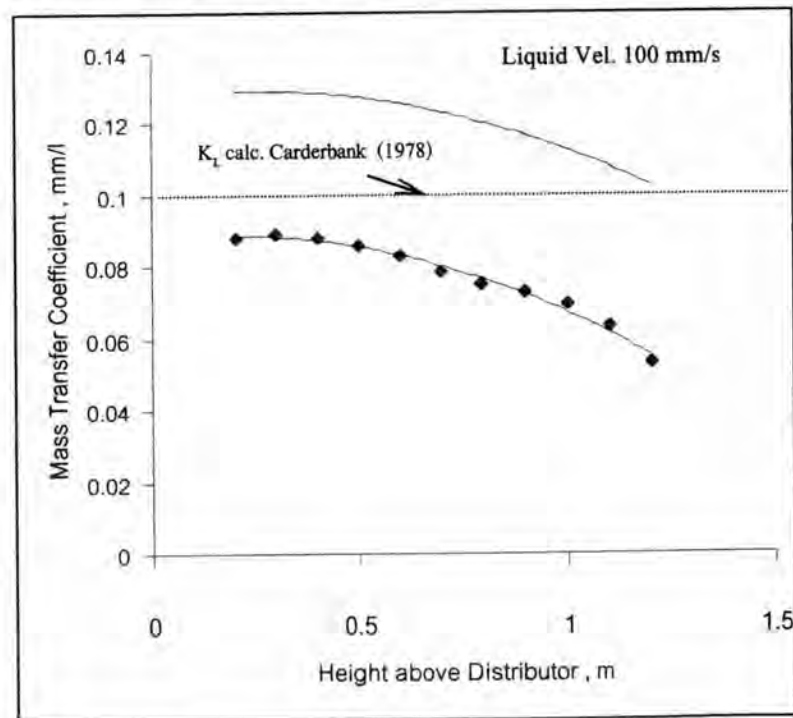
Coalescence of smaller bubbles at base of larger bubble

รูปที่ 2.12 ฟองแก๊สและอนุภาคที่สัมผัสกันใน ระบบฟลูอิดไคซ์เบดสามเฟส

Cooper, P.F. and Atkinson, B.(1981)



รูปที่ 2.13 ปริมาตรสัมประสิทธิ์ ($k_L a$) ที่ตำแหน่งต่างกันของเบด ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางของตัวกลาง 6 มม. Cooper, P.F. and Atkinson, B.(1981)



รูปที่ 2.14 สัมประสิทธิ์ (k_L) ที่ตำแหน่งความสูงต่าง ๆ ในเบด Cooper, P.F. and Atkinson, B.(1981)

2.3.5 รูปแบบทางคณิตศาสตร์ (Mathematical Model) ของระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพ ฟลูอิดไคซ์เบด Shahalam, A.B. and Fellow, R. (1996)

คุณมวลสารสำหรับ สสารในส่วนหนึ่งของของเหลวที่ใหญ่ ๆ คุณมวลสารของสสารที่อยู่ในส่วน ของของเหลวทั้งหมดทำคุณมวลสาร ได้ดังนี้

การสะสม = อัตราไหลเข้า - อัตราไหลออก + ปริมาณสสารที่ใช้ไปใน ส่วนของเหลว - ส่วนปริมาณทั้งหมดที่แพร่ผ่านไปในชั้นฟิล์ม

$$\frac{dS_b}{dt}(V_T - V_p) = QS_{bo} - QS_b + (V_T - V_p) \left[\frac{-KX_b S_b}{K_s + S_b} \right] - N4r_p^2 D_e \frac{dS_f}{dr} \Big|_{r=r_p} \quad (2.40)$$

คุณมวลสารสำหรับ สารอาหารที่ชั้นฟิล์ม

ปริมาณสารอาหาร ไม่สามารถเข้าเป็นเนื้อเดียวกันได้ สามารถอธิบายได้เป็นลำดับขั้นตอน ได้ดังนี้

1. สารอาหารที่ส่งจากของเหลวชั้นฟิล์มเหลวที่ผิวหน้า(การถ่าย โอนมวลสารภายนอก)
2. การส่งสารอาหารจากชั้นผิวออกไปยังชั้นฟิล์ม (การถ่าย โอนมวลสารภายใน)
3. สารอาหารเข้าไปในส่วนของชั้นฟิล์มที่เกิดปฏิกิริยา

โดยสมมติฐานว่า ความหนาของชั้นฟิล์มทั่วทั้งมีคตัวกลางเหมือน ๆ กัน ความเข้มข้น จุลินทรีย์ไม่แตกต่างกัน ค่าคงที่ของการฟุ้งกระจายคิดที่ชั้นฟิล์มทั้งหมด การถ่าย โอนมวลสารภายนอกส่วนที่ด้านทานถือว่าเล็กน้อยไม่นำมาคิดใช้ภาวะคงตัว

จากข้อสมมติฐานนำมาเขียนสมการการถ่าย โอนมวลสารที่สารอาหารเป็นตัวกำหนดอัตรา ปฏิกิริยา ที่มีรูปแบบทั่วไป มาเขียนใหม่ได้เป็น

$$\frac{1}{r^2} D_e \frac{d}{dr} \left[r^2 \frac{dS_f}{dr} \right] = \frac{KX_f S_f}{K_s + S_f} \quad (2.41)$$

เมื่อ X_f = ความเข้มข้นจุลินทรีย์ในชั้นฟิล์ม

S_f = ที่ $r (r_m < r < r_p)$ ความเข้มข้นสูงสุดของจุลินทรีย์ย่อยสารอาหารอย่างรวดเร็ว

กรณีความเข้มข้นสารอาหารในชั้นฟิล์ม(S_f)เมื่อนำมาเปรียบเทียบกับ ค่าคงที่อัตราครึ่งเวลาแล้วมีค่าน้อยมาก นั่นคือ (K_s + S_f) เราสามารถคิดเป็น K_s ได้เพื่อที่จะทำให้สมการง่ายต่อการคำนวณมากขึ้นสมการเขียนใหม่ได้เป็น
และ K_s = K/K_s

$$\frac{1}{r^2} D_e \frac{d}{dr} \left[r^2 \frac{dS_f}{dr} \right] = K_a X_f S_f \text{-----} (2.42)$$

ขอบเขต

$$S_f = S_b \text{ ที่ } r = r_p = r_m + \delta ; dS_f/dr = 0 \text{ at } r = r_m$$

คุณมวลสารสำหรับจุลินทรีย์ในของเหลว

คุณมวลสารของจุลินทรีย์ที่อยู่ในของเหลวสามารถเขียนได้เป็น

การสะสม = อัตราไหลเข้า - อัตราไหลออก + อัตราการเจริญสุทธิ + จุลินทรีย์ที่อยู่บนชั้น

ฟิล์ม

$$\frac{dX_b}{dt} (V_T - V_P) = QX_{b0} - QX_b + (V_T - V_P) \left[\frac{\mu_m X_b S_b}{K_b + S_b} - K_d X_b \right] + \alpha X_f N 4\pi r_m^2 \delta \text{---(2.43)}$$

คุณมวลของจุลินทรีย์ที่อยู่บนชั้นฟิล์ม

โดยใช้สมการของ Monod kinetic

การสะสม = การเจริญเติบโตสุทธิ - ส่วนที่ใช้ร่วมกัน

$$X_f A \frac{d\delta}{dt} = X_f A \int_{r_m}^{r_m+\delta} \frac{\mu_m S_f}{K_s + S_f} dr - K_d X_f A \delta - \delta X_f A d\delta \text{-----} (2.44)$$

เมื่อ A = 4πr_m² = พื้นที่ผิวตัวกลาง

ทำให้ง่ายขึ้นเขียนใหม่ได้เป็น

$$\frac{d\delta}{dt} = X_f A \int_{r_m}^{r_m+\delta} \frac{K Y S_f}{K_s + S_f} dr - K_d \delta - \sigma \delta \text{-----} (2.45)$$

ที่ภาวะคงตัว

จากสมการดังกล่าวข้างบนจะเป็นแบบ ภาวะคงตัวเทียม (Pseudo steady-state) ถ้าสมมติว่าเป็นภาวะคงตัวและความเข้มข้นมีอิทธิพลน้อยมากไม่นำมาคิด ระบบสมการต่าง ๆ จะลดรูปเป็น

$$0 = \frac{1}{(V_T - V_p)} \left[QS_{bo} - QS_b - N4r_p^2 D_e \frac{dS_f}{dr} \Big|_{r=r_p} \right] + \left[\frac{-KX_b S_b}{K_s + S_b} \right] \quad (2.46)$$

$$0 = \frac{1}{(V_T - V_p)} \left[-QX_b + \alpha X_f N4r_p^2 \delta \right] + \frac{\mu_m X_b S_b}{K_b + S_b} - K_d X_b \quad (2.47)$$

$$0 = KY \int_{r_m}^{r_m+\delta} \frac{S_f}{(K_s + S_f)} dr - K_d \delta - \sigma \delta \quad (2.48)$$

2.3.6 แบบจำลองของระบบบำบัดน้ำเสียฟลูอิไดซ์เบดในส่วนของเม็ดของแข็ง (Model of biological fluidized-bed treatment) Cooper, P.F. (1981)

สำหรับอนุภาคที่เป็นทรงกลมการเคลือบผิวด้วยจุลินทรีย์ขนาดเล็ก จากรูปที่ 2.15 และ 2.16 ความเข้มข้นถูกจำกัดโดยความเข้มข้นของสารอาหารที่ลดลงที่ผ่านชั้นฟิล์ม และระหว่างรอยต่อของเหลวของแข็ง ถ้าสมมติให้ความลึกเป็น (e) ที่มีความเข้มข้นวิกฤตเป็น C_m ที่ไม่มีสารอาหารเคลื่อนที่เข้าไปได้

ดังนั้นในความแตกต่างของชั้นฟิล์มสองส่วนนี้แยกพิจารณาได้ดังนี้

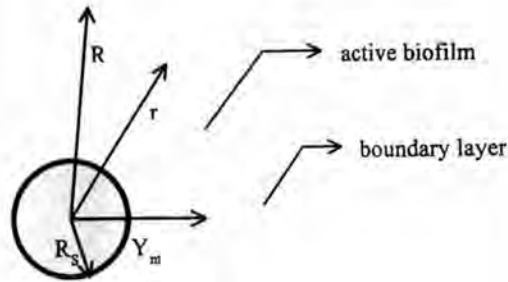
1. $y_m < y < r$ ส่วนที่แบคทีเรียที่ใช้ออกซิเจนใช้ในการเผาผลาญอาหาร (active biofilm)
2. $y < y_m$: เป็นชั้นฟิล์มที่ไม่มีการเผาผลาญอาหาร (inactive biofilm)

ค่าของ e ขึ้นกับความเข้มข้นสารอาหารเป็นตัวกำหนด C_B ในชั้นของเหลว และ ในส่วนขอบเขตของความหนา

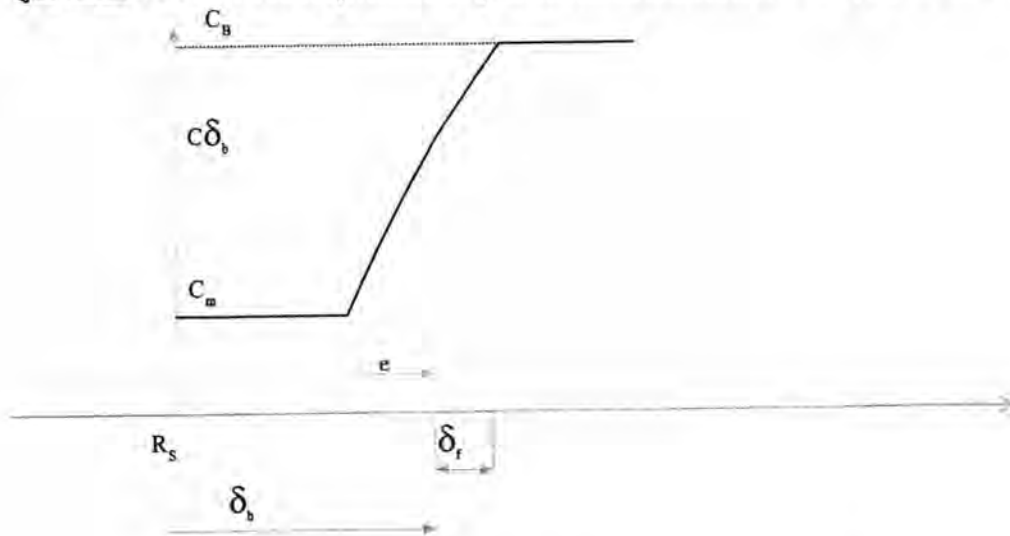
ดังนั้นข้อสมมติที่น่าเชื่อถือได้ จึงกำหนดได้เป็น

- (a) ชั้นของแข็งและของเหลวผสมกันอย่างสมบูรณ์
- (b) ความหนาของชั้นฟิล์มคงที่ ตัวอย่างเซลล์ที่เจริญของจุลินทรีย์ส่วนเกินจะถูกกำจัดโดยความปั่นป่วนเฉพาะแห่ง (local turbulence)
- (c) ความเข้มข้นของจุลินทรีย์ที่ทำงานได้อยู่ในช่วงของ $y_m < y < r$
- (d) ช่วงแบคทีเรียที่เป็น endogenous decay เกิดขึ้นเล็กน้อยไม่นำมาคิด
- (e) สารอาหารถูกส่งผ่านโดย การแพร่โมเลกุล (molecular diffusion) ทั้งชั้นฟิล์ม และชั้นระหว่างขอบเขต
- (f) ข้อจำกัดการบริโภคสารอาหารในชั้นฟิล์มเป็นปฏิกิริยาอันดับศูนย์ (zero-order reaction)
- (g) ความโค้งของกราฟที่แตกต่างกันในส่วนที่ผ่านชั้นฟิล์มและระหว่างขอบถือว่าเล็กน้อย

(h) ผลของกระบวนการย่อยอาหาร (metabolic products) ไม่ต้องสนใจ



รูปที่ 2.15 แบบจำลองของอนุภาคที่มีเชื้อจุลินทรีย์ที่สามารถทำงานได้ Cooper, P.F (1981)



รูปที่ 2.16 เส้นความเข้มข้นระหว่างชั้นของขอบเขตและจุลินทรีย์

Cooper, P.F. and Atkinson, B. (1981)

ในการพัฒนาแบบจำลองนี้และตามข้อสมมติฐานนำไปสู่ 2 กลุ่มของตัวแปรไร้หน่วยคือ

(i) $\alpha = (N_r N_b)^{1/2}$

ขณะที่ $N_r = k_r X / C_0 (1 - \epsilon) \tau$ เหมือนกับตัวเลขในส่วนของปฏิกิริยาชีวเคมี

$N_b = k_b a_g (1 - \epsilon) \tau$ เป็นตัวเลขในส่วนของการถ่ายโอนผ่านชั้นฟิล์ม

(ii) $\beta = N_r = K_r a_g (1 - \epsilon) \tau$ เป็นตัวเลขในส่วนของการถ่ายโอนผ่านขอบเขตของชั้นฟิล์ม

ประสิทธิภาพสารอาหารที่เคลื่อนที่ไปยังเมล็ดตัวกลางแยกได้สองกรณี คือ ออกซิเจน และสารอินทรีย์คาร์บอนเป็นตัวกำหนด

a) ในกรณีของสารอินทรีย์คาร์บอนเป็นตัวกำหนดปฏิกิริยา

$$E = \alpha \left[\sqrt{\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)^2 + 2(C_B - C_M)} - \frac{\alpha}{\beta} \right] \quad \text{-----} \quad (2.49)$$

b) ในกรณีของออกซิเจนเป็นตัวกำหนดปฏิกิริยา

$$E = \lambda \frac{C_0}{S_0} \alpha \left[\sqrt{\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)^2 + 2(C_B - C_M)} - \frac{\alpha}{\beta} \right] \quad \text{-----} \quad (2.50)$$

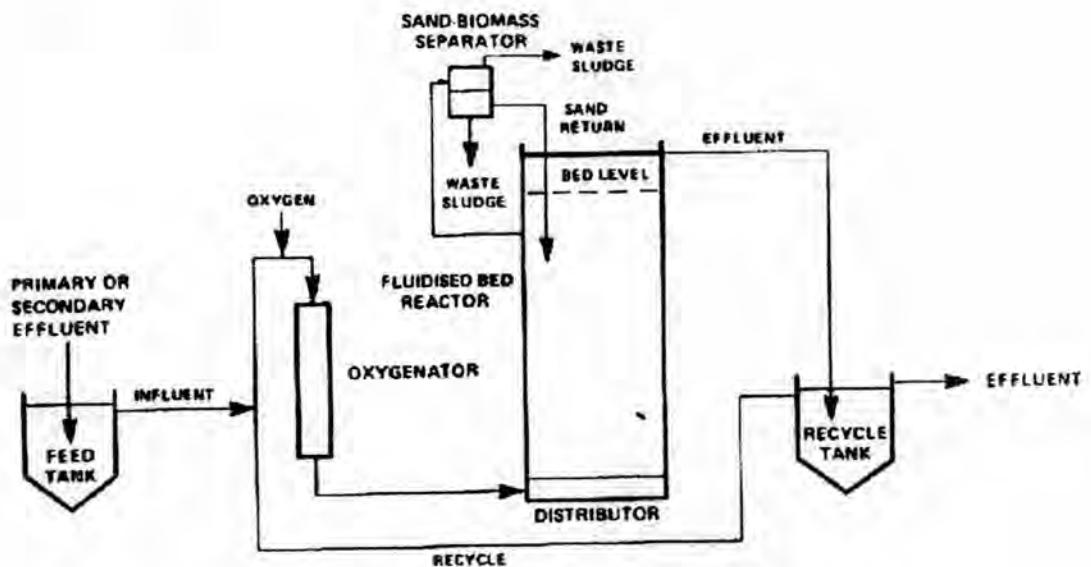
สัดส่วนระหว่างคาร์บอนและออกซิเจน ขึ้นกับ C_0 และ S_0 ที่จะมีอิทธิพลต่อความเข้มข้น ประสิทธิภาพของการถ่ายโอนมวลสารที่ผ่านขอบเขตชั้นฟิล์มขึ้นกับลักษณะการไหลแบบปั่นป่วนในเครื่องปฏิกรณ์ ตัวอย่าง ความเร็วในของเหลวและแก๊ส และถ้าสมมติ สัมประสิทธิ์การถ่ายโอนมวลสารจะเป็นสัดส่วนโดยตรงกับ U_L และ U_G

$$N_f = A U_L U_G \quad \text{-----} \quad (2.51)$$

รูปแบบที่กำหนดนี้ใช้เฉพาะในส่วนของภาวะคงตัว

2.4 หลักการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสียฟลูอิไดซ์เบด

การบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน โดยกระบวนการฟลูอิไดซ์เบดประกอบด้วย เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิไดซ์เบด (Fluidized bed reactor) เครื่องทำออกซิเจน (Oxygenator) ภาชนะหมุนวนน้ำกลับ (Recycle tank) และเครื่องแยกทรายออกจากมวลจุลินทรีย์ (Sand Separator) แผนผังการทำงานของกระบวนการแสดงได้ในรูปที่ 2.17



รูปที่ 2.17 แผนผังแสดงการทำงานของกระบวนการฟลูอิไดซ์เบด

Shielh, W.K., Sutton, P.M. and Kos, P. (1981)

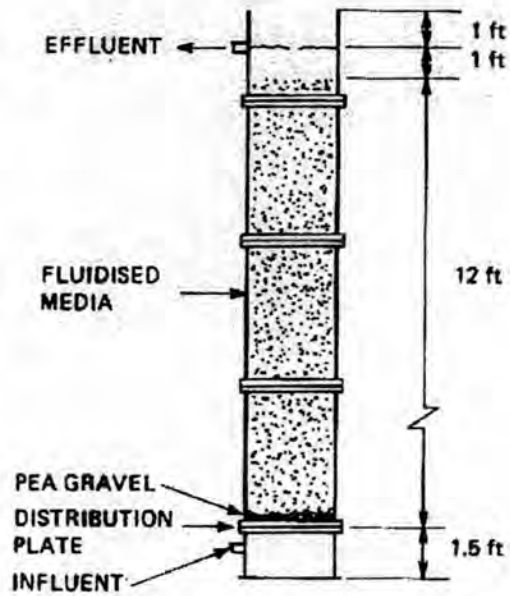
หลักการเบื้องต้นของกระบวนการประกอบขึ้นด้วยการผ่านน้ำเสียแบบไหลเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิไดซ์เบด ทางด้านล่างที่ภายในบรรจุด้วยอนุภาคตัวกลาง เช่น ทรายที่อยู่ในสภาพนิ่งหรือเบคนิ่ง ด้วยความเร็วที่พอเพียงที่สามารถทำให้อนุภาคตัวกลางเกิดฟลูอิไดซ์ชันพร้อมกับการให้แก๊สออกซิเจนแก่กระบวนการ โดยการผ่านอากาศและน้ำเสียเข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิไดซ์เบด หรือผสมน้ำเสียบกับอากาศก่อนในเครื่องความดันแล้วจึงผ่านน้ำที่ผสมกับอากาศนี้เข้าไปในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิไดซ์เบด โดยในขั้นแรกใช้ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิไดซ์เบดเพื่อทำให้เบคเริ่มขยายตัวจนมีช่องว่างระหว่างอนุภาคตัวกลางเพิ่มขึ้น ลักษณะของเบคที่เกิดขึ้นจะมีความเป็นเนื้อเดียวกันสม่ำเสมอตลอดทั้งเบค (Uniform and Homogeneous) ผิวหน้าของเบคราบเรียบ แล้วจึงเพิ่มความเร็วไหลขึ้นของน้ำเสียให้สูงขึ้น จนกระทั่งเบคมีการขยายตัวอยู่ในระดับความสูงของเบคตามที่ต้องการแล้วจึงควบคุมความเร็วของน้ำให้คงที่ตลอด สมศักดิ์ (2528) กล่าวว่า ในทางปฏิบัติผู้ทำการ

ทดลองมักใช้ความเร็วของของไหลสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดฟลูอิดไคซ์เบคอย่างน้อย 1.5 เท่า ทำให้อนุภาคตัวกลางเหล่านี้ลอยเป็นชั้นอยู่ในเครื่องปฏิกรณ์ เพื่อให้จุลินทรีย์ยึดเกาะและเจริญเติบโต

เมื่อน้ำไหลผ่านทางออกของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบค จะไหลเข้าสู่ภาชนะหมุนเวียนน้ำกลับเพื่อหมุนเวียนน้ำกลับมาบำบัดซ้ำใหม่โดยน้ำที่นำกลับมาเวียนนั้นจะเป็นส่วนที่มีจุลินทรีย์หนาแน่นอยู่ด้วยจึงเป็นส่วนที่ทำการเพิ่มปริมาณความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในระบบ และมีน้ำบางส่วนไหลออกไปเป็นน้ำที่ได้รับการบำบัดจากระบบนี้แล้ว

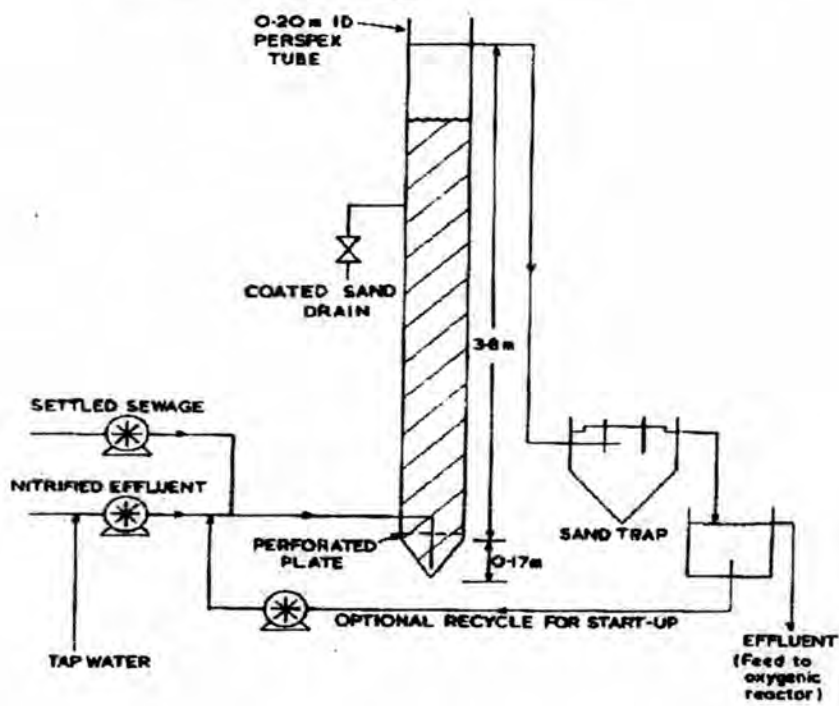
ภายในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบคจะมีการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ ซึ่งเป็นผลทำให้ความสูงของชั้นทรายเพิ่มขึ้นขณะที่ทำการทดลองต่อไปเรื่อย ๆ เมื่อความสูงของชั้นทรายสูงเกินระดับหนึ่งที่ตั้งไว้ จะเป็นการเอาจุลินทรีย์ที่มีอายุมากออกจากระบบ นั่นคือทำการเพิ่มความเร็วของน้ำให้มากขึ้นจะทำให้เกิดการเสียดสีของเม็ดทรายจุลินทรีย์บางส่วนจะหลุดไปเองซึ่งขั้นตอนการเอาจุลินทรีย์ออกต้องศึกษาอายุของตะกอนจุลินทรีย์ที่ทำการบำบัดน้ำเสีย นั้น ๆ หลักในการคำนวณนี้จะเสนอในบทต่อไป

รูปแบบของระบบฟลูอิดไคซ์เบคที่อยู่ในภาวะแบบใช้ออกซิเจนเท่าที่มีการศึกษาผ่านมามีลักษณะดังที่แสดงในรูปที่ 2.18 ,2.20 และ 2.21 และที่อยู่ในภาวะที่แบคทีเรียที่ใช้ออกซิเจนเปลี่ยนเป็นแบบไม่ใช้ออกซิเจนในการย่อยสลายอาหาร (anoxic) จะแสดงในรูปที่ 2.19



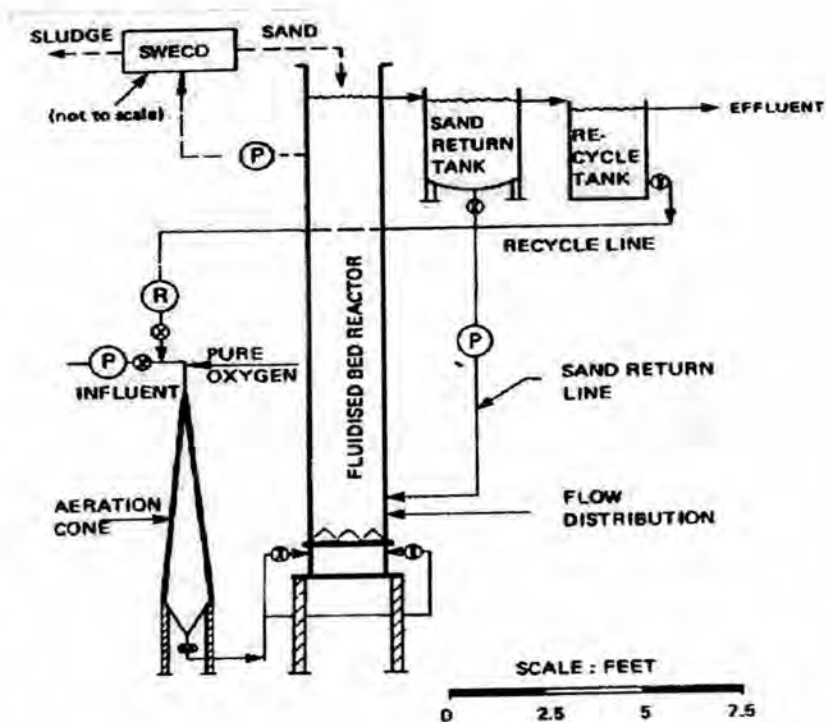
รูปที่ 2.18 ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดขนาด Pilot

Cooper, P.F. and Atkinson, B., (1981)



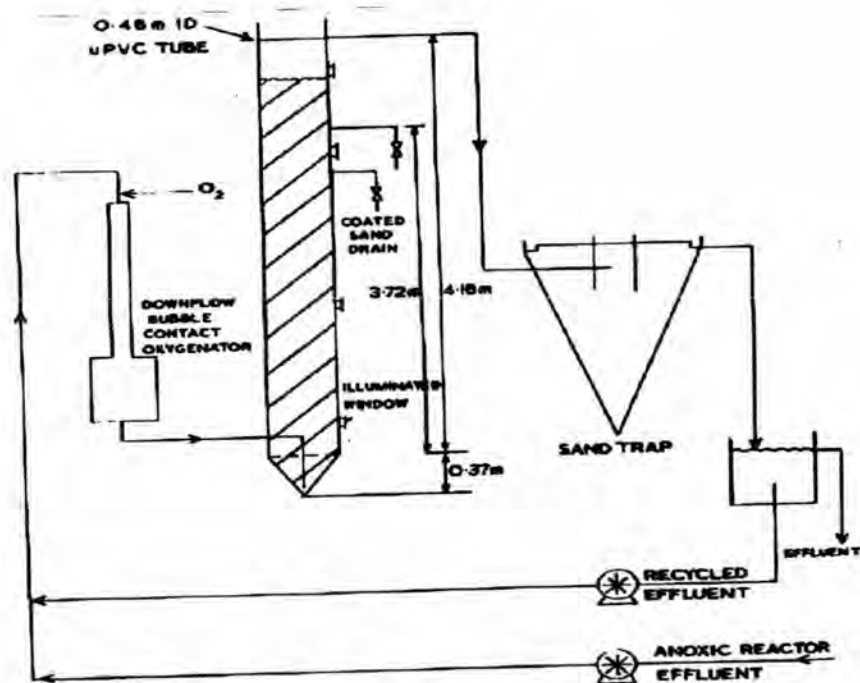
รูปที่ 2.19 ลักษณะแผนผังเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบจูลินทรีย์ขาดออกซิเจน

Cooper, P.F. and Atkinson, B. (1981)



รูปที่ 2.20 ลักษณะขนาดแผนผังระบบบำบัดน้ำเสียฟลูอิดไคซ์เบดแบบจุนทรีย์ใช้

ออกซิเจน Cooper, P.F. and Atkinson, B. (1981)



รูปที่ 2.21 ลักษณะของเครื่องบำบัดน้ำเสียฟลูอิดไคซ์เบดแบบเดิมออกซิเจน

Cooper, P.F. and Atkinson, B. (1981)

2.4.1 ข้อดีและข้อเสียของการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน โดยกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบค

2.4.1.1 ข้อดีของกระบวนการ

- 1) เป็นระบบที่มีพื้นที่ผิวมากและพบความเข้มข้นของจุลินทรีย์สูงมากในเบค ซึ่ง มีผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดสูง และสามารถนำไปประยุกต์กับการ บำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของมวลสารสูง หรือใช้แทนระบบ Activated Sludge ได้เป็นอย่างดี
- 2) ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ที่เล็กเนื่องจากใช้เวลากักเก็บ(Hydraulic Retention time) ที่สั้นมาก นั่นคือการบำบัดใช้เวลาน้อยกว่าระบบบำบัดน้ำเสียอื่น ๆ และ โครงสร้างของระบบเป็นแนวตั้ง พื้นที่จึงใช้น้อย
- 3) ค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างของการติดตั้งระบบฟลูอิดไคซ์เบคจะถูกกว่าเมื่อเทียบกับระบบที่ทำการบำบัดที่ปริมาณการบำบัดเท่ากัน
- 4) มวลจุลินทรีย์ที่เกาะติดอยู่ที่อนุภาคตัวกลางจะมีอัตราการตกตะกอนสูง ดังนั้น จึงไม่ง่ายนักที่จะถูกทำให้หลุดออกไปโดยความเร็วที่สูงของน้ำเสีย
- 5) เครื่องปฏิกรณ์มีความง่ายในการควบคุมและสามารถทิ้งไว้ในเวลาที่ยาวนาน
- 6) วิธีนี้มีความสำเร็จที่สามารถนำไปประยุกต์ในสภาพของคุณภาพน้ำเสียที่มีการ เปลี่ยนแปลงสูง
- 7) เนื่องจากอนุภาคตัวกลางเคลื่อนที่ตลอดเวลา ทำให้เกิดการผสมกันระหว่าง มวลจุลินทรีย์และสารอาหาร ได้อย่างรวดเร็วและดี
- 8) ความดันตกที่ผ่านเบคต่ำ
- 9) ไม่มีความจำเป็นสำหรับถังตกตะกอนชั้นที่สอง หรืออาจจะมีในกรณีที่มีการ แยกมวลจุลินทรีย์ออกจากตัวกลาง และมีการนำอนุภาคตัวกลางเพียงอย่าง เดียวย้อนกลับสู่เครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบค
- 10) ไม่เกิดปัญหาการอุดตันระหว่างอนุภาคตัวกลางเนื่องจากมวลจุลินทรีย์

2.4.1.2 ข้อเสียของกระบวนการ

- 1) มีการขัดสีกันระหว่างอนุภาคตัวกลางหรือระหว่างอนุภาคตัวกลางกับผนังของ เครื่องปฏิกรณ์ โดยจะเพิ่มมากขึ้นเรื่อยเมื่อมีการเป่าอากาศเข้าไปด้วย ซึ่งอาจจะ ทำให้มวลจุลินทรีย์หลุดได้

- 2) เวล่าน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบสั้นมาก ดังนั้นระบบจึงต้องมีการออกแบบให้น้ำวนกลับมาทำการบำบัดอีก
- 3) การทำงานของระบบมีข้อจำกัดในเรื่องของความเร็วที่น้ำเสียที่เข้าในเครื่องปฏิกรณ์เนื่องจากต้องมีความเร็วที่พอเหมาะที่ทำให้เกิดฟลูอิดไคซ์ ถ้าความเร็วเกินไปทำให้อนุภาคตัวกลางหลุดออกจากระบบได้ ดังนั้นจะต้องมีการออกแบบให้คิดว่าน้ำเสียที่เข้ามีค่า บีโอดี เท่าไรโดยทำการออกแบบแล้วกำหนดช่วงของเครื่องว่าใช้ได้ในช่วง บีโอดีแค่ไหน ที่จะให้ประสิทธิภาพสูงสุด
- 4) ต้องมีการเริ่มเดินระบบครั้งแรก (Start up) ซึ่งเป็นขั้นตอนที่มีความสำคัญมากก่อนจะทำการบำบัดน้ำเสีย

2.5 การศึกษาที่เกี่ยวข้อง

Jeriss, J.S. and Mueller, J.A. (1974) ทำการศึกษาเรื่องการบำบัดขั้นสูงของฟลูอิดไคซ์เบคในการกำจัดสารประกอบไนโตรเจน โดยแบบจำลองที่มีขนาดความสูง 3.65 เมตร และเส้นผ่านศูนย์กลาง 7.62 เซนติเมตร และใช้ถ่านกัมมันต์ และทรายเป็นตัวกลาง (Effective size 0.65, 0.85 mm.) ในน้ำเสียที่เข้ามีไนเตรต-ไนโตรเจนประมาณ 35 มิลลิกรัมต่อลิตร ผลปรากฏว่าในระหว่าง 15 วันแรกค่าเฉลี่ยในการกำจัดไนเตรต-ไนโตรเจนสามารถทำได้ถึง 90 เปอร์เซ็นต์และหลังจาก 15 วัน ถึง 22 วัน ประสิทธิภาพการกำจัดลดลง คือ ค่าเฉลี่ยในการกำจัดไนเตรต-ไนโตรเจนจะมีประมาณ 80 เปอร์เซ็นต์

Jeris, J.S. and Owens, R.W. (1977) ทำการศึกษาเรื่องระบบบำบัดน้ำเสียชีวภาพฟลูอิดไคซ์เบคสำหรับการกำจัดสารอินทรีย์และไนโตรเจน ในการบำบัดน้ำเสียจากชุมชนที่มีอัตราการไหลน้ำเสียเท่ากับ 150-300 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน โดยใช้ปฏิกรณ์เดี่ยวที่มีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.46 เมตร และความสูง 4.6 เมตร พบว่าระบบนี้มีประสิทธิภาพในการบำบัดมากกว่า 90 เปอร์เซ็นต์ ในการกำจัดบีโอดี (BOD) และไนโตรเจนในระยะเวลาการกักเก็บที่สั้นมาก กล่าวคือสามารถกำจัดบีโอดี 93 เปอร์เซ็นต์ที่ ระยะเวลาการกักเก็บ (Hydraulic Retention Time) 16 นาที กำจัดแอมโมเนียได้ 99 เปอร์เซ็นต์ ระยะเวลาการกักเก็บ 11 นาที และกำจัดไนเตรต-ไนโตรเจนได้ 99 เปอร์เซ็นต์ ที่เวลาการกักเก็บ 6.5 นาที และยังพบว่าระบบนี้มี MLSS เกิดขึ้นอยู่ในช่วง 8000 – 40000 มิลลิกรัมต่อลิตร และการทำงานของระบบไม่มีความจำเป็นที่ต้องใช้ถังตกตะกอนระหว่างกลางของกระบวนการก่อนระบบฟลูอิดไคซ์เบค นอกจากนี้ยังกล่าวถึงอนุภาคตัวกลางที่ดีควรจะมีขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางระหว่าง 0.2 – 1.0 มิลลิเมตร

Holladay, D.W. , Hancher, C.W. , Scott, C.D. (1978) ทำการศึกษาเรื่องการย่อยสลายของเสียฟีนอลิกในถังปั่นกววน ใน Packed-bed และ ฟลูอิดไคซ์เบด พบว่าอัตราการย่อยสลายมีความแตกต่างกันในแต่ละเครื่องปฏิกรณ์โดยมีสารละลาย Phenol เข้มข้นเท่ากับ 500 มิลลิกรัมต่อลิตรและให้ผลสูงสุดในระบบ Fluidized-bed (7.50 กรัม phenol ต่อลิตรต่อวัน) รองลงมาเป็นระบบ Packed-bed (4.60 กรัม phenol ต่อลิตรต่อวัน) และยังคงกล่าวถึงระบบ Fluidized-bed ที่สามารถทำให้ได้ความเข้มข้นของ phenol ต่ำที่สุดในน้ำออก คือประมาณ 0.01 – 0.50 มิลลิกรัมต่อลิตร

Lee, D.D. , Scott, C.D. and Hancher, C.W. (1979) ทำการศึกษาเรื่องเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบดสำหรับตัวกลางเป็นถ่านหินหากการลดลงของสารประกอบฟีนอลิก พบว่าระบบนี้มีประสิทธิภาพสูงมากในการกำจัดสารประกอบ phenol ซึ่งจะให้ค่าสูงประมาณ 20 – 50 เท่าของระบบทางชีวภาพแบบกวนต่อเนื่อง โดยจะมีระดับความเข้มข้นของ phenol ในน้ำออกน้อยกว่า 1 ไมโครกรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร รวมทั้งเป็นระบบที่ง่ายในการดำเนินงาน และใช้เวลาสั้นชนิดของจุลินทรีย์ที่เกิดขึ้นมีมากมาย ตัวหลักที่พบคือ แบคทีเรียชนิด pseudomonas และชนิดอื่น ๆ เหมือนกับระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง

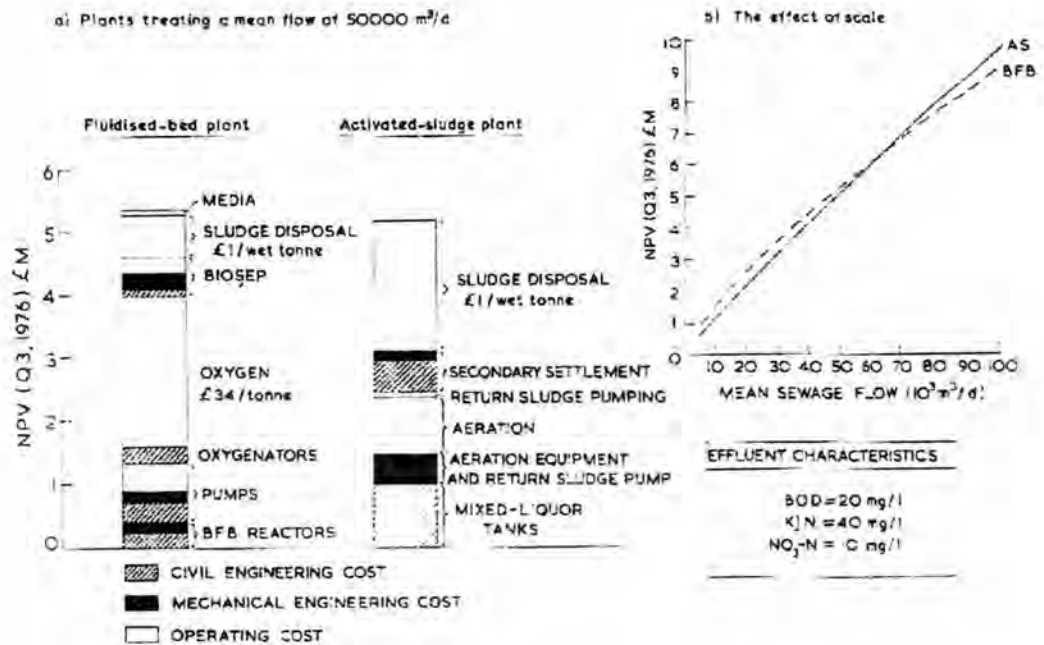
Eggers, E. and Terlouw , T. (1979) ทำการศึกษาเรื่องกระบวนการทางชีวภาพในการกำจัดสารประกอบไนโตรเจนในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดที่มีตัวกลางเป็นทรายกลั่วถึงแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ การ Denitrification ในระบบ biological fluidized bed ที่มีการขยายตัวของเบดด้วยการใช้อัตราเร็วการไหล 400 ลิตรต่อชั่วโมง และทำการทดลองเพื่อทดสอบแบบจำลอง ซึ่งจะพบว่าระบบ Fluidized-bed สำหรับเป้าหมายในการเกิดดีไนตริฟิเคชัน นี้มีประสิทธิภาพสูงกว่าระบบเลี้ยงตะกอนเร่งแบบต่อเนื่องมาก นอกจากนี้ทั้งทฤษฎี และการทดลองยังแสดงถึงการสะสมสารของผลผลิตระหว่างกลาง คือ ไนไตรท์ซึ่งมีผลอันตรายต่อสุขภาพอนามัยของสิ่งมีชีวิตในสภาพแวดล้อม จำนวนสูงสุดของไนไตรท์-ไนโตรเจนในเครื่องปฏิกรณ์หาได้จากการวิเคราะห์และสามารถมีค่าสูงประมาณร้อยละ 20 ของความเข้มข้นไนเตรต-ไนโตรเจนในน้ำเสียที่เข้า

Shielh, W.K. (1980) ทำการศึกษาเรื่องอธิบายรูปแบบจลนพลศาสตร์ของชั้นฟิล์มในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบด พบว่าความหนาชั้นมวลชีวภาพ (Biomass) และขนาดตัวกลางเป็น 2 ตัวแปรที่สำคัญที่มีผลต่อการทำงานของระบบ Fluidized-bed Biofilm Reactor (FBBR) เช่น ความสูงของเบด ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ และการวิเคราะห์หาปริมาณของมวลชีวภาพในระบบ และยังพบว่า

ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์จะมีค่าสูงสุดด้วยการใช้อุณหภูมิขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.40 – 0.60 มิลลิเมตร และค่าความหนาของชั้นมวลชีวภาพที่เหมาะสม

Ngiam , K.F. and Martin, W.R.B. (1980) ทำการศึกษาเรื่องหลักการทำงานของกลไกทางชีวภาพของฟลูอิดไคซ์เบด และ ลักษณะของเบดขยายของฟลูอิดไคซ์เบดของเหลวที่มีจุลินทรีย์เกาะบนตัวกลาง กล่าวถึงการพัฒนาแบบจำลองสำหรับระบบฟลูอิดไคซ์เบด การพิจารณาการเคลื่อนที่ของอนุภาคในเบดและการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารอาหารในส่วนของเครื่องปฏิกรณ์รวมทั้งระดับของตัวรับอิเล็กทรอนิกส์ที่ต้องพิจารณา เพราะอาจจะมีผลต่อการกำจัดอัตราการเกิดปฏิกิริยาในระบบ และศึกษาพฤติกรรมการขยายตัวของเบดโดยความเร็วการไหลของของเหลวผ่านเบดและอนุภาคตัวกลางที่ให้เบดที่เรียกว่าและเจริญเติบโต คือ อนุภาคถ่าน แล้วได้ความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วของเหลว (v_2) และความเร็วของอนุภาคตัวกลาง (v_1) ดังนี้ คือ $\frac{v_2}{v_1} = \varepsilon^n$ เมื่อ ε คือสัดส่วนของช่องว่างและ n เป็นค่าคงที่

Wheeldon, D.H.V. and Bayley, R.W. (1980) ทำการศึกษาเรื่องการศึกษาทางด้านเศรษฐศาสตร์ สำหรับกระบวนการบำบัดน้ำเสียฟลูอิดไคซ์เบด โดยเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายระบบ biological fluidized bed และระบบเลี้ยงตะกอนเร่ง ดังแสดงในรูปที่ 2.22 ซึ่งจะแสดงเฉพาะการเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายสำหรับระบบที่ออกแบบเพื่อกำจัดสารอินทรีย์เท่านั้น



รูปที่ 2.22 การเปรียบเทียบราคาของสองระบบในส่วนการบำบัดสารประกอบอินทรีย์

Wheeldon, D.H.V. and Bayley, R.W. (1980)

ปรากฏผลว่า

- 1) กระบวนการฟลูอิดไคซ์เบดสำหรับการย่อยสลายสารอินทรีย์จะเสียค่าใช้จ่ายถูกกว่ากระบวนการเลี้ยงตะกอนเร่งประมาณร้อยละ 25 (เทียบจาก Capital Cost)
- 2) ความสามารถในการผลิตตะกอนเข้มข้นในกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบด ทำให้เพิ่มความสามารถในการประหยัดค่าใช้จ่ายในการกำจัดในขั้นตอนต่อไป

Tsezos, M. and Benedek, A. (1980) ทำการศึกษาเรื่องการจัดสรรอินทรีย์โดยกระบวนการทางชีวภาพในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดตัวกลางเป็นถ่านกัมมันต์ สารอินทรีย์ที่ใช้ คือ สารละลายฟีนอล แอมโมเนียมคลอไรด์ (NH₄Cl) และเกลือโปตัสเซียมฟอสเฟต (K₃PO₄) พบว่าถ่านกัมมันต์มีความสามารถที่จะแสดงค่าความจุในการดูดซับได้สูงสุดประมาณ 3 มิลลิกรัม TOC ต่อกรัมของถ่านกัมมันต์ และให้ค่าเฉลี่ยของอัตราในการกำจัดในภาวะที่เป็นระบบแบบใช้อากาศเท่ากับ 4.2×10^{-8} กรัม TOC ต่อตารางเซนติเมตร-วินาทีของคาร์บอน หรือ 0.59×10^{-8} กรัม TOC ต่อตารางเซนติเมตร-วินาทีของ Biofilm

Shielh, W. K. , Sutton, P.M. and Kos, P. (1981) ได้ทำการศึกษาเรื่องการทำนายความเข้มข้นของจุลินทรีย์ในระบบฟลูอิดไคซ์เบด โดยเปรียบเทียบลักษณะจำลองทางทฤษฎีที่มีเป้าหมายเพื่อคาดการณ์ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์และผลที่ได้จากการทดลองในระบบ Oxitron Fluidized bed reactor ในการบำบัดน้ำเสีย พบว่าค่าความคลาดเคลื่อนสัมพัทธ์มีค่าน้อยกว่าร้อยละ 10 ซึ่งถือเทคนิคที่ใช้ในการวิเคราะห์นี้สามารถสนับสนุนข้อพิสูจน์ของเป้าหมายแบบจำลองนี้ได้เป็นอย่างดี และความหนาของชั้นมวลจุลินทรีย์ และในการทดลองที่ระดับของ Over loading BOD ที่สูงจะพบว่าน้ำออกจะมีค่า BOD และค่า SS น้อยกว่า 20 และ 30 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ นอกจากนี้ยังแสดงให้เห็นว่าการรวมการกำจัด BOD กับปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันสามารถให้ผลสำเร็จเป็นอย่างดีในระบบนี้

Remacle, J. and Houba , C. (1983) ทำการศึกษาเรื่องการกำจัดโลหะหนักจากน้ำเสียโรงงานในกระบวนการทางชีวภาพฟลูอิดไคซ์เบด พบว่ามากกว่าร้อยละ 90 ของโลหะหนักต่าง ๆ เช่น แคดเมียม (Cd) ทองแดง (Cu) สังกะสี(Zn) และตะกั่ว(Pb) ถูกกำจัดออกไป และปริมาณของโลหะหนักเข้มข้นที่เกาะคลุมอยู่บนอนุภาคตัวกลางสามารถถูกควบคุมได้ง่าย

Green, M.K. and Hardy, P.J. (1985) ทำการศึกษาเรื่องการพัฒนากระบวนการฟลูอิดไคซ์เบดขั้นสูงในกระบวนการกำจัดไนโตรเจน โดยเริ่มตั้งแต่ระบบฟลูอิดไคซ์เบดแบบใช้ออกซิเจน ด้วยการใช้ระบบหัวเป่าอากาศ (diffuser) ลงไปในถังพักน้ำเสียก่อนเข้าเครื่องปฏิกรณ์ไปจนถึงแบบที่มีการใช้ออกซิเจนละลายน้ำด้วยระบบเครื่องทำออกซิเจนเป็นตัวควบคุมทำให้เกิดเป็นภาวะแบบแอโรบิกตัวกลางที่ใช้ คือ ทรายขนาดประมาณ 0.35-0.6 มิลลิเมตร และความเร็วแบบไหลขึ้น (upflow velocity) ในการเกิดฟลูอิดไคซ์เบดที่ต่ำกว่า 25 เมตรต่อชั่วโมง แล้วพบว่าในระบบจะมีมวลจุลินทรีย์เกาะที่ตัวกลางประมาณ 15-20 กรัมต่อลิตร ซึ่งส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันได้อย่างสมบูรณ์โดยสามารถกำจัดแอมโมเนีย-ไนโตรเจนได้ถึงประมาณร้อยละ 90 และยังให้ประสิทธิภาพในการกำจัดบีโอดีได้ประมาณร้อยละ 70-94 ด้วย

Traverso, P.G. and Cecchi, F. (1989) ทำการศึกษาเรื่องกระบวนการทางชีวภาพในการกำจัดสารไนโตรเจนในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบด ซึ่งได้รวบรวมลักษณะทางด้านต่าง ๆ ของการเกิดปฏิกิริยาเคมีไนตริฟิเคชันในระบบฟลูอิดไคซ์เบด เช่น สมบัติทางด้านชีวเคมี อัตราการเกิดปฏิกิริยาและปัจจัยที่มีผลต่อการเกิดปฏิกิริยาเคมีไนตริฟิเคชัน ความรู้พื้นฐานของระบบฟลูอิดไคซ์เบดที่สามารถนำมาใช้ในการกำจัดไนเตรตออกน้ำเสีย เช่น การเลือกอนุภาคตัวกลาง การเพาะเลี้ยงเชื้อในช่วงเริ่มต้น การคาดการณ์ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ในเครื่องปฏิกรณ์ และอื่น ๆ

Umita, T. . Nenov, V. Omura, T , Aizawa, T. and Onuma, M.(1985) ทำการศึกษาเรื่องกระบวนการทางชีวภาพในการกำจัดเหล็กโดยวิธีออกซิเดชันในเครื่องฟลูอิดไคซ์เบด พบว่าวัสดุตัวกลางที่ทำให้ iron oxidation bacteria ยึดเกาะได้ดีที่สุด คือ Ion Exchange resin Amberlite IRA-939 และให้ผลว่าปฏิกิริยาออกซิเดชันทางชีวภาพของ Ferrous iron (Fe^{++}) มีประสิทธิภาพในการกำจัดมากกว่าร้อยละ 90 ที่ความเข้มข้นของ Ferrous iron เข้า เท่ากับ 0.5 และ 1.0 กรัมต่อลิตร ภายใต้อายุระยะเวลาที่เก็บ 0.4 – 2.5 ชั่วโมง

Sampathawaduge Wimai Hemraj Sethsiri Fernando (1985) ทำการศึกษาเรื่อง การบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพโดยกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบด-ทฤษฎีเป็นการศึกษาเรื่องแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ถูกพัฒนาขึ้นมาเพื่อการบรรยาย กลไกของระบบ Tapered Fluidized bed โดยแบบจำลองนี้พิจารณาการกระทำของทั้งจุลินทรีย์แขวนลอยและจุลินทรีย์แบบยึดเกาะ สำหรับการกำจัดสารอินทรีย์

Patihamuthu lilangovan (1985) ทำการศึกษาเรื่องการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพโดยกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบด-การทดลอง โดยใช้ระบบ Tapered Fluidized bed พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์ เท่ากับ 45 – 50 % ที่ความเข้มข้นของออกซิเจนละลายน้ำ 9.5 10.2 มิลลิกรัมต่อลิตร และเวลากักเก็บ 1.8 – 2.3 นาที และจากการทดลองเห็นได้ว่าการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของออกซิเจนที่ละลายในน้ำเสีย

Nguyen Trong Quang (1986) ทำการศึกษาเรื่อง Tapioca Starch Wastewater Treatment by Aerobic Fluidized bed process พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอน เท่ากับ 55 - 65 % ที่ความเข้มข้นของออกซิเจนละลายน้ำเท่ากับ 16.9 – 18.6 มิลลิกรัมต่อลิตร สำหรับอัตราการไหลที่แตกต่างกัน คือ 1.4 และ 1.1 ลิตรต่อนาที ตามลำดับ และเวลาการกักเก็บรวม 6 ชั่วโมง จากการศึกษานี้ได้ลงความเห็นว่างประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์คาร์บอนขึ้นอยู่กับความเข้มข้นน้ำเสียน้ำเข้า ปริมาณออกซิเจนละลายน้ำในน้ำเสียน้ำเข้า และขนาดของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด

Forster , C.F. et. al. (1986) ได้ทำการศึกษาเรื่องเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดแบบจุลินทรีย์ที่ใช้ ออกซิเจนในการบำบัดน้ำเสีย และได้รวบรวมข้อมูลของการบำบัดน้ำเสียระบบฟลูอิดไคซ์เบดไว้ดังนี้

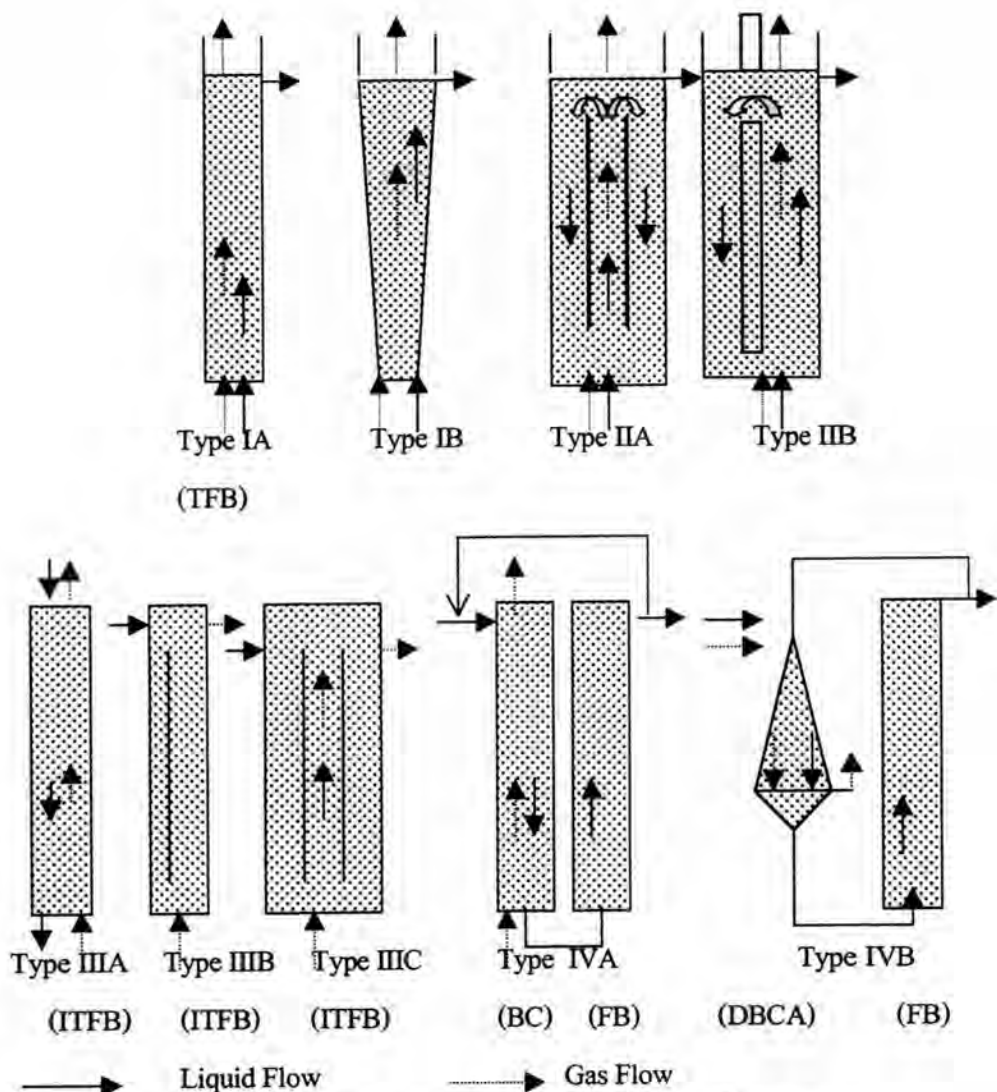
Author	Medium	Upflow velocity, m/h	Particle Size(mm.)	Influent type	Biomass conc.(mg/l)	Removal (%)
Butts et al.	Sand-Ox	35-48	0.6-0.8	Sucrose	30000	40
Sutton et al.	Sand-Ox	26-37	0.48	Carbohydrate	12000	94
Holladay et al.	Anthracite Coal-A	-	1.5-1.8	Phenol glucose	100000	99
Hoyland	Sand-Ox	27-41	0.4	settled sewage	8000- 17000	82
Forster , C.F.	Sand-Ox	25	0.4	domestic	-	70-90

Ox = Oxygenic

A = Aerated

โดยทำการทดลองหาประสิทธิภาพของเครื่องบำบัดน้ำเสียฟลูอิดไคซ์เบดเส้นผ่านศูนย์กลางภายใน 30.5 เซนติเมตร ความสูง 1.3 เมตร ตัวกลางเป็นทรายขนาดเส้นผ่านศูนย์กลางเฉลี่ย 0.4 มิลลิเมตร ระยะเวลาในการเดินเครื่องครั้งแรกประมาณ 30 วัน โดยมีความหนาของชั้นฟิล์มที่เกาะบนตัวกลาง ประมาณ 89 ไมครอน ประสิทธิภาพการกำจัดซีโอดี 95 % ที่อัตราปริมาตรบรรจุทุก (Volumetric Loading rate) ของซีโอดี 2.9 กิโลกรัม ซีโอดี ต่อ ลูกบาศก์เมตร-วัน

Fujie และ Fan (1987) ได้สรุปว่า รูปแบบของเครื่องปฏิกรณ์ชั้นตัวกลางลอยตัวสำหรับการกำจัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจนมีอยู่ด้วยกัน 4 แบบ ดังแสดงในภาพที่ 1



รูปที่ 2.23 ลักษณะของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิโดเบด สำหรับบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบใช้ออกซิเจน fujie and Fan (1987)

ในปัจจุบันระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพแบบชั้นตัวกลางลอยตัวนั้น ได้มีผู้ศึกษาค้นคว้าพัฒนาระบบจนสามารถนำมาใช้ในเชิงการค้าได้ Orcutt (1972) ได้ทำการศึกษาทดลองใช้ระบบฟลูอิโดเบดในการบำบัดน้ำเสีย โดยศึกษาถึงการรวมตัวและการแยกตัวของตะกอนจุลินทรีย์ในน้ำเสีย Jeris และคณะ (1974) ได้ทดลองนำทรายและถ่านกัมมันต์มาใช้เป็นตัวกลางสำหรับบำบัดน้ำเสียที่สังเคราะห์ขึ้น โดยศึกษาถึงการคงสภาพของการเจริญเติบโตของ จุลินทรีย์ที่เกาะบนตัวกลาง ได้สรุปตัวกลางที่มีขนาดเล็กจะมีประสิทธิภาพสูงในการบำบัดน้ำเสีย และสามารถแก้ปัญหาและมีข้อได้เปรียบอื่น ๆ ได้แก่ พื้นที่ผิวของตัวกลางต่อหน่วยปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์เพิ่มขึ้น มีการสูญเสียความดันตกน้อย

Jeris และ Owen (1975) ได้ศึกษาทดลองสร้างเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบด ขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.457 เมตร สูง 4.72 เมตร ปริมาตรของเครื่องปฏิกรณ์ทั้งหมด 0.68 ลูกบาศก์เมตร ทำด้วยพลาสติกใสสำหรับกำจัดไนโตรเจนที่เกิดขึ้นในแหล่งน้ำของสวนสาธารณะเบย์ (Bay) สหรัฐอเมริกา โดยใช้ทรายซิลิกาขนาดเส้นผ่านศูนย์กลาง 0.6 มิลลิเมตรเป็นตัวกลาง สามารถบำบัดน้ำเสียได้วันละ 3600 แกลลอนต่อวัน ผลการทดลองพบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดไนโตรเจนได้มากกว่า 99 % โดยใช้ระยะเวลาพักเก็บ 6.5 นาที ที่อัตราการไหลของน้ำเสีย 15 แกลลอนต่อนาทีต่อตารางฟุต จากการทดลองนี้จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนตัวกลาง 30000-40000 มิลลิกรัมต่อลิตร (MLVSS) โดยความเข้มข้นของจุลินทรีย์ที่อยู่ในระบบนี้จะสูงกว่าระบบบำบัดน้ำเสียโดยทั่ว ๆ ไป 10-20 เท่า

Jeris และ คณะ (1977) ได้ศึกษาเรื่องระบบฟลูอิด์เบดพบว่านอกจากระบบนี้จะสามารถกำจัดสารอินทรีย์ที่มีอยู่ในน้ำเสียประเภทที่ไม่มีไนโตรเจนได้ดีแล้ว ยังสามารถกำจัดสารอินทรีย์ที่มีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบได้ดีอีกด้วย องค์ประกอบน้ำเสียในปัจจุบันนี้ส่วนมากมีไนโตรเจนเป็นองค์ประกอบรวมอยู่ด้วย ซึ่งจะขึ้นกับปฏิกิริยาในน้ำเสียว่าจะมีสารประกอบแอมโมเนีย-ไนโตรเจน หรือ ไนเตรท-ไนโตรเจน เมื่อเป็นแอมโมเนีย-ไนโตรเจนด้านเคมีออกซิเจนลงไปปฏิกิริยาจะเป็นแบบ nitrification แต่ถ้าเป็นไนเตรท-ไนโตรเจน ปฏิกิริยาจะเป็นแบบ denitrification นอกจากนี้ Jeris และคณะ ยังกล่าวเพิ่มเติมอีกว่า การใช้ระบบบำบัดน้ำเสียแบบชั้นตัวกลางถูกอัดแน่นอยู่กับที่ เช่น ระบบโปรยกรองจะมีปัญหาต่าง ๆ เกิดขึ้น เช่น การสูญเสียความดัน เกิดการอุดตันได้ง่าย ทำให้ต้องล้างชั้นตัวกลางจำนวนมากขึ้น และเนื่องจากตัวกลางมีการเคลื่อนไหวตลอดเวลา จึงทำให้แต่ละอนุภาคจะไม่มีโอกาสสัมผัสกัน ตัวกลางที่เกาะหุ้มด้วยเมือกชีวภาพในแต่ละอนุภาคจะมีน้ำเสียแทรกตัวอยู่ช่วยทำให้ไม่มีโอกาสอุดตันได้

Shahalam, A. , Elsamra, R. (1996) ทำการศึกษาเรื่องตัวแปรที่มีความสำคัญสำหรับการเปรียบเทียบรูปแบบของชั้นฟิล์มในกระบวนการฟลูอิด์เบดแบบจุลินทรีย์ใช้ออกซิเจน ใช้รูปแบบ (Model) ทางทฤษฎีในการอธิบาย kinetic reactions ที่เกิดขึ้นในระบบเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิด์เบดชีวภาพ ทั้งที่เป็นแบบ ภาวะไม่คงตัว (Unsteady) และภาวะคงตัว (Steady) ในกระบวนการแบบทางทฤษฎีนี้ได้มาจากผลของ 4 สมการของดุลมวลสาร (mass balance) ให้คำจำกัดความไว้ดังนี้ สมการแรก ปริมาณสารอาหารที่อยู่ในตัวกลางของเหลว สมการที่สองได้มาจาก ปริมาณสารอาหารในชั้นฟิล์ม สมการที่สามได้มาจาก จุลินทรีย์ที่อยู่ในของเหลว สมการที่สี่ จุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนตัวกลางโดยที่ตัวแปรต่าง ๆ ที่กำหนดใช้ในระบบภาวะคงตัว (Steady-State) ระดับความว่องไวของ

การวิเคราะห์ จะคำนึงถึงส่วนที่เป็นปัจจัยหลัก ๆ ในกระบวนการได้แก่ ความเร็วที่ทำให้เกิดฟลูอิดไอซ์ขนาดของตัวกลางความพรุนของตัวกลางและอัตราสูงสุดที่ใช้สารอาหารที่เป็นประโยชน์

Safferman, S. and Bishop, P. (1996) ทำการศึกษาเรื่องเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอซ์แบบจูลินทรีย์ใช้ออกซิเจนที่มีการทำความสะอาดเม็ดตัวกลางภายใน ในการบำบัดน้ำเสียด้วยเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอซ์แบบ โดยใช้ในการทำความสะอาดตัวกลางภายในเครื่องในการที่ควบคุมความหนาของจูลินทรีย์ การควบคุมความหนาโดยใช้ตารางในการเกิดความปั่นป่วน (Turbulent zone) โดยเฉพาะอย่างยิ่งในการออกแบบตะแกรงที่เป็นทรงกระบอกบริเวณส่วนของเครื่องที่ให้น้ำเสียออก ในการเกิดความปั่นป่วนทำให้เกิดการกำจัดจูลินทรีย์ส่วนที่เกินออก จึงไม่จำเป็นที่ต้องนำตัวกลางออกมาล้างทำความสะอาด ในการศึกษาที่ใช้เครื่อง Scanning Electron Microscope (SEM) ดูความหนาแน่นของฟิล์มจูลินทรีย์ที่เกาะบนเม็ดตัวกลาง

Kargi, F. and Eyiisleyen, S. (1995) ได้ทำการศึกษาเรื่องระบบบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพในการบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ในกระบวนการฟลูอิดไอซ์แบบที่มีตัวกลางเป็นขดลวดเล็ก ในงานวิจัยนี้ได้ทำการศึกษา kinetics ของจูลินทรีย์ในการกำจัด COD และไนโตรเจน โดยใช้น้ำเสียสังเคราะห์ทำการศึกษาเป็นแบบครั้ง (batch mode) โดยใช้ตัวกลางเป็น Stainless-steel wires ที่ไว้สำหรับจูลินทรีย์เกาะ ในการทดลองนี้ค่าออกซิเจนละลายน้ำจะไม่เป็นตัวกำหนดอัตราการเกิดปฏิกิริยา สมการ kineticsที่ใช้ในการกำจัด COD ใช้ของ Monod

Edwards, D. and Adames, W. (1994) ได้ทำการศึกษาในห้องทดลองของเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอซ์แบบ สำหรับบำบัดน้ำเสียสังเคราะห์ที่มีความเข้มข้นสารเคมีสูงมาจากโรงงานอุตสาหกรรม เป็นเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไอซ์แบบในห้องปฏิบัติการโดยใช้ทรายหรือ ถ่านกัมมันต์เป็นตัวให้แบคทีเรียยึดเกาะในการกำจัดทางชีวภาพของน้ำเสียที่มาจากอุตสาหกรรม น้ำเสียเป็นน้ำเสียสังเคราะห์ที่ประกอบด้วย แอนิลีน (aniline) เมทิล เอทิล คีโตน (MEK) พี-ไนโตรฟินอล (p-nitrophenol) และโซเดียมฟอร์มเมต (Sodium formate) น้ำเสียมีค่า COD 17000 มิลลิกรัมต่อลิตร ความเข้มข้นของจูลินทรีย์ในระบบ 15000 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่น้ำหนักบรรจุทุก COD 3.2 kg COD/m³ d และความเข้มข้นของจูลินทรีย์เพิ่มขึ้นเป็น 40000 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่น้ำหนักบรรจุทุก 16 kg COD/m³ d ในการเริ่มเดินเครื่องครั้งแรก (Start - up) ระดับของปริมาณจูลินทรีย์อยู่ที่ 2600 ถึง 20000 มิลลิกรัมต่อลิตร ที่ COD 9.6 kg COD/m³ d ใช้เครื่อง Scanning electron microscope ในการวัดหาปริมาณจูลินทรีย์ พบว่าสามารถกำจัดสารอินทรีย์ได้ 99 %

Nguyen, T. and Shieh, K. (1995) ทำการศึกษาเรื่องการหาค่าส่วนที่เป็นจริงและส่วนที่ยับยั้งทางจลนพลศาสตร์ในเครื่องปฏิกรณ์ฟลูอิดไคซ์เบด ทำการทดลองเพื่อตัวยับยั้งและชั้นฟิล์มภายในลักษณะกลไกการเคลื่อนไหว (kinetic) การทดลองที่ภาวะคงตัวพบว่า อัตราสลายลดลงของสารอินทรีย์รวม(TOC)กับระยะเวลาให้ค่าคงที่ค่าหนึ่ง (k) นั่นก็คือเป็นปฏิกิริยาอันดับศูนย์ จากนั้นก็หาความสัมพันธ์ระหว่างค่าคงที่ของการเกิดปฏิกิริยาได้ $k = (S_0 - S_t)V_r/M_x t$ เมื่อ $S_0 =$ TOC เริ่มต้น $S_t =$ TOC ที่เวลา t ไค่ ๆ $V_r =$ ปริมาตรของเหลว $M_x =$ มวลจุลินทรีย์ที่เกาะอยู่บนตัวกลาง , มิลลิกรัม t = เวลา , วัน ในการทดลองนี้จะ ได้ค่าคงที่ปฏิกิริยาอันดับศูนย์ $k = 0.02 - 0.12$ มิลลิกรัม TOC ต่อ มิลลิกรัมของของแข็งต่อวัน สำหรับระบบที่ใช้ภาวะขาดออกซิเจน (anoxic) และสำหรับระบบที่ใช้ออกซิเจน (oxic) มีค่า $0.4 - 1.0$ มิลลิกรัม TOC ต่อ มิลลิกรัมของของแข็งต่อวัน

Hirata, A. and Noguchi, M.(1994) ทำการศึกษาเรื่องการบำบัดน้ำเสียทางชีวภาพโดยกระบวนการฟลูอิดไคซ์เบดสามเฟส-ลักษณะของการออกแบบระบบ ได้ศึกษาการออกแบบเครื่อง โดยคำนวณมาจากลักษณะของไหลและค่าสารอินทรีย์ทั้งหมด (TOC) นำเอาช่องว่างภายในเบดของระบบสองเฟส สำหรับช่องว่างภายในเบดมาทำการทดลองเพิ่มเติมเป็นช่องว่างของระบบสามเฟสมีสมการได้ดังนี้

$$\varepsilon_3 = \varepsilon_2 [\exp(134U_g / V_r) + (1 - \exp(-34U_g / V_r))(U_r / V_r)^{0.060} x (\varepsilon_2)^{-0.325} (dp / D_T)^{0.024} ((\rho_s - \rho_l) / \rho_l)^{0.013}]$$

โดยที่ $\varepsilon_2, \varepsilon_3$ เป็นช่องว่างของเบดแบบสองเฟสและสามเฟสตามลำดับ ในการทดลองพบว่าอัตราการเกิดปฏิกิริยาสำหรับ ปริมาณออกซิเจนที่ให้ระบบเป็น อันดับศูนย์ที่ภาวะคงตัวซึ่งสมการที่ใช้จะเป็นได้หลายแบบของการบำบัดน้ำเสียที่คิดเครื่องฟลูอิดไคซ์เบดเป็นแบบท่อไหล . โดยถ้าเป็นสมการของ Monod's type reaction เขียนได้เป็น

$$\frac{Sb}{R_r} = \frac{1}{K} + \frac{1}{K/K_m} \frac{\ln(S_{in} / S_{out})}{S_{in} - S_{out}} \quad \text{ถ้าคิด เป็น zero-order reaction เขียนได้เป็น}$$

$$\frac{Sb}{R_r} = \frac{1}{K} \quad \text{โดยที่ } Sb = \text{TOC} \quad K = \text{ค่าคงที่ปฏิกิริยา สมการของ Monod จะมีการเฉลี่ยค่า}$$

แบบ logarithmic mean of TOC ซึ่งคาดว่าจะมีแนวโน้มให้ค่าที่เป็นจริงมากกว่าสมการที่เป็น zero-order reaction สำหรับเครื่องที่มีลักษณะเป็นท่อกลม