

บททวนเอกสาร

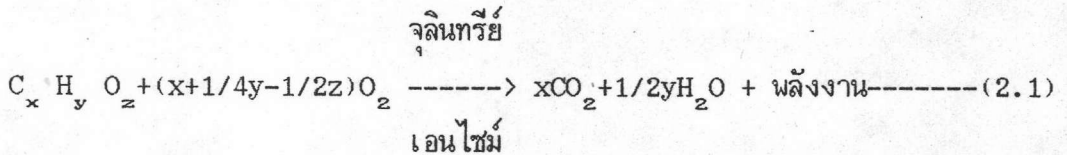
2.1 ระบบบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน

2.1.1 กระบวนการทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน

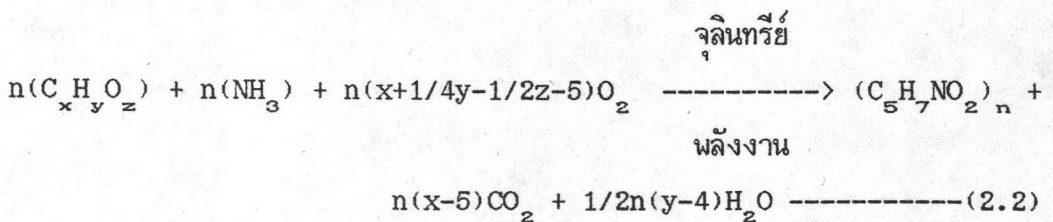
2.1.1.1 ชีวเคมีและจุลชีววิทยาของกระบวนการ

กระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยา แบบใช้ออกซิเจนเกิดขึ้นเนื่องจากการทำงานร่วมกันของจุลินทรีย์หลายชนิดด้วยกัน โดยจุลินทรีย์บางชนิดเริ่มทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ที่ซับซ้อน (Complex Organics) ก่อน จากนั้นก็จะมีจุลินทรีย์ชนิดอื่นๆ มาทำการย่อยสลายต่อจนได้สารที่ไม่สามารถย่อยสลายได้อีกต่อไป ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ภายใต้สภาวะที่มีออกซิเจนอิสระนี้จุลินทรีย์ต้องนำออกซิเจนมาใช้ด้วยเหตุผล 3 ประการ (Eckenfelder and Weston, 1955) คือ

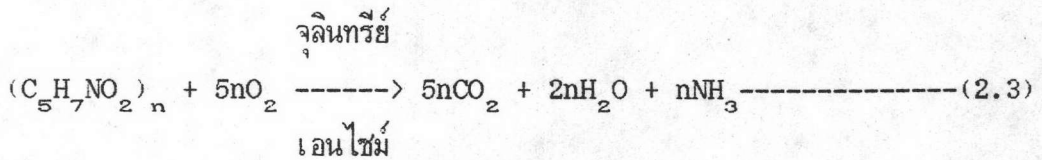
2.1.1.1.1 ใช้ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ (Organic matter Oxidation) ไปเป็นคาร์บอนไดออกไซด์ น้ำ และพลังงานตามสมการ (2.1)



2.1.1.1.2 ใช้ในการสร้างเซลล์ใหม่ (Cell material Synthesis) ตามสมการ (2)



2.1.1.1.3 ใช้ในการย่อยสลายจุลินทรีย์อื่นที่ตายแล้ว (Cell material Oxidation) ตามสมการ (3)



โดยจุลินทรีย์ที่ตายแล้วจะถูกใช้เป็นอาหารของจุลินทรีย์อื่นๆ ที่ยังมีชีวิตอยู่

จากสมการข้างต้น มลสารที่อยู่ในน้ำเสียจะถูกจุลินทรีย์ใช้เป็นอาหารและเจริญเติบโตขยายพันธุ์ต่อไป ก๊าซคาร์บอนไดออกไซด์จะลอยขึ้นไปในอากาศ ส่วนน้ำและสารอินทรีย์อื่น ๆ บางส่วนเช่น ไนเตรต (NO_3^-) ซัลเฟต ($\text{SO}_4^{=}$) และฟอสเฟต ($\text{PO}_4^{=}$) จะผสมออกไปกับน้ำที่บำบัดแล้ว พลังงานก็จะถูกจุลินทรีย์ใช้ในการดำรงชีวิต สรุปลแล้วมลสารซึ่งส่วนใหญ่ได้แก่สารอินทรีย์ต่าง ๆ ในน้ำเสียจะถูกเปลี่ยนมาเป็นมวลจุลินทรีย์ที่หนักกว่าน้ำสามารถแยกออกจากน้ำได้ง่ายด้วยการตกตะกอนในถังตกตะกอน น้ำเสียที่ถูกจุลินทรีย์ย่อยสลายสารต่างๆ มาใช้หมดแล้วจนเป็นสารที่ไม่สามารถย่อยสลายได้อีกต่อไป (end product) ก็จะเป็นน้ำที่สะอาดพอที่จะปล่อยทิ้งได้โดยไม่เกิดการเน่าเหม็น

2.1.1.2 ปัจจัยที่มีผลต่อกระบวนการย่อยสลายทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน

ปัจจัยและสภาวะแวดล้อมที่มีผลต่อการเจริญเติบโต และประสิทธิภาพในกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน ได้แก่ อุณหภูมิ ค่าพีเอช ความต้องการออกซิเจนของจุลินทรีย์ สารอาหารที่จำเป็น และสารพิษ ดังนั้นในการควบคุมให้กระบวนการมีเสถียรภาพสูงสุดจึงจำเป็นต้องควบคุมปัจจัยและสภาวะแวดล้อมให้พอเหมาะ

2.1.1.2.1 อุณหภูมิ (Temperature)

อุณหภูมิมีอิทธิพลต่อการย่อยสลายสารอินทรีย์ของจุลินทรีย์ เพราะกระบวนการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ขึ้นอยู่กับปฏิกิริยาทางชีวเคมีและอัตราของปฏิกิริยานี้ที่มีผลมาจากอุณหภูมิ ภายใต้วงของอุณหภูมิที่มีผลต่ออัตราการเจริญเติบโตสามารถแบ่งจุลินทรีย์ได้เป็น 3 ประเภท คือ

Psychrophilic microorganism เจริญเติบโตได้ในช่วงอุณหภูมิ 5-20 ° ซ.

Mesophilic microorganism เจริญเติบโตได้ในช่วงอุณหภูมิ 20-45 ° ซ.

Termophilic microorganism เจริญเติบโตได้ในช่วงอุณหภูมิ 45-55 ° ซ.

จะเห็นว่าจุลินทรีย์เติบโตได้ในช่วงอุณหภูมิต่าง ๆ กัน ตั้งแต่ต่ำสุดที่พบคือ - 7 ° ซ. และสูงสุดคือ 93 ° ซ. แต่โดยทั่วไปแล้วจุลินทรีย์เติบโตได้ดีในช่วงอุณหภูมิระหว่าง 30-40 ° ซ.

ซึ่งเป็นช่วงของ Mesophilic ที่แสดงถึงอุณหภูมิที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ที่สุด (Optimum growth temperature) จุลินทรีย์จะแบ่งตัวได้อย่างรวดเร็วที่อุณหภูมินี้

Schroepffer (1952) พบว่า อุณหภูมิของน้ำเสียเป็นสิ่งสำคัญที่เป็นตัวควบคุมอัตราการกำจัดค่า บีโอดี Galler and Gotaas (1965) ได้ศึกษาพบว่า ผลของอุณหภูมิที่เกิดในช่วง 23 °C. ถึง 32 °C. เป็นช่วงที่มี สมรรถนะสูง ของจุลินทรีย์และจะลด สมรรถนะ ลงเมื่ออุณหภูมिन้อยกว่าหรือมากกว่าที่กล่าว Sander (1964) พบว่าจำนวนจุลินทรีย์บนตัวกลางที่ 20 °C.มากกว่า 30 °C. Eckenfelder (1967) พบว่า อัตราของปฏิกิริยาชีวเคมี (Rate of biochemical reaction) จะเพิ่มขึ้นตามอุณหภูมิจนถึงขีดสูงสุดของอุณหภูมิ 30 °C. และเมื่อเพิ่มขึ้นไปอีกจะทำให้อัตราการเปลี่ยนแปลงทางชีวเคมีลดลง

2.1.1.2.2 ค่าพีเอช (pH)

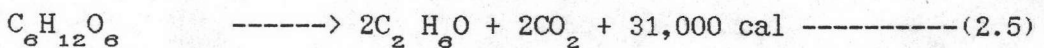
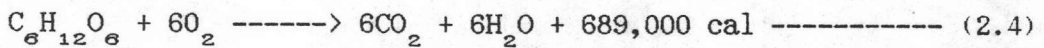
ค่าพีเอชเป็นตัวกลางสำคัญในการที่จะทำให้เอนไซม์ต่างๆ ทำงานได้อย่างมีประสิทธิภาพ และเมตาโบลิซึมของเซลล์ดำเนินไปได้ด้วยการทำงานของเอนไซม์เหล่านั้น ฉะนั้นโดยสรุปแล้วค่าพีเอชมีอิทธิพลต่อจุลินทรีย์ในแง่ของการเจริญเติบโต โดย Gaud, A. F. ได้ตั้งสมมุติฐานว่า ณ. ค่าพีเอชที่มีปริมาณไฮโดรเจนไอออน (H⁺ ion) แตกต่างกันออกไป ซึ่งจะทำให้ความต่างศักย์ทางเคมีไฟฟ้า (Electrochemical Gradient) ของการขนถ่ายสารอาหารและการกำจัดของเสียออกจากเซลล์เปลี่ยนแปลง โดยค่าพีเอชที่ต่ำ ๆ จะมีปริมาณไฮโดรเจนไอออนอยู่มาก ทำให้การซึมเข้าและออกจากเซลล์เป็นไปได้ยาก เป็นสาเหตุให้เกิดการยับยั้งการเจริญเติบโตและการตายของจุลินทรีย์

ในกระบวนการย่อยสลายทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจนค่าพีเอชที่เหมาะสมในการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์สูงสุด (Optimum pH for growth) คือ 6.5-7.5 (Wilkinson, 1975) แบคทีเรียจะเจริญเติบโตได้ดีที่สุดเมื่อค่าพีเอชมีสภาพเป็นด่างอ่อนๆ ในขณะที่สาหร่าย (algae) และฟังไจ (fungi) จะเจริญเติบโตได้ดีที่สุดในสภาพเป็นกรดอ่อนๆ

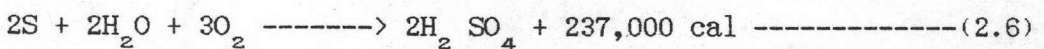
2.1.1.2.3 ความต้องการออกซิเจน (Oxygen Requirement)

ในกระบวนการย่อยสลายทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน พวกจุลินทรีย์ที่เจริญได้ในที่มีออกซิเจนอิสระ (Obligate aerobe) จะต้องการโมเลกุลออกซิเจนเพื่อใช้เป็นตัวรับอิเล็กตรอน (Terminal electron acceptor) ดังสมการ
สารอินทรีย์ $\xrightarrow{e^-}$ โมเลกุลออกซิเจน $\xrightarrow{\hspace{2cm}}$ คาร์บอนไดออกไซด์ + น้ำ + พลังงาน
(สารให้อิเล็กตรอน) (สารรับอิเล็กตรอน) (ผลสุดท้ายของปฏิกิริยา)

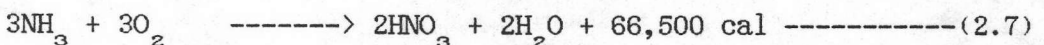
ในระหว่างพวก Heterotrop ต่างๆ Aerobic และ Facultative microorganism จะสามารถย่อยสลายสารอินทรีย์ได้อย่างสมบูรณ์และให้ปริมาณพลังงานที่สูงมาก ในขณะที่ Anaerobic fermenter ไม่สามารถทำได้ ซึ่งจะแสดงความแตกต่างให้เห็นตามสมการเมตาบอลิซึมของกลูโคส ดังนี้คือ



Aerobic autotrophic bacteria บางจำพวกสามารถย่อยสลายสารประกอบอินทรีย์ได้อย่างสมบูรณ์ เช่น การย่อยสลายสารประกอบซัลเฟอร์โดย Thiobacillus thiooxidans ซึ่งเป็นตัวอย่างที่ดี ดังแสดงตามสมการคือ



นอกจากนี้เชื้อ Nitrosomonas จะสามารถย่อยสลายแอมโมเนียบางส่วนได้ ภายใต้สภาวะที่มีออกซิเจนอิสระ ดังที่แสดงในสมการคือ



ดังนั้น การให้อากาศในระบบบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจนนั้นจะต้องออกแบบให้มีการถ่ายเทออกซิเจนในอัตราที่สามารถตอบสนองความต้องการของเซลล์จุลินทรีย์ภายในถังปฏิกรณ์อย่างเพียงพอ และต้องควบคุมปริมาณความเข้มข้นของออกซิเจนละลายน้ำ (Dissolved Oxygen) ไม่ให้ต่ำกว่า 1-2 มก.ต่อลิตร

Lesperance, T.W. (1970) ได้วิจัยเกี่ยวกับการกำจัดแป้งซึ่งต้องใช้ปริมาณออกซิเจนต่อปริมาณแป้งที่ถูกกำจัดเพียง 0.745 ต่อ 1.00 ในระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge)

Burd, R.S. (1968) ได้ศึกษาปริมาณอากาศที่ใช้กับระบบตะกอนเร่ง โดยการเป่าอากาศด้วยอัตรา 20-30 ลูกบาศก์ฟุต/นาที/1,000 ลูกบาศก์ฟุต ซึ่งเพียงพอที่จะทำให้แบคทีเรียอยู่ในลักษณะแขวนลอย (Suspension) และทำให้ปริมาณออกซิเจนในระบบมีค่าประมาณ 1-2 มิลลิกรัม/ลิตร แต่อย่างไรก็ตาม Burd, R.S. ก็ไม่ได้กล่าวถึงรายละเอียดเกี่ยวกับการเปลี่ยนแปลงเนื่องจากปริมาตรบรรทุก (Volumetric loading) ที่เปลี่ยนแปลงไป

Metcalf & Eddy (1983) กล่าวว่า ปริมาณอากาศที่ใช้ในระบบ Conventional Activated Sludge นั้นจะใช้ประมาณ 75-115 ลูกบาศก์เมตรของอากาศต่อกิโลกรัม บีโอดี ที่ถูกกำจัดไป

2.1.1.2.4 สารอาหารที่จำเป็น

สารอาหารที่จำเป็นต่อจุลินทรีย์ ในกระบวนการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน ได้แก่ ธาตุคาร์บอน ธาตุไนโตรเจน ธาตุฟอสฟอรัส เนื่องจากธาตุต่างๆ เหล่านี้เป็นองค์ประกอบที่สำคัญของเซลล์จุลินทรีย์ คือ $(C_5H_7NO_2)$ นอกจากนี้ยังมีสารอาหารรองที่ช่วยให้การเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ความสมบูรณ์และแข็งแรงยิ่งขึ้น ซึ่งมีความต้องการในปริมาณที่ต่ำ เช่น ธาตุเหล็ก และอื่นๆ ตามแต่ชนิดของจุลินทรีย์นั้น อัตราส่วนของสารอาหารที่เหมาะสมควรมีค่า BOD:N:P:Fe เท่ากับ 100:5:1:0.5 หรือถ้าเป็น COD:N:P:Fe เท่ากับ 150:5:1:0.5

2.1.1.2.5 สารพิษ (Toxic Substance)

สารเคมีใดๆ ที่เข้าสู่ระบบเมื่อมีค่าความเข้มข้นถึงระดับหนึ่งแล้วมีผลให้ประสิทธิภาพหรือเสถียรภาพของระบบลดลง สารนั้นจัดว่าเป็นสารพิษ ความเป็นพิษต่อระบบมีผลตั้งแต่ยับยั้งการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ (Inhibition) จนถึงทำลายจุลินทรีย์หมด (Completely toxic) ดังนั้นจึงจำเป็นจะต้องควบคุมความเข้มข้นของสารใดๆ มิให้เกินขีดจำกัด ซึ่งมีผลต่อระบบในน้ำเสียก่อนที่จะเข้าสู่ระบบบำบัด

สารพิษที่มีผลต่อระบบบำบัดทางชีววิทยา ได้แก่ โลหะหนัก เช่น ตะกั่ว (Pb), สังกะสี (Zn), โครเมียม (Cr), ทองแดง (Cu), ปรอท (Hg), และนิกเกิล (Ni) กลีออนินทรีย์ คลอรีน และสารอินทรีย์บางชนิดที่มีความเข้มข้นมากเกินไป และอาจรวมถึงสารพิษฆ่าแมลงต่างๆ ด้วย เป็นต้น

ดังนั้นการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ถ้าสภาวะแวดล้อมต่าง ๆ เช่น พีเอช และอุณหภูมิ ไม่ขัดต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์จะขึ้นอยู่กับปริมาณสารอาหารเท่านั้น ถ้าสารอาหารเสริมเพียงพอการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์จะขึ้นอยู่กับปริมาณสารอาหารที่เป็นพลังงานเป็นสำคัญ

2.1.2 ระบบบำบัดน้ำเสียประเภทแบคทีเรียอยู่ในลักษณะแขวนลอย

ระบบตะกอนเร่ง (Activated Sludge) เป็นระบบที่ใช้กันอย่างแพร่หลายและเป็นตัวอย่างที่ดีที่จะใช้บรรยายลักษณะของจุลินทรีย์ของปฏิกิริยาชีวเคมีแบบใช้ออกซิเจน และใช้จุลินทรีย์แขวนลอยในการกำจัดสารอินทรีย์ที่อยู่ในรูปสารละลายและรูปคอลลอยด์

ระบบตะกอนเร่ง มีโครงสร้างและองค์ประกอบของมวลจุลินทรีย์กว้างขวางมาก (Pipes, 1966) ได้จำแนกจุลินทรีย์ในระบบตะกอนเร่ง ออกเป็น 4 พวกใหญ่ ๆ ดังนี้

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

จุลินทรีย์ที่สร้างฟล็อกหรือกลุ่มตะกอน (Floc forming Organisms) มีบทบาทสำคัญต่อระบบตะกอนเร่ง เพราะถ้าขาดมันแล้วเราไม่สามารถแยกตะกอนจุลินทรีย์ออกจากน้ำได้ด้วยวิธีตกตะกอนตามธรรมชาติ เดิมทีเด็กรู้จักเราเรียกชื่อว่า Zoogloea ramigera เป็นแบคทีเรียชนิดเดียวที่รับผิดชอบต่อการสร้างฟล็อก แต่ปัจจุบันนี้เชื่อว่ามีจุลินทรีย์หลายชนิดที่สามารถกระทำดังกล่าวได้ Pike & Curde (1971) กล่าวถึงการจัดจุลินทรีย์ที่อยู่ในกลุ่มนี้ได้รับความยุ่งยาก เมื่อมีการพบว่า ไพรโตซัวและฟังไจ ก็สามารถทำให้เกิดฟล็อกได้ อย่งไรก็ดี โดยทั่วไปแล้วจุลินทรีย์กลุ่มนี้ถือว่าประกอบด้วยแบคทีเรียเป็นองค์ประกอบสำคัญ

แซฟโพรไฟท์ (Saprophytes) เป็นจุลินทรีย์ที่รับผิดชอบต่อการย่อยสลายของสารอินทรีย์ในน้ำ ส่วนใหญ่ของเซลล์กลุ่มนี้เป็นแบคทีเรียซึ่งมักเป็นพวกสร้างฟล็อกด้วย แบคทีเรียที่ไม่สร้างฟล็อกก็อาจจะอยู่ในประเภทนี้ได้ แต่มักจะถูกจับอยู่ภายในฟล็อก แซฟโพรไฟท์สามารถแบ่งออกเป็น 2 ชนิด คือแบบปฐม (Primary) และแบบทุติย (Secondary) แซฟโพรไฟท์แบบปฐมจะทำหน้าที่ในการย่อยสลายสารอินทรีย์ให้กลายเป็นสารประกอบโมเลกุลเล็ก หลังจากนั้น แซฟโพรไฟท์ทุติยก็จะทำการย่อยสลายสารประกอบโมเลกุลเล็กๆ ที่สร้างโดยแซฟโพรไฟท์ปฐมต่อไปอย่างสมบูรณ์ ผลสุดท้ายของปฏิกิริยาก็จะได้ คาร์บอนไดออกไซด์และน้ำ ปฏิกิริยาที่ต่อเนื่องกันของแซฟโพรไฟท์ทั้งสองแบบอาจจัดได้เป็น Commensalism จุลชีพส่วนใหญ่จะเป็น Gram Negative Bacilli แต่ก็มีฟังไจ ยีสต์ และ ไพรโตซัวรวมอยู่ด้วย

จุลินทรีย์ทำลาย (Predator) ที่สำคัญของระบบตะกอนเร่งคือ โปรโตซัวที่จับแบคทีเรียเป็นอาหาร โปรโตซัวที่พบในระบบตะกอนเร่งนั้นมีอยู่มากมาย Pike & Curds กล่าวว่า โปรโตซัวตัวที่สำคัญก็คือ ซิลิเอทชนิดที่คลานบนฟลอค (Crawl Ciliates) หรือแบบกิ่งก้าน (Stalked Ciliates) นอกจากซิลิเอทแล้ว บางครั้งจะพบอะมีบาและ Flagellates ปะปนอยู่ด้วย

จุลินทรีย์ก่อกรณ (Nuisance Organisms) เป็นจุลินทรีย์ที่ก่อกรณการทำงานในระบบตะกอนเร่ง จุลินทรีย์พวกนี้ได้แก่ Filamentous bacteria และ Fungi เพราะทำให้เกิดการจมไม่ลงของตะกอนแบคทีเรีย และฟองไข่มักจะทำให้เกิดปัญหา ได้แก่ Sphaerotilus และ Geotrichium ตามลำดับ

ปัจจัยสำคัญอย่างหนึ่งในการกำหนด โครงสร้างและองค์ประกอบของประชากรจุลินทรีย์ในระบบตะกอนเร่ง ก็คือ สภาพแวดล้อม ซึ่งได้แก่ ลักษณะสมบัติของน้ำเสีย, อาหารเสริม, ออกซิเจนละลายน้ำ (DO), พีเอช (pH) และอุณหภูมิ ฯลฯ

2.1.3 ระบบบำบัดน้ำเสียประเภทที่แบคทีเรียอยู่ในลักษณะยึดเกาะกับตัวกลาง

ระบบลานกรองจุลินทรีย์ (Trickling Filter) เป็นระบบที่ใช้บำบัดน้ำเสียอย่างแพร่หลาย และเป็นตัวอย่างของปฏิกิริยาชีวเคมีในการกำจัดน้ำเสียที่มีจุลินทรีย์เติบโตเป็นฟิล์มติดอยู่กับผิววัสดุตัวกลาง

ระบบลานกรองจุลินทรีย์ มีโครงสร้างและองค์ประกอบของมวลจุลินทรีย์อย่างกว้างขวางอีกระบบหนึ่ง Holtje (1943) พบว่า จุลินทรีย์ที่ยึดเกาะอยู่กับตัวกลางของระบบลานกรองจุลินทรีย์มีจุลินทรีย์แทบทุกชนิดนับตั้งแต่แบคทีเรียจนถึงแมลงบางอย่าง สิ่งมีชีวิตเหล่านี้รวมกันอยู่เป็นมวลจุลินทรีย์ที่หนาแน่นบริเวณผิวของตัวกลางอย่างซับซ้อน ซึ่งเป็นผลให้เกิดความสัมพันธ์ต้องอาศัยซึ่งกันและกันอย่างกว้างขวาง เนื่องจากระบบมีวงจรอาหารยังซับซ้อนความสัมพันธ์ของการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสียก็ยังมีมาก เป็นผลให้มวลจุลินทรีย์เหลือออกจากระบบน้อย ลักษณะเช่นนี้เป็นเรื่องดี เพราะเป็นการลดปัญหาในการกำจัดตะกอนส่วนเกิน

ในระบบลานกรองจลินทรีย์ แบบที่ เรียกว่า อยู่ในตำแหน่งต่ำของวงจรรอาหาร มีหน้าที่โดยตรงในการกำจัดสารอินทรีย์ทั้งที่อยู่ในรูปตะกอนแขวนลอยและคอลลอยด์ การย่อยสลายสารอินทรีย์ กระทำโดยปฏิกิริยาของเอ็นไซม์ที่จลินทรีย์ปล่อยออกมาจากเซลล์ เพื่อให้โมเลกุลของสารอินทรีย์มีขนาดเล็กลงจนเซลล์สามารถดูดเข้าไปใช้ได้ มวลจลินทรีย์ในระบบลานกรองจลินทรีย์นั้นอาจถือได้ว่าแบคทีเรียเป็นเชื้อไฟโรไฟท์แบบปฐมและทุติยะ ซึ่งประกอบด้วยแบคทีเรียชนิดต่างๆ ที่คล้ายคลึงกับในกระบวนการของระบบตะกอนเร่ง

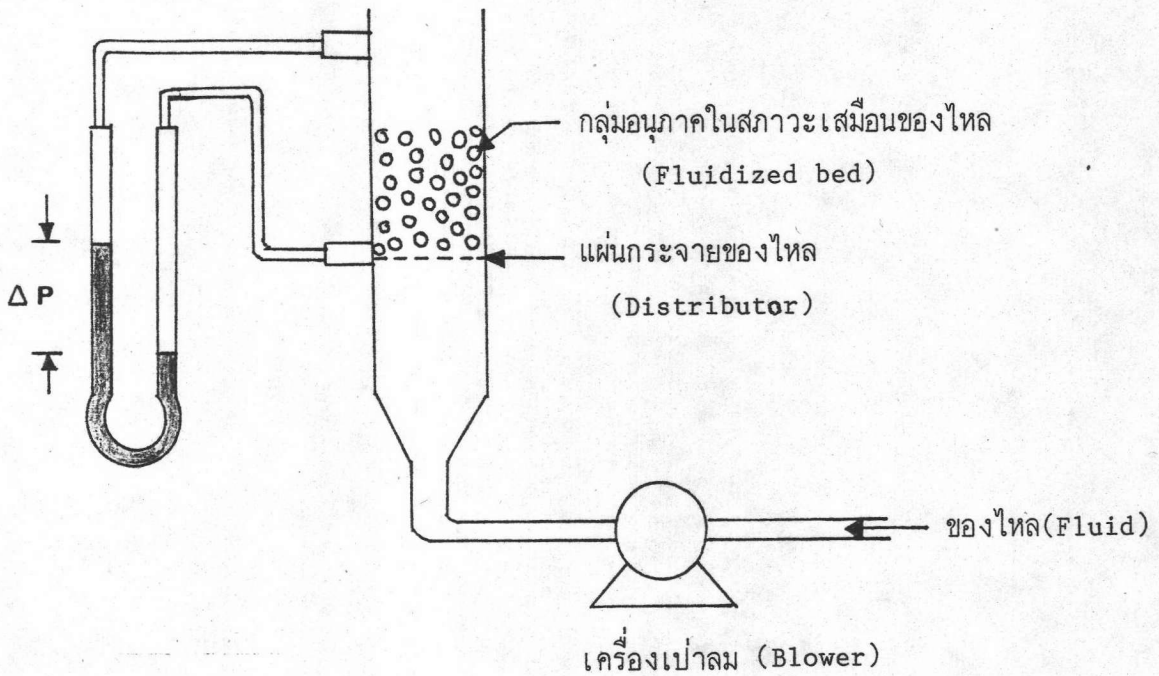
ถึงแม้ว่าระบบลานกรองจลินทรีย์ จะเป็นระบบที่ใช้กันมานานแล้วก็ตาม แต่เนื่องจากโครงสร้างทางชีววิทยาของระบบมีความสลับซับซ้อน ปฏิกริยาร่วม (Interaction) ของจลินทรีย์จึงเป็นไปอย่างน่าพิศดารยิ่ง จึงทำให้วิศวกรรู้จักระบบนิเวศวิทยาของระบบนี้ดีกว่าระบบบำบัดน้ำเสียแบบอื่นๆ

2.2 ฟลูอิดไดเซชัน (Fluidization)

2.2.1 นิยาม

สมศักดิ์ ดำรงเลิศ (2528) ได้กล่าวถึง ฟลูอิดไดเซชัน ว่าเป็นการอธิบายกระบวนการหรือวิธีการที่ของแข็งซึ่งมีรูปร่างลักษณะเป็นเม็ดหรือชิ้น สัมผัสกับของไหลแล้วเม็ดของแข็งเหล่านั้นจะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล ทั้งนี้เนื่องจากเม็ดหรือชิ้นของแข็งดังกล่าว แรกทีเดียวถูกวางไว้บนตะแกรงในหอคอยที่มักจะมรูปร่างเป็นทรงกระบอก ปัจจุบันนี้ทดเปลี่ยนให้อยู่ในรูปร่างอยู่ในแนวนอนกลม ของไหลที่ใช้กัมกาศ หรือของเหลว ปล่อยให้ผ่านมาจากด้านล่างของตะแกรงที่รองรับเม็ดของแข็งก็จะไหลผ่านขึ้นเม็ดของแข็ง แล้วไหลออกทางส่วนบนของหอคอย เพิ่มความเร็วของไหลให้มากขึ้นเรื่อยๆ จนในที่สุดจะเห็นเม็ดของแข็งขยับตัวและลอยตัวขึ้นเป็นอิสระ ไม่เกาะติดกัน ของแข็งที่อยู่ในลักษณะนี้จะมีคุณสมบัติคล้ายของไหล กล่าวคือ มีการไหลหมุนเวียนของเม็ดของแข็งภายในเบตหรือภายในหอคอยทดลอง หรือ ระหว่างเบตต่อเบตก็ได้

พล สาเกทอง (2526) ได้กล่าวถึง ฟลูอิดไดเซชัน คือ การที่อนุภาคหรือกลุ่มอนุภาคลอยตัวอยู่ในของไหล ที่ไหลผ่านได้โดยไม่หลุดลอยไปกับของไหลและไม่กองอยู่เหนือแผ่นกระจายของไหล (ดูรูปที่ 2.1 ประกอบ)



รูปที่ 2.1 แสดงการเกิดสภาวะเสมือนของไหล

2.2.2 ประเภทของฟลูอิดไดเซชัน

งานของฟลูอิดไดเซชัน ตั้งแต่เริ่มต้นจนถึงปัจจุบันพอที่จะสรุปประเภทของงานได้เป็นสองแบบด้วยกัน คือ (สมศักดิ์, 2528)

2.2.2.1 ฟลูอิดไดเซชันสองสถานะ (Two-phase Fluidization)

หมายความว่า ในหอคอยหรือเบดที่ใช้ทำงานประกอบด้วยสองสถานะ คือ ของแข็งกับของไหล ของไหลนี้อาจจะเป็นก๊าซหรือของเหลวก็ได้ ดังนั้นฟลูอิดไดเซชันสองสถานะจึงแบ่งออกได้อีก 2 ประเภท

- 1) ฟลูอิดไดเซชันของก๊าซ (Gas Fluidization)
- 2) ฟลูอิดไดเซชันของเหลว (Liquid Fluidization)

2.2.2.2 ฟลูอิดไดเซชันสามสถานะ (Three-phase Fluidization)

หมายความว่า ภายในหอคอยหรือเบดจะประกอบไปด้วยสามสถานะอยู่ร่วมกัน คือ ของแข็ง ของเหลว และก๊าซ สำหรับฟลูอิดไดเซชันสามสถานะนี้เป็นกระบวนการที่พัฒนาไปจากฟลูอิดไดเซชันสองสถานะ หอคอยที่เป็นฟอง (Bubble Column) และหอคอยที่บรรจุด้วยของแข็ง (Packed Bed) ดังนั้นจึงมีกลไกที่ซับซ้อนมาก ดังนั้นจึงไม่ขอกล่าวในที่นี้

2.2.3 องค์ประกอบที่มีผลต่อการทำงานของฟลูอิดไดซ์เบด

2.2.3.1 ความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด (Minimum - Velocity Fluidized bed)

ขณะที่เบดเริ่มเกิดเป็นฟลูอิดไดซ์เบด เม็ดของแข็งก็เริ่มขยับตัวจัดระเบียบของตัวเองให้อยู่แนวเดียวกัน หรือจัดเรียงเม็ดต่อเม็ดอย่างสวยงาม จากนั้นแต่ละเม็ดก็ค่อย ๆ แยกห่างกันออกไปเป็นอิสระตามความเร็วของของไหลที่เพิ่มขึ้น ความเร็วของของไหลที่ทำให้เบดเริ่มขยับตัวหรือเริ่มจัดตัวเอง (ขณะที่ความดันลดเริ่มคงที่) ความเร็วในช่วงนี้ เราเรียกว่า ความต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด การเคลื่อนไหวของเม็ดของแข็งมีน้อยมาก เพราะอยู่ในวงจำกัด ถ้าจะให้เกิดผลดีหรือต้องการให้สภาวะเสมือนของไหลนี้มีคุณสมบัติต่าง ๆ ดีที่สุด จะต้องใช้ความเร็วไม่ต่ำกว่า 1.5 เท่าของความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด (สมศักดิ์, 2528)

วิธีการหาความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด หาได้ 2 วิธีคือ

1. จากการทดลอง
2. จากการคำนวณ

ในที่นี้จะกล่าวถึงการหาความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบดจากการคำนวณเป็นหลัก โดยพิจารณาจากสมการที่เกี่ยวข้องกับการไหลของของไหลผ่านกลุ่มอนุภาคจะเกิดความดันลด

การคำนวณค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด (Minimum velocity Fluidized bed) และความดันลด (Pressure drop) ในกระบวนการฟลูอิดไดซ์เบด

การหาค่าความดันลดในกระบวนการฟลูอิดไดซ์เบดสามารถที่จะใช้การคำนวณทางทฤษฎีโดยสมการของ Kozeny คือ

$$\Delta P = h_{p_z} = L_o (\rho_s - \rho) g (1 - \epsilon) \text{-----} (2.8)$$

และที่

$$h/L_o = [(\rho_s - \rho) / \rho] (1 - \epsilon) \text{-----} (2.9)$$

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

$$h/L_o = (k_o/g) (\mu/\rho) [(1-\epsilon)^2 / \epsilon^3] (6/d_p)^2 \text{ -----(2.10)}$$

$$h/L_o = [(\rho_s - \rho) / \rho] (1-\epsilon) = (k_o/g) v_s^2 [(1-\epsilon)^2 / \epsilon^3] (6/d_p)^2 \text{ -----(2.11)}$$

(Pressure drop ในหน่วย N/m^2 (pa) หาได้จาก headloss $1 \text{ cm.H}_2\text{O} = 107.76 \text{ N/m}^2$)

การหาค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด

จากสมการ (2.8) สามารถประยุกต์ตามสภาพของการกำลังเริ่มเกิดฟลูอิดไดซ์ขึ้น ดังนี้คือ

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

สำหรับอนุภาคละเอียด จะได้ความสัมพันธ์ระหว่างความดันตกกับความเร็วต่ำสุดตามสมการ ของ Carman-Kozeny ดังนี้คือ

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

ผลรวมสมการ (2.12) และ(2.13)

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

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

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

นอกจากนี้ยังมีสมการทั่วไปของ Blake (1922) Carman (1937) และ Ergun (1952) ซึ่งใช้หาความดันตกผ่านชั้นเบด เช่น สมการของ Ergun ที่ใช้คือ

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

แทนค่า ΔP จากสมการที่ (2.12)

$$(\rho_s - \rho)g = \frac{150(1 - \epsilon_{mf})\mu U_{mf}}{(\epsilon_{mf})^3 (\phi d_{sp})^2} + \frac{1.75 \rho U_{mf}^2}{(\epsilon_{mf})^3 \phi d_{sp}} \quad (2.17)$$

คูณทั้ง 2 ข้างด้วย $d_p^3 \rho / \mu^2$

$$\frac{[(\rho_s - \rho)\rho]gd_p^3}{\mu^2} = \frac{150(1 - \epsilon_{mf})U_{mf}d_p\rho}{\phi_s^2(\epsilon_{mf})^3\mu} + \frac{1.75}{\phi_s(\epsilon_{mf})^3} \left(\frac{U_{mf}d_p\rho}{\mu}\right)^2 \quad (2.18)$$

แล้วถูกพัฒนาโดย Wen และ Yu (1966) โดยได้กำหนดค่า $\frac{1}{\phi_s \epsilon_{mf}^3} \approx 14$ และ $\frac{1 - \epsilon_{mf}}{\phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \approx 11$

ดังนั้นสมการของ Ergun เปลี่ยนเป็น

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

สำหรับเขตที่มีขนาดของแข็งเล็ก ความเร็วต่ำสุดคำนวณได้จาก

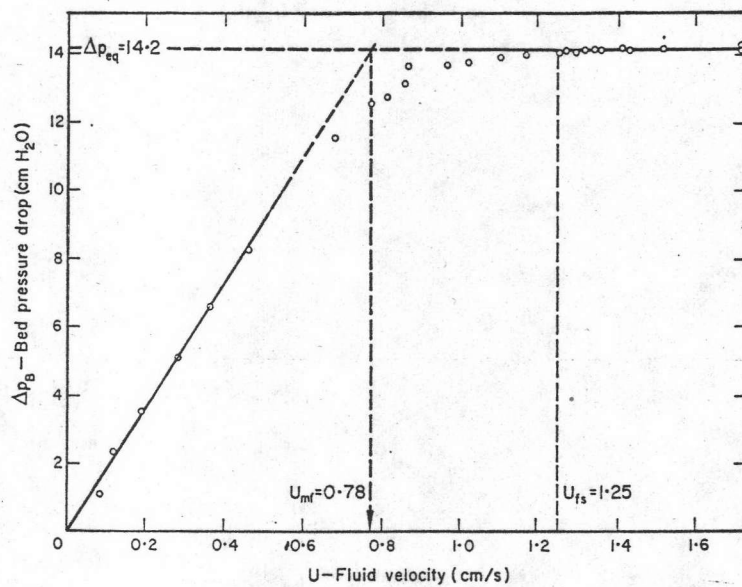
$$U_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho) g}{1650 \mu} \quad (2.20)$$

เมื่อ $Rep < 20$

และถ้า $Rep > 1,000$ สำหรับอนุภาคของแข็งขนาดใหญ่

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

ส่วนการทดลองหาค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบด ทำได้โดยการหาความสัมพันธ์ระหว่างการเปลี่ยนแปลงของความเร็วไหลขึ้นกับความดันตกที่เกิดขึ้น ซึ่งสามารถวัดความแตกต่างของความดันได้โดยใช้มาโนมิเตอร์ (Manometer) ดังแสดงตัวอย่างความสัมพันธ์ตามผลการศึกษารูปที่ 2.2



Experimental determination of minimum fluidizing velocity U_{mf} , and minimum velocity for full bed support U_{fs} . Diakon (perspex) powder (surface mean diameter 126 microns)-atmospheric pressure. Bed weight 1240 g; height \approx 23 cm; diameter 10 cm.

รูปที่ 2.2 แสดงการหาค่าความเร็วต่ำสุดในการเกิดฟลูอิดไดซ์เบดจากการทดลอง (Davidson , J.F. และ Harrison, D., 1963)

2.2.3.2 ความเร็วสุดท้ายของการอยู่ในสภาวะเสมือนของไหล (Terminal Velocity of Fluidization)

เนื่องจากความเร็วของของไหลที่มีความสำคัญนอกจากจะต้องมีความเร็วพอที่จะทำให้อยู่ในสภาวะเสมือนของไหล แล้วยังต้องไม่มีมากเกินไปจนทำให้อนุภาคลอยออกจากหอทดลอง ดังนั้นในการใช้งานจึงจำเป็นต้องทราบความเร็วสุดท้ายของการอยู่ในสภาวะเสมือนของไหลนี้ด้วย ซึ่งหาได้จากสมการดังต่อไปนี้

$$V_t = \left[\frac{4 d_p (\rho_s - \rho)}{3 \mu C_d} \right]^{1/2} \quad \text{----- (2.22)}$$

ค่า C_d นี้มีค่าแตกต่างกัน ขึ้นอยู่กับ Rep ดังนี้

$$C_d = \frac{24}{\text{Rep}} \quad \text{สำหรับ } \text{Rep} < 0.4$$

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

$$C_d = 0.43 \quad \text{สำหรับ } 500 < \text{Rep} < 200,000$$

แทนค่า C_d ในสมการ (2.22)

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

เมื่อ $\text{Rep} < 0.4$

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

เมื่อ $0.4 < \text{Rep} < 500$

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

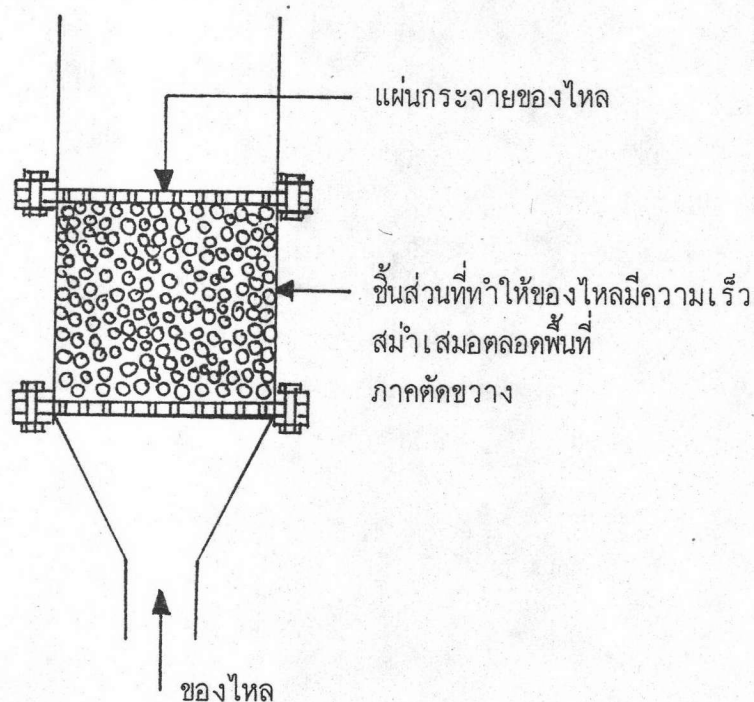
เมื่อ $500 < \text{Rep} < 200,000$

โดยที่ d_p	=	ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางอนุภาคของแข็ง (เมตร)
L_{mf}	=	ความสูงต่ำสุดของเบดเมื่อเริ่มเกิดฟลูอิดไดซ์เบด (เมตร)
K_e	=	แฟคเตอร์ของ Darcy ที่มีการขยายตัว (4-7.5)
ΔP	=	ความดันลด (กก./เมตร ²)
U_{mf}	=	ความเร็วต่ำสุดของฟลูอิดไดซ์เบด (เมตร/ชม.)
V	=	ความเร็วที่ทำให้เกิดฟลูอิดไดซ์เบดหรือความเร็วไหลขึ้น (เมตร/ชม.)
E_{mf}	=	ค่าสัดส่วนช่องว่างต่ำสุด
ρ_s	=	ความหนาแน่นของของแข็ง (กก./เมตร ³)
ρ	=	ความหนาแน่นของน้ำ (กก./เมตร ³)

μ	=	ความหนืดของการไหล (กก./เมตร-ชม.)
ν	=	ค่าความหนืด Kinematic (เมตร ² /ชม.)
Ψ	=	ความกลมของอนุภาค
Φ_s	=	แฟคเตอร์รูปร่าง
V_t	=	ความเร็วสุดท้ายของการอยู่ในสภาวะเสมือนของไหล (เมตร/ชม)
C_d	=	ค่าคงที่ Drag Coefficiency
Rep	=	ค่าของ Reynolds คัดจากเม็ดของแข็ง

2.2.3.3 ตัวกระจายของไหล (distributor)

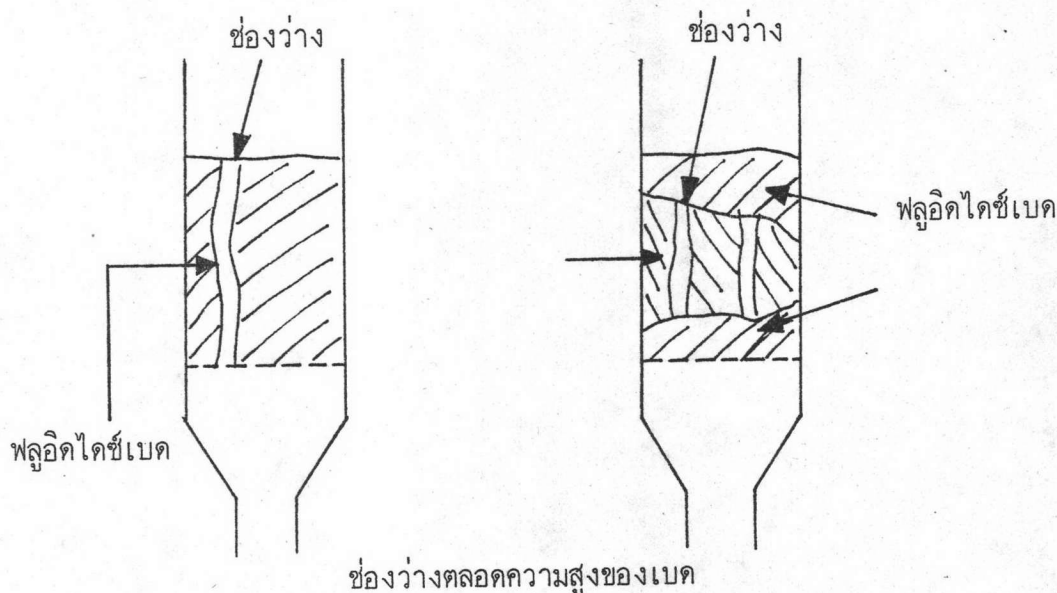
ตัวแปรที่สำคัญอีกตัวหนึ่งคือ ตัวกระจายของไหลและชั้นส่วนที่ทำให้ของไหลมีความเร็วสม่ำเสมอตลอดพื้นที่ภาคตัดขวางของหอทดลอง (homogeneity Section) ดังแสดงตัวอย่างหนึ่งในรูปที่ 2.3



รูป 2.3 แสดงตัวกระจายและชั้นส่วนที่ทำให้ของไหลมีความเร็วสม่ำเสมอ (สมศักดิ์ , 2528)

ในหอตทดลอง ได้ก็ตามการออกแบบตัวกระจายหรือชิ้นส่วนกระจายของไหล ไม่เหมาะสม กับเบตที่ใช้แล้ว โอกาสที่จะเกิดช่องหรือแนวช่องที่แคบของไหลเพียงอย่างเดียวไหลผ่าน (channeling) ที่เกิดเหตุการณ์เช่นนี้เพราะความเร็วที่ไหลสูงเบตมีส่วนหนึ่งเร็วกว่าส่วนอื่น ๆ บริเวณนั้นของของไหล จะทำให้เม็ดของแข็งกระจายหรือแยกตัวออกไปอยู่ด้านข้างเกิดเป็นช่องว่าง ตลอดทั้งความสูงของเบตหรือส่วนหนึ่งของเบต ปรากฏการณ์เช่นนี้มักเกิด ในก๊าซฟลูอิด ไตซ์เบต โดยเฉพาะเบตที่มีความเร็วของก๊าซสูงๆ ส่วนโอกาสที่จะเกิดกับฟลูอิด ไตซ์ชั้นของเหลวมีน้อยมาก เนื่องจากของเหลวมีแรงพุงมาก รูปที่ 2.4 แสดงให้เห็นการเกิดช่องว่างสองแบบที่พบเสมอๆ ในการทดลองเกี่ยวกับฟลูอิด ไตซ์เบต

ตัวแปรอื่นๆ ที่มีอิทธิพลต่อไฮโดรไดนามิคของเบตมี อาทิ ขนาดของเส้นผ่านศูนย์กลางของตัวกลางเม็ดของแข็ง ความถ่วงจำเพาะ ของไหลและเม็ดของแข็ง ความหนืด ความสูงของเบต และอื่นๆ เราจะได้กล่าวในรายละเอียดในหัวข้อต่อไป



รูปที่ 2.4 แสดงการเกิด Channeling (สมศักดิ์ , 2528)

2.3 การบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจนโดยกระบวนการผลิตไคซ์เบต

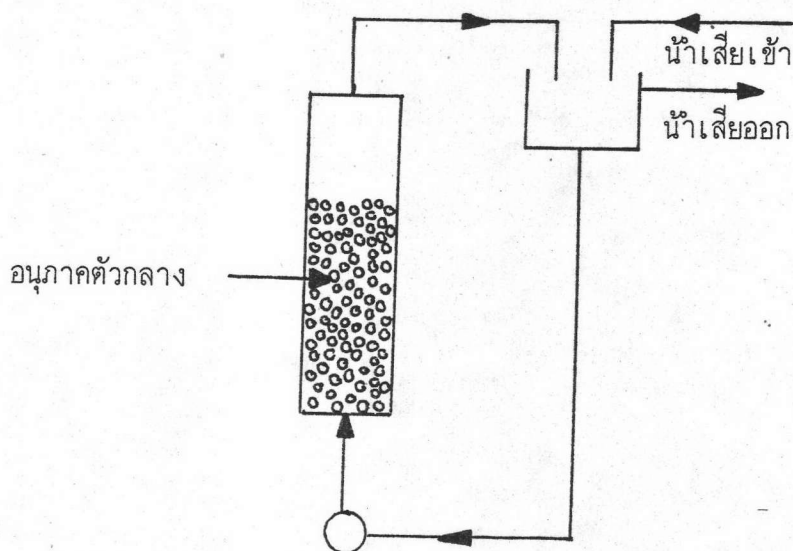
2.3.1 การพัฒนาของกระบวนการ

ลักษณะเบื้องต้นในการนำมวลจุลินทรีย์ที่เกาะยึดติดกับอนุภาคตัวกลาง ที่ใส่เข้าไปในระบบบำบัดน้ำเสีย เพื่อกำจัดมลสารอินทรีย์ในระยะเวลาหลายปีที่ผ่านมา ได้มีการศึกษาคิดค้น โดยการนำเอาจุลินทรีย์ในน้ำเสียมาสัมผัสกับวัสดุที่เป็นตัวกลางเฉื่อย คือต้องไม่ทำปฏิกิริยากับมลสารและจุลินทรีย์ในน้ำเสีย เพื่อให้จุลินทรีย์เหล่านั้นเกาะยึดติดอยู่ที่ผิวของตัวกลาง และทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ต่างๆ ที่ผ่านเข้ามาได้ วัสดุที่ใช้เป็นตัวกลางได้แก่ เม็ดพลาสติก แก้ว ทราย และหิน ซึ่งถ้าวัสดุเหล่านั้นมีพื้นที่ผิวต่อปริมาตรสูงก็จะทำให้จำนวนจุลินทรีย์ที่มาเกาะมีจำนวนมากด้วย ซึ่งในการคิดค้นกฏสำคัญหลักการที่สำคัญ คือ ต้องเป็นวัสดุที่ประหยัด สามารถลดขนาดของตัวปฏิกรณ์ลง ในขณะที่ความสามารถในการกำจัดอาจจะดีขึ้นหรือเท่าเดิม และน้ำที่ออกจากระบบสามารถนำกลับมาทำซ้ำใหม่เพื่อเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดสารต่างๆ ในช่วงหลายปีที่ผ่านมา ได้มีการพัฒนาระบบขึ้นมาใช้งานจริง คือ ระบบลานกรองจุลินทรีย์ และระบบจานหมุนชีวภาพ

ในปัจจุบันนี้ ได้มีการศึกษาวิจัยกระบวนการทางชีววิทยาของผลิตไคซ์เบตเพื่อการบำบัดน้ำเสีย ซึ่งจะมีลักษณะรูปแบบดังที่แสดงในรูปที่ 2.5 โดยจะอาศัยการไหลของน้ำแบบไหลขึ้นทำให้อนุภาคตัวกลางภายในถังปฏิกรณ์เกิดการลอยตัวและการกวาดที่สมบูรณ์ ทำให้เกิดการผสมกันระหว่างมวลจุลินทรีย์และสารอาหารในน้ำเสียได้อย่างรวดเร็วและดี ขณะที่เกิดผลิตไคซ์เบตเพียง 2 สถานะ (two-phase) คือน้ำกับอนุภาคตัวกลาง Richardson และ Zaki ได้กำหนดสมการความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วของน้ำ (V_L) กับความเร็วของอนุภาคตัวกลางภายในถังปฏิกรณ์ (V_t) ไว้ดังนี้คือ

$$\frac{V_L}{V_t} = \epsilon_L^n \quad \text{----- (27)}$$

โดยที่ ϵ_L = สัดส่วนของช่องว่างของอนุภาคตัวกลาง
 n = ค่าคงที่ ขึ้นอยู่กับ Reynolds number



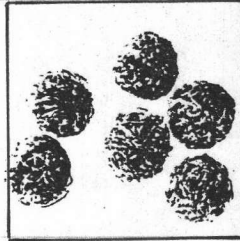
รูปที่ 2.5 แสดงลักษณะของ Completely-mixed biological fluidized bed (Atkinson, B., black, G.M. and Pinches, A., 1981)

ต่อมาได้มีการทำกระบวนการทางชีววิทยาของฟลูอิด ไบโอด ไบโอด แบบ 3 สถานะ (three-phase) ขึ้น โดยเพิ่มการเป่าอากาศเข้าไปด้วยเพราะว่าอากาศที่เข้าไปจะช่วยเพิ่มการฟุ้งกระจายของอนุภาคตัวกลางภายในถังปฏิกรณ์ ซึ่งจะช่วยลดความเร็วของของเหลว (น้ำ) ที่ทำให้เกิดฟลูอิดเซชัน เพราะเมื่อเป่าอากาศเข้าไปช่วยเพิ่มความเร็วของก๊าซที่เพิ่มขึ้นจะทำให้มีแรงลอยตัวของอากาศทำให้อนุภาคตัวกลางฟุ้งกระจายได้อีกเป็นผลให้ความเร็วของน้ำที่ต้องการทำให้เกิดฟลูอิด ไบโอด ชั่วขณะลดลงได้ (Lee, J.C. Buckley, P.S., 1980) และยังช่วยทำให้เพิ่มค่าออกซิเจนละลายน้ำ (DO) ในน้ำได้อีกด้วย แต่ว่าอากาศที่เป่าเข้าไปต้องจำกัดไว้เพียงค่าคงที่เหมาะสมเท่านั้น

2.3.2 ตัวกลางที่ใช้ในการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยา โดยกระบวนการฟลูอิด ไบโอด

ตัวกลางในกระบวนการฟลูอิด ไบโอดจะเป็นเสมือนที่ค้ำจุนให้จุลินทรีย์ได้ยึดเกาะและเจริญเติบโต วัสดุที่ใช้เป็นตัวกลางนั้นมีมากมาย เช่น ทราช, แอตติเวตเต็ด - คาร์บอน, แอนทราไซด์, เม็ดพลาสติก, เม็ดแก้ว และวัสดุสังเคราะห์อื่น ๆ ที่ได้ทำขึ้นมาเป็นพิเศษซึ่งมีคุณสมบัติความพรุนสูงมากมีระยะเปิดมากพอที่จะให้จุลินทรีย์ยึดเกาะได้ดีและน้ำหนักเบา ดังแสดงลักษณะรูปร่างในรูปที่ 2.6 แต่ที่ในปัจจุบันนิยมใช้กันมาก คือ ทราชและแอตติเวตเต็ด - คาร์บอน เท่านั้น โดยมากจะใช้ขนาด 0.2-3.0 มิลลิเมตร ซึ่งจะทำให้เกิดพื้นที่ผิวจำนวนมาก ดังที่ Jeris, J.S. และ Owens, R.W. (1977) ได้กล่าวถึงเกี่ยวกับพื้นที่ผิวของอนุภาค

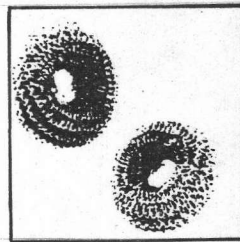
Choice of Support Particles

STAINLESS STEEL WIRE
SPHERES

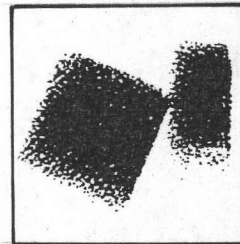
(a) 6 mm diameter particles



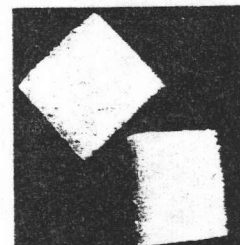
(b) x 7 magnification of (a)

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 25 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 6 mm particles

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

รูปที่ 2.6 แสดงลักษณะของ Biomass support particles
(Cooper, P.F., and Atkinson, B., 1981)

ตัวกลางต่อปริมาตรของถังปฏิกรณ์ โดยเปรียบเทียบกับกระบวนการทางชีววิทยาแบบยัดติดผิว ดังแสดงในตารางที่ 2.1

ตารางที่ 2.1 การเปรียบเทียบ Surface Area ของระบบต่างๆ

Treatment System	Surface Area per reactor volume (Sf/Cf)
Trickling filter	12 - 30
Rotating Biological Contactors	40 - 50
Fluidized Bed	800 - 1,200

อย่างไรก็ตามเมื่อนำวัสดุต่างๆ มาใช้จะต้องควบคุมมวลจุลินทรีย์ส่วนเกินไม่ให้เกิดการสะสมมากเกินไปในถังปฏิกรณ์ เพราะจะทำให้เกิดผลเสียหลายอย่างต่อระบบดังนั้นต้องพิจารณาวิธีควบคุมมวลจุลินทรีย์ส่วนเกินนี้ไว้ด้วย

คุณสมบัติของตัวกลางที่นำมาใช้ในกระบวนการผลิตได้ซ์เบด

1. ความหนาแน่นรวมของอนุภาค (Overall particle density, ρ_{pw}) สำหรับตัวกลางที่มีลักษณะเป็นอนุภาคทรงกลมไม่มีรูพรุน เช่น ทราย ที่มีมวลจุลินทรีย์ยึดเกาะอยู่จะให้ค่า ρ_{pw} ตามสมการคือ

$$\rho_{pw} = \rho_s + \frac{[(1 + L/r_s)^3 - 1] \rho_{bw}}{(1 - L/r_s)^3} \quad (28)$$

โดยที่ ρ_s = ความหนาแน่นของอนุภาคตัวกลาง
 ρ_{bw} = ความหนาแน่นของมวลจุลินทรีย์ (น้ำหนักเปียกต่อหน่วยปริมาตรของมวลจุลินทรีย์)
 r_p = รัศมีรวมของอนุภาคตัวกลางกับฟิล์มจุลินทรีย์
 r_s = รัศมีของอนุภาคตัวกลาง
 L = ชั้นความหนาของฟิล์มจุลินทรีย์, $r_p - r_s$

2. จำนวนมวลจุลินทรีย์ที่เกิดขึ้น (Particle biomass hold-up)
 จำนวนมวลจุลินทรีย์ที่เกิดขึ้นในถังปฏิกรณ์ควรอยู่ในช่วง 5 - 40 กรัม (น้ำหนักแห้ง) ต่อลิตร (ปริมาตรถังปฏิกรณ์) เมื่อใช้ขนาดของถังเป็นตัวคำนวณ (Jeris, J. S. และ Owens, R.W; Cooper, P.F. และ Wheeldon, D.H.V., 1980) ซึ่งมากกว่าระบบบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบอื่น ๆ มาก ดังแสดงการเปรียบเทียบตามตารางที่ 2.2

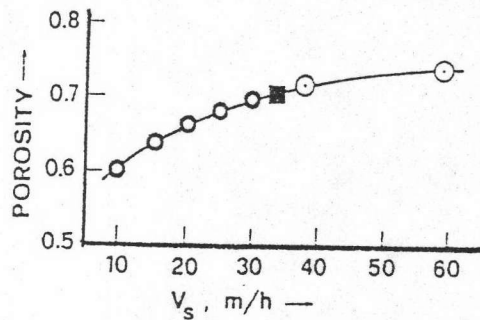
ตารางที่ 2.2 การเปรียบเทียบ MLVSS ของระบบต่าง ๆ

Treatment System	MLVSS in mg/l
Conventional activated sludge	3,000 - 5,000
Suspended growth nitrification	2,000 - 1,000
Suspended growth denitrification	1,500 - 2,500
Fluidized Bed	
BOD removal	15,000 - 20,000
Nitrification	8,000 - 12,000
Denitrification	30,000 - 40,000

3. ช่องว่างภายในเบด (Voidage)

เม็ดของแข็งที่บรรจุอยู่ในเบดไม่ว่าจะบรรจุอย่างเป็นระเบียบหรือแบบไม่เป็นระเบียบ (Random packing) ก็ตามย่อมเกิดช่องว่างระหว่างเม็ดของแข็งขึ้นเสมอ จะมีขนาดมากหรือน้อยขึ้นอยู่กับคุณลักษณะและขนาดของเม็ดของแข็งที่ใช้ เม็ดของแข็งที่ผิวราบเรียบก็ไม่ต้องจะเป็นปัญหามากนัก แต่ถ้าเป็นของแข็งที่มีรูพรุน (Pore) อยู่ภายในเม็ดด้วยแล้ว การหาปริมาณของช่องว่างที่แท้จริงย่อมกระทำได้ยากมาก เพราะขนาดของรูพรุนมีขนาดเล็กมาก วัดได้เป็นหน่วยของไมครอน (Micron) อย่างเช่นพวก ถ่านกัมมันต์ (Activated carbon) อะลูมินากัมมันต์ (Activated alumina) ดินกัมมันต์ (Activated Clay) หรือถ่านโคก (Coke) เป็นต้น เมื่อเปรียบเทียบช่องว่างที่เป็นรูพรุนกับช่องว่างระหว่างเม็ด (Voidage) แล้วอย่างแรกมีค่าน้อยกว่าอย่างหลังมากจนไม่สามารถเปรียบเทียบกันได้

การเพิ่มความเร็วไหลขึ้นจะมีผลทำให้ปริมาณของช่องว่างภายในเบตมีขนาดมากขึ้น
ดังจะเห็นตามรูปที่ 2.7

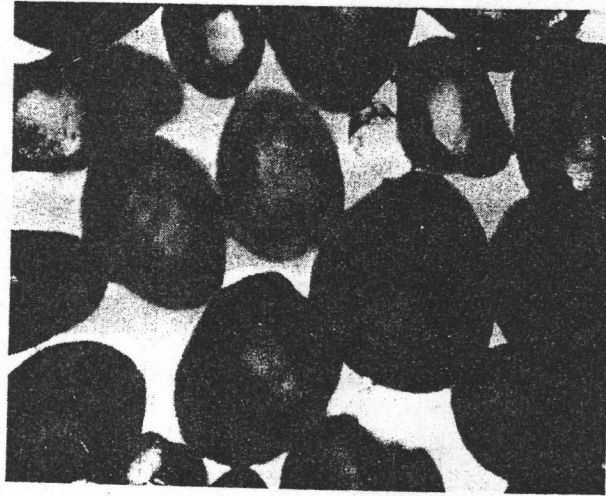


The dependence of fluidized bed porosity on upflow superficial velocity for both "young" and "mature" beds. Support: material = sand; mean size = 0.6 mm. Symbols: \bullet = calculated from [16]; \blacksquare , \circ = from [22] and [21], respectively.

รูปที่ 2.7 แสดงความสัมพันธ์ระหว่างช่องว่างภายในเบตกับความเร็วไหลขึ้น
(Traverso, P.G. และ Cecchi, F., 1989)

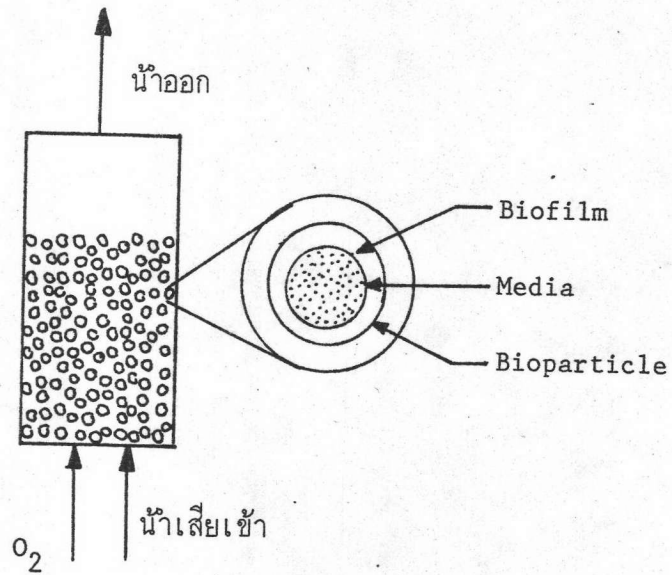
2.3.3 จุลินทรีย์ในการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน โดยกระบวนการ - ผลิตไดซ์เบต

จุลินทรีย์ที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการผลิตไดซ์เบตนี้ จะมีลักษณะเหมือนกับที่เกิดขึ้น
ในระบบตะกอนเร่งและระบบลานกรองจุลินทรีย์ เนื่องจากกระบวนการผลิตไดซ์เบตนี้เป็นการ
รวมข้อดีของทั้งสองระบบดังกล่าวเข้ามาเข้าไว้ด้วยกัน ในกระบวนการจุลินทรีย์ตัวหลักที่สำคัญ คือ
แบคทีเรีย โดยจะยึดเกาะอยู่บนพื้นผิวของอนุภาคตัวกลางดังแสดงในรูปที่ 2.8 และ 2.9



Typical microphotograph of bioparticles in fluidized-bed reactor (magnification 30 times).

รูปที่ 2.8 แสดงลักษณะของอนุภาคตัวกลางที่มีฟิล์มจุลินทรีย์เกาะยึดในถังปฏิกรณ์ฟลูอิด ไบ์เบด (Shielh,W.K., Sutton,P.M. and KOS,P., 1981)

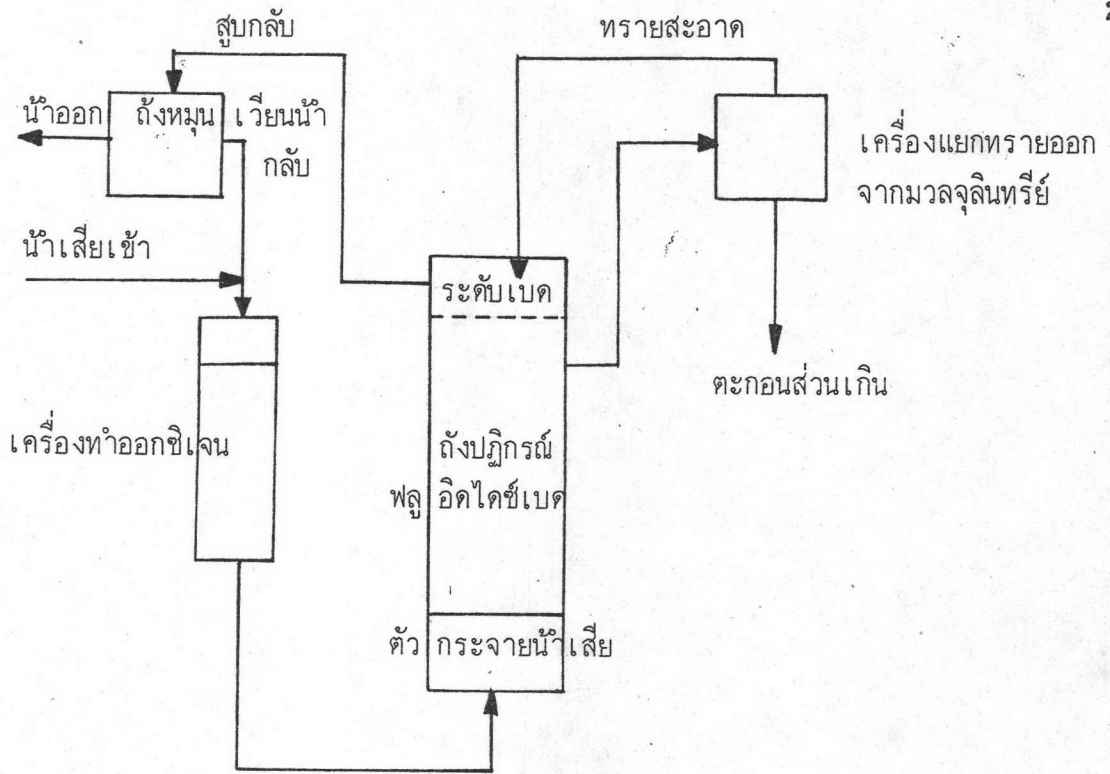


รูปที่ 2.9 แสดงลักษณะของชั้นเมวลจุลินทรีย์ (Shielh,W.K., 1980)

จุลินทรีย์ที่อยู่อาศัยบนพื้นผิวจะทำหน้าที่ช่วยย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำเสีย และเจริญเติบโตสร้างเซลล์ใหม่ขึ้นมา ทำให้ความหนาของกลุ่มมวลจุลินทรีย์เพิ่มขึ้นในขณะที่กระบวนการยังคงดำเนินต่อไป และจุลินทรีย์บางชนิดที่อยู่ในสภาวะที่มีออกซิเจน ก็อาจทำให้เกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชัน (Nitrification) ได้เช่นกัน การที่ว่าจะพบจุลินทรีย์ชนิดใดมากนั้นจะขึ้นอยู่กับมลสารในน้ำที่สามารถถูกย่อยสลายโดยจุลินทรีย์ และปัจจัยสภาวะแวดล้อมที่เอื้ออำนวยต่อการเจริญเติบโตของจุลินทรีย์ชนิดใด ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์จะเปลี่ยนแปลงตลอดความสูงของถังปฏิกรณ์ กล่าวคือจะมีความเข้มข้นมากที่สุดทางด้านล่างของถังปฏิกรณ์ซึ่งมีปริมาณของสารอาหารสูง การที่มีความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ที่สูงมาก จึงทำให้สามารถบำบัดน้ำเสียได้ในระยะเวลาที่สั้นมากและเป็น การลดขนาดของถังปฏิกรณ์ได้มากเช่นกัน Jeris และ Owens (1973) ; Tsezos และ Benedek (1977) และ Lee, D. (1979) ได้กล่าวถึงแบคทีเรียตัวหลักที่พบในระบบการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจนโดยกระบวนการฟลูอิดไดซ์เบด คือ *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Pseudomonas* และ *Alcaligenes* ส่วนพวก Nitrifying bacteria คือ *Nitrosomonas* และ *Nitrobacter*

2.3.4 หลักการทำงาน

การบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน โดยกระบวนการฟลูอิดไดซ์เบดประกอบด้วยถังปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบด (Fluidized bed reactor) เครื่องทำออกซิเจน (Oxygenator) ถังหมุนเวียนน้ำกลับ (Recycle tank) และเครื่องแยกทรายออกจากมวลจุลินทรีย์ (Sand Separator) แผนผังการทำงานของกระบวนการแสดงได้ในรูปที่ 2.10



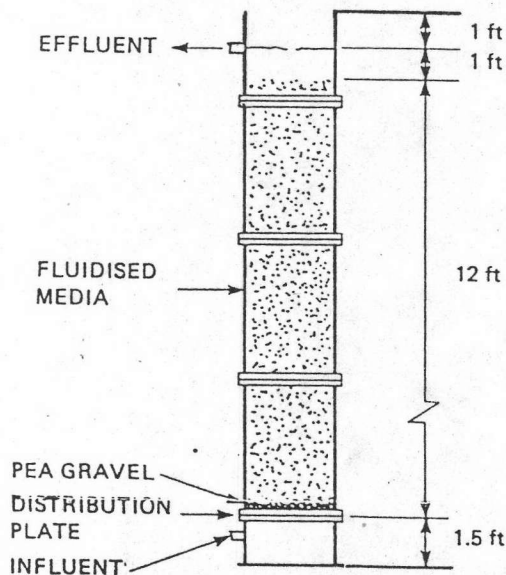
รูปที่ 2.10 แผนผังแสดงการทำงานของกระบวนการผลิตโดซ์เบต (Shielh,W.K., Sutton,P.M. and KOS,P., 1981)

หลักการเบื้องต้นของกระบวนการจะประกอบขึ้นด้วยการผ่านน้ำเสียแบบไหลชั้นเข้าไปในถังปฏิกรณ์ผลิตโดซ์เบตทางด้านล่างที่ภายในบรรจุด้วยอนุภาคตัวกลาง เช่น ทรายที่อยู่ในสภานิ่งหรือเบตนิ่ง ด้วยความเร็วที่พอเพียงที่สามารถทำให้อนุภาคตัวกลางเกิดผลิตโดซ์ชั้นพร้อม ๆ กับการให้ก๊าซออกซิเจนแก่กระบวนการ โดยการเป่าอากาศเข้าไปหรือนำน้ำเสียอัดเข้าไปในถังความดันที่มิกเซอร์หรือเครื่องทำออกซิเจนเพื่อผสมกันก่อน แล้วจึงผ่านน้ำที่ผสมกับออกซิเจนนี้เข้าไปในถังปฏิกรณ์ผลิตโดซ์เบต โดยในขั้นแรกใช้ความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดผลิตโดซ์เบต เพื่อให้เบตเริ่มการขยายตัวจนมีช่องว่างระหว่างอนุภาคตัวกลางเพิ่มขึ้น ลักษณะของเบตที่เกิดขึ้นจะมีความเป็นเนื้อเดียวกันและสม่ำเสมอตลอดทั้งเบต (Uniform and Homogeneous) ผิวหน้าของเบตราบเรียบ แล้วจึงเพิ่มความเร็วไหลชั้นของน้ำเสียให้สูงขึ้นจนกระทั่งเบตมีการขยายตัวอยู่ในระดับความสูงของเบตตามที่ต้องการแล้วจึงควบคุมความเร็วให้คงที่ตลอดสมัคคีต์ (2528) กล่าวไว้ในทางปฏิบัติผู้ทำการทดลองมักใช้ความเร็วของของไหลสูงกว่าความเร็วต่ำสุดที่ทำให้เกิดผลิตโดซ์เบตอย่างน้อย 1.5 เท่า ทำให้อนุภาคตัวกลางเหล่านั้นลอยเป็นชั้นอยู่ในถังปฏิกรณ์ เพื่อให้จุลินทรีย์ยึดเกาะและเจริญเติบโต

เมื่อน้ำไหลผ่านทางออกของถังปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบด จะไหลเข้าสู่ถังหมักเวียนน้ำกลับ เพื่อหมุนเวียนน้ำกลับมารับบำบัดซ้ำใหม่ทำให้เพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัดสารต่าง ๆ และมีน้ำบางส่วนไหลออกไปที่ทางออกของถังหมักเวียนน้ำกลับซึ่งก็ถือว่าเป็นน้ำผ่านการบำบัดแล้ว

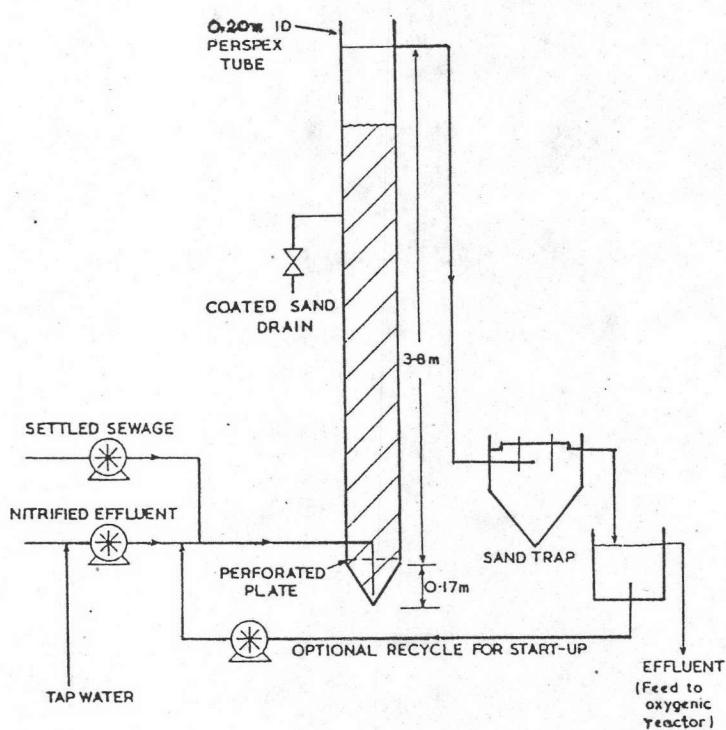
ภายในถังปฏิกรณ์ฟลูอิดไดซ์เบดจะมีการเจริญของจุลินทรีย์ ซึ่งเป็นผลทำให้ความสูงของชั้นทรายเพิ่มขึ้นขณะที่ทดลองต่อไปเรื่อย ๆ เมื่อความสูงของชั้นทรายสูงเกินระดับหนึ่งที่ตั้งไว้ จะมีการป้อนอากาศที่ถูกรบกวนด้วยมวลจุลินทรีย์ออกไปสู่เครื่องแยกทรายออกจากมวลจุลินทรีย์ เมื่อทรายถูกแยกจนได้เป็นทรายสะอาดแล้วก็จะถูกนำกลับเข้ามาเติมในถังปฏิกรณ์ใหม่ และจะมีตะกอนส่วนเกินเกิดขึ้นต้องทำการระบายออกไปกำจัดต่อไป

รูปแบบของระบบฟลูอิดไดซ์เบดที่อยู่ในสภาวะแบบใช้ออกซิเจนเท่าที่มีการศึกษาผ่านมามีลักษณะดังที่แสดงในรูปที่ 2.11 , 2.13 , และ 2.14 และที่อยู่ในสภาวะแบบ anoxic จะแสดงดังรูปที่ 2.12

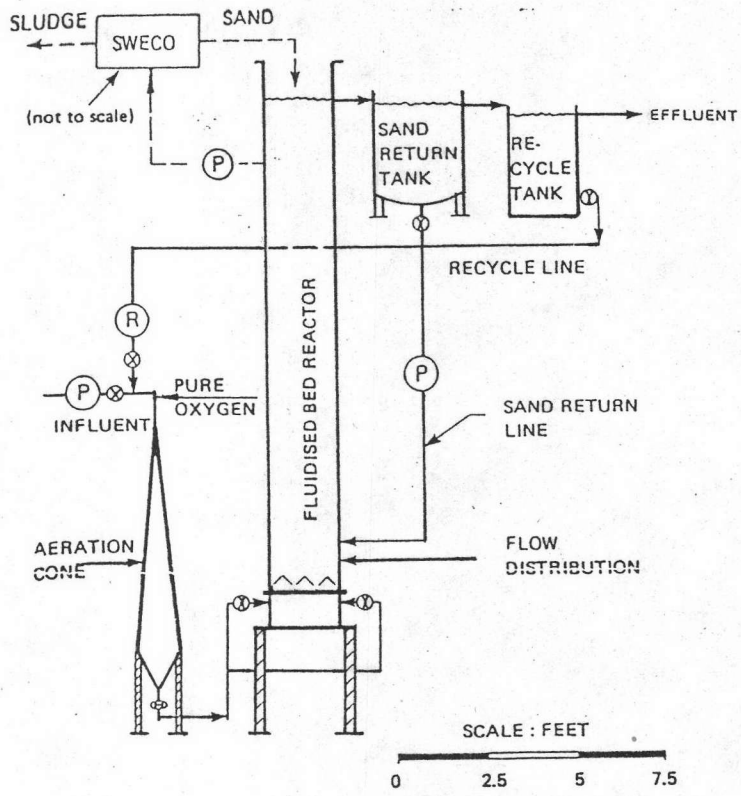


รูปที่ 2.11 แสดงลักษณะของ Pilot fluidized-reactor (not to scale)

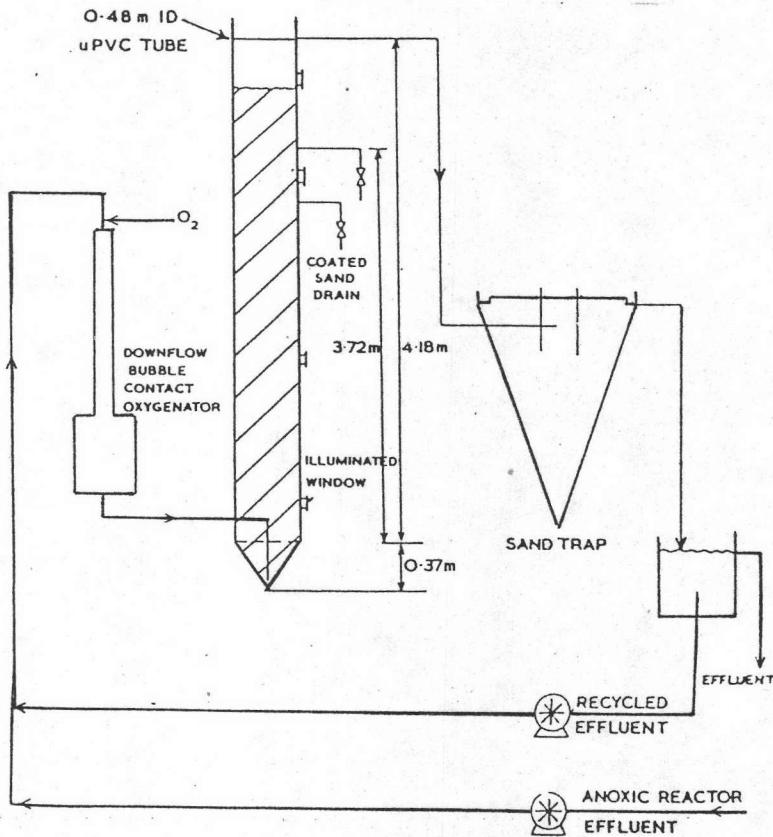
(Cooper, P.F., and Atkinson, B., 1981)



รูปที่ 2.12 แสดง Diagram of anoxic fluidized-bed arrangement
(Cooper, P.F., and Atkinson, B., 1981)



รูปที่ 2.13 แสดง Scale drawing of fluidized-bed aerobic system (Cooper, P.F., and Atkinson, B., 1981)



รูปที่ 2.14 แสดงลักษณะของ Oxygenic reactor arrangement (Cooper, P.F., and Atkinson, B., 1981)

2.4 ข้อดีและข้อเสียของการบำบัดน้ำเสียทางชีววิทยาแบบใช้ออกซิเจน โดยกระบวนการผลิตไคซ์เบต

2.4.1 ข้อดีของกระบวนการ

- 1) เป็นระบบที่ทนทานที่ผิวมากและพบความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ที่สูงมากในเบต ซึ่งมีผลให้ประสิทธิภาพในการบำบัดสูง และสามารถนำไปประยุกต์ใช้กับการบำบัดน้ำเสียที่มีความเข้มข้นของมลสารสูง
- 2) ปริมาตรของถังปฏิกรณ์ที่เล็กเนื่องจากใช้เวลากักเก็บ (detention time) ที่สั้นมาก และโครงสร้างมีลักษณะในแนวตั้งมาก ดังนั้นระบบจึงไม่มีความต้องการพื้นที่มาก
- 3) ค่าใช้จ่ายในการก่อสร้างของการติดตั้งระบบผลิตไคซ์เบตจะถูกกว่าการติดตั้งระบบแบบอื่น ๆ
- 4) มวลจุลินทรีย์ที่เกาะติดอยู่ที่อนุภาคตัวกลางจะมีอัตราการตกตะกอนสูง ดังนั้นจึงไม่ง่ายนักที่จะถูกทำให้หลุดออกไปโดยความเร็วที่สูงของน้ำเสีย
- 5) วิธีการนี้มีความสำเร็จที่สามารถนำไปประยุกต์ใช้ในสภาพของคุณภาพน้ำเสียที่มีการเปลี่ยนแปลงสูงได้
- 6) ถังปฏิกรณ์มีความง่ายในการควบคุมและสามารถทิ้งไว้ในเวลาที่ยาวนาน
- 7) เนื่องจากอนุภาคตัวกลางเคลื่อนที่ตลอดเวลา ทำให้เกิดการผสมกันระหว่างมวลจุลินทรีย์และสารอาหารได้อย่างรวดเร็วและดี
- 8) ความดันตกที่ผ่านเบตมีค่าต่ำ
- 9) ไม่มีความจำเป็นสำหรับถังตกตะกอนชั้นที่สอง หรืออาจจะมีในกรณีที่มีการแยกมวลจุลินทรีย์ออกจากอนุภาคตัวกลาง และมีการนำอนุภาคตัวกลางเพียงอย่างเดียวย้อนกลับสู่ถังปฏิกรณ์ผลิตไคซ์เบต
- 10) ไม่เกิดปัญหาการอุดตันระหว่างอนุภาคตัวกลางเนื่องจากมวลจุลินทรีย์

2.4.2 ข้อเสียของกระบวนการ

- 1) มีการขัดสีกันระหว่างอนุภาคตัวกลาง หรือระหว่างอนุภาคตัวกลางกับผนังของถังปฏิกรณ์ โดยจะเพิ่มมากขึ้นเมื่อมีการเป่าอากาศเข้าไปด้วย ซึ่งอาจจะทำให้มวลจุลินทรีย์หลุดได้

- 2) เวลาที่น้ำเสียไหลเข้าไปสัมผัสกับอนุภาคตัวกลางนั้นสั้นมาก ทำให้ประสิทธิภาพการกำจัดยังไม่ดี จึงจำเป็นต้องเวียนกลับน้ำมาเข้าระบบซ้ำอีก
- 3) การทำงานของระบบมีข้อจำกัดในเรื่องของความเร็วแบบไหลชั้นของน้ำเสีย ถ้าสูงเกินไปอนุภาคตัวกลางอาจจะหลุดออกไปจากถังปฏิกรณ์พร้อมกับน้ำออกได้ และถ้าต่ำเกินไปอนุภาคตัวกลางก็จะไม่เกิดการฟลูอิดไดเซชันภายในถังปฏิกรณ์
- 4) ต้องมีการเริ่มเดินระบบ (start up) ก่อนการกำจัดมลสารจากน้ำเสีย

2.5 การศึกษาที่เกี่ยวข้อง

Jeris, J.S. and Mueller, J.A. ปี ค.ศ. 1974 ทำการศึกษาเรื่อง High rate biological denitrification using a granular Fluidized-bed โดยแบบจำลองที่มีขนาดความสูง 3.65 เมตร และเส้นผ่าศูนย์กลาง 7.62 เซนติเมตร และใช้แอกติเวตเต็ด คาร์บอน และทรายเป็นตัวกลาง (Effective size 0.65 และ 0.85 มิลลิเมตร ตามลำดับ) ในน้ำเสียเข้าจะมีความเข้มข้นของไนเตรต-ไนโตรเจนประมาณ 35 มิลลิกรัมต่อลิตร ผลปรากฏว่าในระหว่าง 15 วันแรกค่าเฉลี่ยในการกำจัดไนเตรต-ไนโตรเจน สามารถทำได้มากกว่าร้อยละ 90 และหลังจาก 15 วัน ถึง 22 วัน ประสิทธิภาพการกำจัดลดลง คือ ค่าเฉลี่ยในการกำจัดไนเตรต-ไนโตรเจนจะมีค่ามากกว่าร้อยละ 80 เล็กน้อยเท่านั้น

Jeris, J.S. and Owens, R.W. ปี ค.ศ. 1977 ทำการศึกษาเรื่อง Biological Fluidized bed Treatment for BOD and Nitrogen Removal ในการบำบัดน้ำเสียจากชุมชนที่มีอัตราการไหลเท่ากับ 150-300 ลูกบาศก์เมตรต่อวัน โดยใช้ถังปฏิกรณ์เดี่ยวที่มีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.46 เมตร และความสูง 4.6 เมตร พบว่าระบบนี้มีประสิทธิภาพในการบำบัดมากกว่าร้อยละ 90 ในการกำจัด บีโอดี (BOD) และไนโตรเจนในระยะเวลาการกักเก็บที่สั้นมาก กล่าวคือ สามารถกำจัด บีโอดี ร้อยละ 93 ในเวลากักเก็บ 16 นาที กำจัดแอมโมเนีย-ไนโตรเจน ร้อยละ 99 ในเวลากักเก็บ 11 นาที และกำจัดไนเตรต-ไนโตรเจน ร้อยละ 99 ในเวลากักเก็บน้อยกว่า 6.5 นาที และยังพบว่าระบบนี้ MLVSS เกิดขึ้นอยู่ในช่วง 8,000 - 40,000 มิลลิกรัมต่อลิตร และการทำงานของระบบไม่มีความจำเป็นที่ต้องใช้ถังตกตะกอนระหว่างกลางของกระบวนการก่อนระบบฟลูอิดไดเซชัน นอกจากนี้ ยังกล่าวถึงอนุภาคตัวกลางที่ดีควรจะมีขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางระหว่าง 0.2 - 1.0 มิลลิเมตร

Holladay, D.W. ; Hancher, C.W. and Scott, C.D. ปี ค.ศ. 1978 ทำการศึกษาเรื่อง The biodegradation of Phenolic waste Liquors in Stirred-tank, Packed-bed , and Fluidized-bed Bioreactors, พบว่าอัตราการย่อยสลายมีความแตกต่างกันในแต่ละถังปฏิกรณ์ โดยมีสารละลาย Phenol เข้มข้นเข้าเท่ากับ 500 มิลลิกรัมต่อลิตร และให้ผลสูงสุดในระบบ Fluidized-bed (7.50 กรัม phenol ต่อลิตร.วัน) รองลงมาเป็นระบบ Packed-bed (4.60 กรัม phenol ต่อลิตร.วัน) และต่ำที่สุดในระบบ Stirred-tank (1.02 กรัม phenol ต่อ.วัน) และยังกล่าวถึงระบบ Fluidized bed ที่สามารถทำให้ได้ความเข้มข้นของ phenol ต่ำที่สุดในน้ำออก คือประมาณ 0.01 - 0.50 มิลลิกรัมต่อลิตร

Lee, D.D ; Scott, C.D. and Hancher, C.W. ปี ค.ศ. 1979 ทำการศึกษาเรื่อง Fluidized bed bioreactor for coal - Conversion Effluent พบว่าระบบนี้มีประสิทธิภาพสูงมากในการกำจัดสารประกอบ phenol ซึ่งจะให้ค่าสูงประมาณ 20 - 50 เท่าของระบบทางชีววิทยาแบบการกวนต่อเนื่อง โดยจะมีระดับความเข้มข้นของ phenol ในน้ำออกน้อยกว่า 1 ไมโครกรัมต่อลูกบาศก์เซนติเมตร รวมทั้งเป็นระบบที่ง่ายในการดำเนินงาน และใช้เวลาที่สั้น ชนิดของจุลินทรีย์ที่เกิดขึ้นมีมากมายตัวหลักที่พบคือ แบคทีเรียชนิด Pseudomonas และชนิดอื่น ๆ เหมือนที่เกิดขึ้นในระบบตะกอนเร่ง

Eggers, E. and Terlow, T. ปี ค.ศ. 1979 ทำการศึกษาเรื่อง Biological Denitrification in Fluidized bed with sand as carrier material กล่าวถึงแบบจำลองทางคณิตศาสตร์สำหรับการเกิดดีไนตริฟิเคชันในระบบ biological fluidized bed ที่มีการขยายตัวของเบตด้วยการใช้อัตราการไหล 400 ลิตรต่อชั่วโมง และทำการทดลองเพื่อทดสอบแบบจำลอง ซึ่งจะพบว่าระบบ Fluidized - bed สำหรับเป้าหมายในการเกิดดีไนตริฟิเคชันมีประสิทธิภาพที่สูงกว่าระบบตะกอนลอยแขวนแบบต่อเนื่องมาก นอกจากนี้ทั้งทฤษฎีและการทดลองยังแสดงถึงการสะสมสารของผลผลิตระหว่างกลางคือ ไนไตรท์ซึ่งมีผลอันตรายต่อสุขภาพอนามัยของสิ่งมีชีวิตในสภาพแวดล้อม จำนวนสูงสุดของไนไตรท์-ไนโตรเจนในถังปฏิกรณ์หาได้จากการวิเคราะห์และสามารถมีค่าสูงประมาณร้อยละ 20 ของความเข้มข้นของไนเตรต - ไนโตรเจนในน้ำเสียเข้า

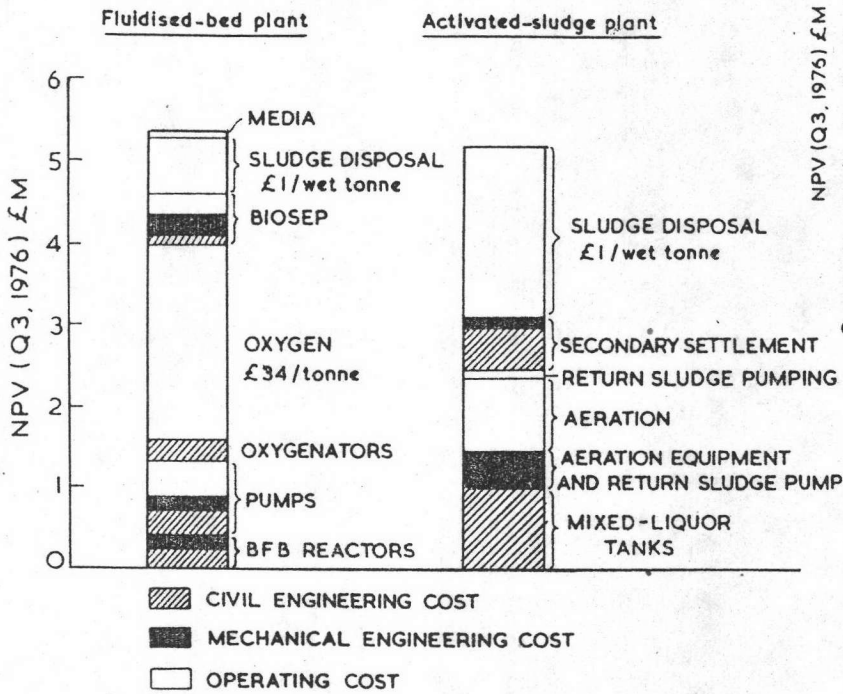
Shielh, W.K. ปี ค.ศ. 1980 ทำการศึกษาเรื่อง Suggested kinetic model for the Fluidized-bed Biofilm Reactor พบว่าความหนาของชั้นเมวลชีว (Biomass) และขนาดของตัวกลางเป็น 2 ตัวแปรที่สำคัญที่มีผลต่อการทำงานของระบบ Fluidized - bed

Biofilm Reactor (FBBR) เช่น ความสูงของเบด ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ และการวิเคราะห์หาปริมาณของมวลชีวะในระบบ และยังพบว่าความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์จะมีค่าสูงสุดด้วยการใช้อุณหภูมิขนาดเส้นผ่าศูนย์กลางระหว่าง 0.40-0.60 มิลลิเมตร และค่าความหนาของชั้นมวลชีวะที่เหมาะสม

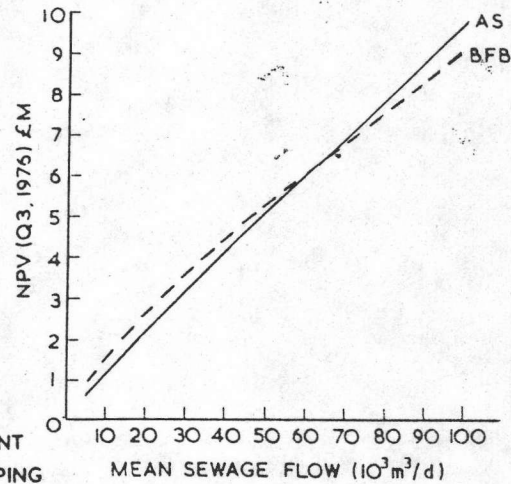
Ngiam, K.F. and Martin, W.R.B. ปี ค.ศ. 1980 ทำการศึกษาเรื่อง Biologically Active Fluidized beds Mechanitic Consideration และ Bed Expansion Characteristic of liquid Fluidized Particles with Attached Microbial growth กล่าวถึงการพัฒนาแบบจำลองสำหรับระบบฟลูอิดไดซ์เบด การพิจารณาการเคลื่อนที่ของอนุภาคในเบด และการเปลี่ยนแปลงความเข้มข้นของสารอาหารในส่วนที่ถึงปฏิกรณ์ รวมทั้งระดับของตัวรับอ็อกซิเจนที่ควรพิจารณา เพราะอาจจะมีผลต่อการจำกัดอัตราการเกิดปฏิกิริยาในระบบ และศึกษาพฤติกรรมของการขยายตัวของเบด โดยความเร็วการไหลของช่องไหลผ่านเบดและอนุภาคตัวกลางที่ให้แก่เบดที่เรีย denitrifying ยึดเกาะและเจริญเติบโต คืออนุภาคถ่าน แล้วได้ความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วของช่องไหล (V_z) และความเร็วของอนุภาคตัวกลาง (V_1) ดังนี้ คือ $V_z/V_1 = \epsilon^n$ โดยที่ ϵ คือสัดส่วนของช่องว่าง และ n เป็นค่าคงที่

Wheeldon, D.H.V. and Bayley, R.W. ปี ค.ศ. 1980 ทำการศึกษาเรื่อง Economic studies of biological Fluidized beds for wastewater treatment โดยการเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายของระบบ biological Fluidized bed และระบบตะกอนเร่ง ดังแสดงในรูปที่ 2.15 ซึ่งจะแสดงเฉพาะการเปรียบเทียบค่าใช้จ่ายสำหรับระบบที่ออกแบบเพื่อกำจัดสารอินทรีย์เท่านั้น

a) Plants treating a mean flow of 50000 m³/d



b) The effect of scale



EFFLUENT CHARACTERISTICS	
BOD	= 20 mg/l
KjN	= 40 mg/l
NO ₃ -N	= 0 mg/l

รูปที่ 2.15 แสดง Cost Comparison of plants for complete carbonaceous oxidation

- ปรากฏผลว่า
- 1) กระบวนการฟลูอิด ไดซ์เบดสำหรับการย่อยสลายสารอินทรีย์จะเสียค่าใช้จ่ายต่ำกว่ากระบวนการตะกอนเร่งประมาณร้อยละ 25 (เทียบจาก Capital Cost)
 - 2) ความสามารถของการผลิตตะกอนเลนเพิ่มขึ้นในกระบวนการฟลูอิด ไดซ์เบด ทำให้เพิ่มความสามารถในการประหยัดค่าใช้จ่ายในการกำจัดต่อไป

Tsezos, M. and Benedek, A. ปี ค.ศ. 1980 ทำการศึกษาเรื่อง Removal of Organic Substances by biologically Activated Carbon in a Fluidized-bed reactor สารอินทรีย์ที่ใช้ คือ สารละลาย phenol แอมโมเนียคลอไรด์ (NH₄ Cl) และเกลือโพรตัสเซียมฟอสเฟต (K₃ PO₄) พบว่าแอดติเวตเต็ด คาร์บอนมีความสามารถที่จะแสดงค่าความจุในการดูดซับได้สูงสุดประมาณ 3 มิลลิกรัม TOC ต่อกรัมของแอดติเวตเต็ด คาร์บอนและให้ค่าเฉลี่ยของอัตราในการกำจัดในสภาวะที่เป็น aerobic เท่ากับ 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. ปี ค.ศ. 1981 ทำการศึกษา เรื่อง Predicting reactor biomass concentration in a Fluidized bed - system โดยเปรียบเทียบลักษณะแบบจำลองทางทฤษฎีที่มีเป้าหมายเพื่อคาดการณ์ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์และผลที่ได้จากการทดลองในระบบ Oxitron Fluidized bed reactor ในการบำบัดน้ำเสีย พบว่าค่าความคาดเคลื่อนสัมพัทธ์มีค่าน้อยกว่าร้อยละ 10 ซึ่งถือว่าเทคนิคที่ใช้ในการวิเคราะห์นั้นสามารถสนับสนุนข้อพิสูจน์ของเป้าหมายแบบจำลองได้อย่างเพียงพอ และยังคงกล่าวถึงค่าตัวแปรที่สำคัญ 2 ตัวที่มีผลต่อความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์คือขนาดของตัวกลาง และความหนาของชั้นมวลชีวะ และในการทดลองที่ระดับของภาระบรรทุก BOD ที่สูงจะพบว่าน้ำออกมีค่า BOD และเอสเอส (SS) น้อยกว่า 20 และ 30 มิลลิกรัมต่อลิตร ตามลำดับ นอกจากนี้ยังแสดงให้เห็นว่าการรวมการกำจัด BOD กับปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันสามารถให้ผลสำเร็จเป็นอย่างดีในระบบนี้

Remacle, J. and Houba, C. ปี ค.ศ. 1983 ทำการศึกษาเรื่อง The removal of Heavy metals from industrial Effluent in a Biological Fluidized Bed พบว่ามากกว่าร้อยละ 90 ของโลหะหนักต่าง ๆ เช่น แคดเมียม (Cd) ทองแดง (Cu) สังกะสี (Zn) และตะกั่ว (Pb) ถูกกำจัดออกไป และปริมาณของโลหะหนักเข้มข้นที่เกาะคลุมอยู่บนอนุภาคของทรายสามารถถูกควบคุมได้ง่าย

Green, M.K. and Hardy, P.J. ปี ค.ศ. 1985 ทำการศึกษาเรื่อง The development of a High-rate nitrification Fluidized-bed Process โดยเริ่มตั้งระบบฟลูอิด ไดซ์เบดแบบที่มีการให้ออกซิเจนแก่ น้ำเสียด้วยการใช้ diffuser เป่าอากาศลงไป ในถังพักน้ำเสียก่อน เข้าถึงปฏิกรณ์ไปจนถึงแบบที่มีการให้ออกซิเจนละลายน้ำด้วยระบบเครื่องทำออกซิเจนเป็นตัวควบคุมทำให้เกิดเป็นสภาวะแบบ aerobic ตัวกลางที่ใช้ คือ ทรายขนาดประมาณ 350 - 600 ไมโครเมตร และความเร็วแบบไหลขึ้นที่ต้องการในการเกิดฟลูอิด ไดซ์เบดที่ต่ำกว่า 25 เมตรต่อชั่วโมง แล้วพบว่าในระบบจะมีมวลจุลินทรีย์ขึ้นคลุมอยู่ประมาณ 15-20 กรัมต่อลิตร ซึ่งส่งผลให้เกิดปฏิกิริยาไนตริฟิเคชันได้อย่างสมบูรณ์โดยสามารถกำจัดแอมโมเนีย - ไนโตรเจนได้ถึงประมาณร้อยละ 90 และยังให้ประสิทธิภาพในการกำจัด BOD ได้ประมาณร้อยละ 70 - 94 ด้วย

Traverso, P.G. and Cecchi, F. ปี ค.ศ. 1989 ทำการศึกษาเรื่อง Biological Denitrification by Fluidized Bed Reactors ซึ่งได้รวบรวมลักษณะทางด้านต่าง ๆ ของการเกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชันในระบบฟลูอิด ไดซ์เบด เช่น คุณสมบัติทางด้านชีวเคมี อัตราการเกิดปฏิกิริยา และปัจจัยที่มีผลต่อการเกิดปฏิกิริยาดีไนตริฟิเคชัน ความรู้พื้นฐาน

ของระบบฟลูอิด ไตซ์เบดที่สามารถนำมาใช้ในการกำจัดไนเตรตออกจากน้ำเสีย เช่น การเลือกอนุภาคตัวกลาง การเพาะเลี้ยงเชื้อในช่วงเริ่มต้น การคาดการณ์ความเข้มข้นของมวลจุลินทรีย์ในถังปฏิกรณ์ และอื่น ๆ

Umita, T. ; Nenoy, V. ; Omura, T. ; Aizawa, T. and Onuma, M. ทำการศึกษาเรื่อง Biological Ferrous-Iron Oxidation with Fluidized-bed Reactor พบว่าวัสดุตัวกลางที่ทำให้ iron oxidizing bacteria ยึดเกาะได้ดีที่สุด คือ Ion Exchange resin Amberlite IRA-938 และให้ผลว่าปฏิกิริยาออกซิเดชันทางชีววิทยาของ Ferrous iron (Fe^{++}) มีประสิทธิภาพในการกำจัดมากกว่าร้อยละ 90 ที่ความเข้มข้น Ferrous iron เข้าเท่ากับ 0.5 และ 1.0 กรัมต่อลิตร ภายใต้อายุการกักเก็บนาน 0.4 - 2.5 ชั่วโมง

Sampathawaduge Wimai Hemraj Sethsiri Fernando ปี ค.ศ. 1985 ทำการศึกษาเรื่อง Aerobic Biological Wastewater treatment by Fluidized - bed (Theoretical Approach) เป็นการศึกษาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ที่ถกกันพัฒนาขึ้นมาเพื่อการบรรยายกลไกของระบบ tapered Fluidized bed โดยแบบจำลองนี้จะพิจารณาการกระทำของทั้งจุลินทรีย์แขวนลอยและจุลินทรีย์แบบยึดเกาะสำหรับการกำจัดสารอินทรีย์

Patihamuthu lilangovan ปี ค.ศ. 1985 ทำการศึกษาเรื่อง Aerobic Biological Treatment By Fluidized Bed - an Experimental Approach โดยใช้ระบบ tapered Fluidized bed พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดอินทรีย์สารคาร์บอน เท่ากับร้อยละ 45-50 ที่ความเข้มข้นของออกซิเจนละลายน้ำ 9.5-10.2 มิลลิกรัมต่อลิตร และเวลา กักเก็บน้ำเท่ากับ 1.8 - 2.3 นาที และสามารถลงความเห็นจากการศึกษาได้ว่าประสิทธิภาพในการกำจัดอินทรีย์สารคาร์บอนขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของออกซิเจนละลายน้ำในน้ำเสียเข้า

Nguyen Trong Quang ปี ค.ศ. 1986 ทำการศึกษาเรื่อง Tapioca Starch Wastewater Treatment by Aerobic Fluidized bed process พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัดอินทรีย์สารคาร์บอนเท่ากับ ร้อยละ 55 - 65 ที่ความเข้มข้นของออกซิเจนละลายน้ำ เท่ากับ 16.9 - 18.6 มิลลิกรัมต่อลิตร สำหรับอัตราการไหลที่แตกต่างกัน คือ 1.4 และ 1.1 ลิตรต่อวินาที ตามลำดับ และเวลาการกักเก็บรวม 6 ชั่วโมง และจากการศึกษานี้ได้ลงความเห็นว่าเป็นว่าประสิทธิภาพในการกำจัดอินทรีย์สารคาร์บอนขึ้นอยู่กับความเข้มข้นของน้ำเสียเข้า ปริมาณออกซิเจนละลายน้ำในน้ำเสียเข้า และขนาดของถังปฏิกรณ์ฟลูอิด ไตซ์เบด