



## การกำจัดน้ำทิ้ง แบบ Rotating Biological Contactor

### 2.1 วิวัฒนาการของ Rotating Biological Contactor

ระบบการกำจัดน้ำทิ้งขั้นที่สอง (secondary treatment) ซึ่งอาศัยแบคทีเรียชนิดใช้ออกซิเจนในการย่อยสลายสารอินทรีย์ชนิดที่เรียกว่า rotating biological contactor (RBC) นั้น บางแห่งก็เรียกเป็น rotating disc treatment, rotating biological surface, rotary biological filter, biological disc filtration หรือ rotating biological disc filter (VITTOOMPANYAKIJ, 1976) หรือ biological fixed film rotating disc หรือ อาจเรียกตามประเภทของวัสดุยึดเกาะเป็น bio-disc หรือ submerged drum (Bio-Drum)

หลักการทํางานของ RBC (WPCF, MOP/11, 1976) คล้ายคลึงกับระบบ trickling filter จุลินทรีย์ที่เกิดขึ้นส่วนใหญ่จะเกาะยึดเป็นเมือก (slime) รอบวัสดุยึดเกาะ (contacting media) ซึ่งถูกยึดรวมกันโดยเพลากลางซึ่งวางในแนวราบผ่านจุดศูนย์กลางของแต่ละแผ่น วัสดุยึดเกาะถูกทำให้จมในน้ำทิ้งส่วนหนึ่ง อีกส่วนหนึ่งสัมผัสอากาศ เพลาจะถูกขับเคลื่อนด้วยมอเตอร์ให้หมุนช้าๆ ทำให้ส่วนหนึ่งของวัสดุยึดเกาะสัมผัสอากาศในขณะที่อีกส่วนหนึ่งจมอยู่ในน้ำทิ้งสลับกันไป จุลินทรีย์จะทำการย่อยสลายสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งโดยอาศัยออกซิเจนในอากาศช่วยในการทำลายสารอินทรีย์ เมื่อกจุลินทรีย์ที่ตายจะหลุดร่วง ไปปนกับน้ำทิ้งที่ไหลออกจากถังผ่านเข้าถังตกตะกอน เพื่อแยกตะกอนออกไปกำจัด เช่นเดียวกับ trickling filter

ENAYATULLAH (1975) ได้รายงานเกี่ยวกับความเป็นมาของ rotating biological contactor (RBC) ว่าได้ความคิดจากการ

สังเกตของ Travis ในปี 1901 จากการหลอกร้อนของเมือกบนแผ่นไม้ในถัง  
ไฮดรอลิก ต่อมา Doman (1925) ได้สร้างเครื่องมือเพื่อการทดลองเป็น  
ครั้งแรกเรียกว่า "Contact Filter with Partially Submerged  
Rotating Plates" และได้เสนอการใช้ Imhoff tank สำหรับกำจัดตะกอน  
ที่หลุดจากวัชพืชเกาะซึ่งต่อมา Buswell (1929) ได้สร้างเครื่องมือเพื่อการ  
ทดลองเรียก "Biological Wheel"

ตั้งแต่ ค.ศ. 1960 RBC เริ่มถูกสร้างในยุโรป อีก 2-3 ปี ต่อมาก็ถูก  
นำไปใช้ในสหรัฐอเมริกา ส่วนประเทศเยอรมันเริ่มทดลองใช้แผ่น disc ที่ทำด้วย  
asbestos cement และ expanded polystyrene ในการกำจัดน้ำทิ้งใน  
ค.ศ. 1965 PESCOD and NAIR (1972) ได้รายงาน ว่า Aluko ได้ทดลองใช้  
bio disc ที่มี anaerobic digestion ต่อมาในถึงเดียวกัน เมื่อ ค.ศ. 1970  
เพื่อกำจัดน้ำทิ้งจากโรงนม (milk) ในประเทศอังกฤษ ต่อมา NAIR (1971)  
ทดลองกำจัดน้ำทิ้งจากโรงงานอัดนม (Pepsi Cola) และน้ำทิ้งจากชุมชน  
(domestic) โดยใช้ bio disc ที่มี anaerobic digestion ต่อมาใน  
ถึงเดียวกัน (Imhoff tank) ในประเทศไทย

TORPEY, et. al. (1972) ทดลองกำจัดน้ำทิ้งด้วย bio disc ใน  
บรรยากาศที่มีออกซิเจนสูง พบว่าใช้ระยะเวลาในการกำจัดน้อยกว่าในบรรยากาศ  
ปกติ

พวก plastic media ซึ่งใช้ใน trickling filter เนื่อง  
จากมีพื้นที่ผิวต่อปริมาตรมากกว่าก้อนหิน เริ่มนำมาใช้ใน RBC เช่น rotating  
tubes, expanded wire screen, plastic media และ random plastic  
packing media โดยทำเป็น semi-submerged rotating cylindrical  
drum ซึ่งทดลองครั้งแรกในชื่อการค้าว่า Bio-Drum ในเดนมาร์ก  
(SORENSEN, 1974)

ขณะที่ RBC ถูกคิดค้นในยุโรป และสหรัฐอเมริกา ภายใต้ลิขสิทธิ์ของ WELCH (1970), STENGELIN(1970), TORPEY (1970) และEURO-MATIC (1974) สำหรับ Euromatic Bio-Drum ประกอบด้วยตาข่ายโลหะ ทำเป็นรูป drum ภายในบรรจุด้วยลูกบอลพลาสติก และมี water lifts หรือ air entraining buckets ยึดติดอยู่บริเวณผิวด้านข้าง ข้างในวางตะกอนความยาวของ drum ประมาณ 6 นิ้ว เมื่อ drum หมุนให้ air entraining buckets ขยับข้างบน buckets ก็จะปล่อยน้ำทิ้งซึ่งอยู่ข้างใน ไหลลงมารวมกับลูกบอลใน drum จึงทำหน้าที่คล้าย trickling filter เมื่อ drum หมุนให้ buckets จมใต้น้ำทิ้ง ก็จะปล่อยอากาศที่ซึ่งอยู่ข้างในให้ลูกบอลที่จมน้ำ จึงเป็นการเติมอากาศใต้น้ำทิ้ง ทำหน้าที่คล้าย activated sludge พลังงานที่ใช้ในการขับเคลื่อนน้อยกว่า bio disc และ activated sludge ประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำทิ้งก็ดีกว่า ปัจจุบันมีการนำ Euromatic Bio-Drum มาใช้เป็น surface aerator ด้วยโดยทำการเติมอากาศ (aeration) และ กำจัดน้ำทิ้งในบ่อ (lagoon) ซึ่งก็ได้ผลดี (ENAYATULLAH, 1975)

## 2.2 การเติมอากาศ และการถ่ายเทมวล (aeration and mass transfer)

การเติมอากาศ (aeration) เป็นขบวนการถ่ายเทมวลระหว่าง ก๊าซและของเหลว (gas-liquid mass-transfer process) ซึ่งการแพร่กระจายระหว่างผิวเกิดขึ้นเมื่อมีแรงขับ เนื่องจากการไม่มีสมดุล (unequilibrium) ในผิวของก๊าซ (gas phase) แรงขับก็ถือความแตกต่างของความดันของก๊าซแต่ละชนิด (partial pressure gradient) ส่วนในผิวของของเหลว (liquid phase) ก็ถือ ความแตกต่างของความเข้มข้น (concentration gradient)

อัตราการแพร่ของโมเลกุลของก๊าซที่ละลายในของเหลวชั้นต่อคุณสมบัติของแก๊ส และของเหลว อุณหภูมิ ความแตกต่างของความเข้มข้น พื้นที่หน้าตัดที่เกิดการแพร่ ขบวนการแพร่ได้นิยามโดยกฎของ Fick ดังนี้

$$N = -D_L A_d \frac{dc}{dy} \quad (2-1)$$

ในเมื่อ  $N =$  การถ่ายเทมวลต่อเวลา , มก./วินาที  
 $D_L =$  สัมประสิทธิ์การแพร่ , ตร.ซม./วินาที  
 $A_d =$  พื้นที่หน้าตัดที่เกิดการแพร่ , ตร.ซม.  
 $\frac{dc}{dy} =$  ความแตกต่างของความเข้มข้นในแนวตั้งฉากกับพื้นที่หน้าตัด, มก./ลบ.ซม.-ซม.

LEWIS and WHITMAN (1924) ได้พูดถึงทฤษฎีการถ่ายเทออกซิเจน (oxygen mass transfer) โดยได้ตั้งสมมติฐานการถ่ายเทระหว่างผิว 2 ผิว (phase) ซึ่งเกิดระหว่างชั้นบางๆ 2 ชั้นบนทั้ง 2 ด้านของบริเวณผิวหน้า (interfacial zone) ชั้นบางๆ เหล่านี้อยู่ในสภาพราบเรียบ (laminar) และควบคุมการถ่ายเทมวลจากผิวหนึ่งไปยังอีกผิวหนึ่ง การเริ่มความปั่นป่วน (turbulence) ในผิวทั้งก่อน (phase bulk) จะลดความหนาของแผ่นฟิล์ม จึงเป็นการเพิ่มการถ่ายเททั้งหมดระหว่างผิวเหล่านั้น ซึ่งด้านนอกของแผ่นฟิล์ม (film) จะมีค่าอิมิตีแอสอด สมการของ Lewis-Whitman คือ

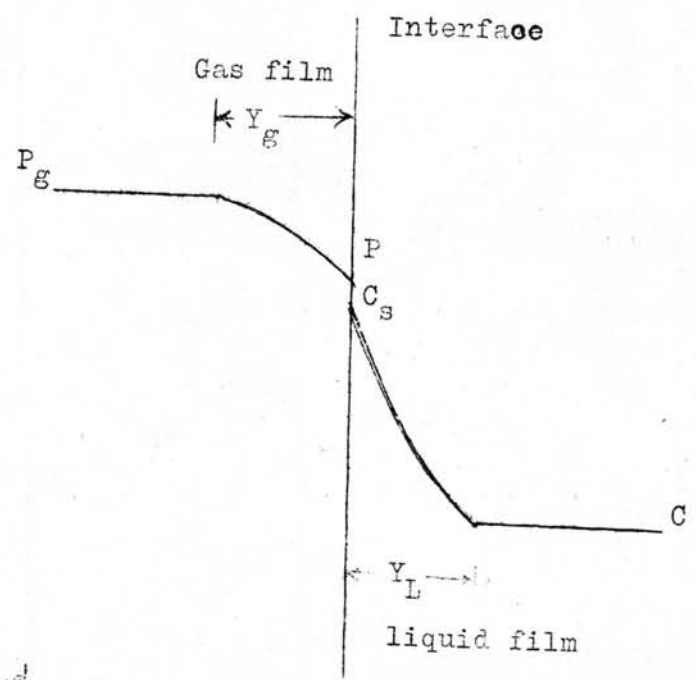
$$\frac{dc}{dt} = \frac{N}{V} = K_L \frac{A_d}{V} (C_s - C) = K_g \frac{A_d}{V} (P_g - P) \quad (2-2)$$

ในเมื่อ  $C =$  ความเข้มข้นของก๊าซในของเหลว (liquid bulk) , มก./ลิตร

$t =$  เวลา, วินาที

$V =$  ปริมาตรของของเหลว , ลิตร

- $K_L$  = สัมประสิทธิ์ (ของการแพร่) ของฟิล์มของเหลว  
 $D_L/Y_L$  , ซม./วินาที
- $D_L$  = สัมประสิทธิ์การแพร่กระจายผ่านฟิล์มของเหลว, ตร.ซม./วินาที
- $Y_L$  = ความหนาของฟิล์มของเหลว , ซม.
- $C_s$  = ความเข้มข้นอิ่มตัวของก๊าซในของเหลว , มก./ลิตร
- $C$  = ความเข้มข้นของก๊าซในของเหลว , มก./ลิตร
- $K_g$  = สัมประสิทธิ์ (การแพร่กระจาย) ของฟิล์มของก๊าซ  
 $D_g/Y_g$  , ซม./วินาที
- $D_g$  = สัมประสิทธิ์การแพร่ผ่านฟิล์มของก๊าซ , ตร.ซม./วินาที
- $Y_g$  = ความหนาของฟิล์มก๊าซ , ซม.
- $P_g$  = ความดันย่อยของก๊าซในก๊าซที่อิ่มตัว , มม. ของปรอท
- $P$  = ความดันย่อยของก๊าซนั้นในบรรยากาศ , มม. ของปรอท



รูปที่ 2-1 แสดง SCHEMATIC REPRESENTATION OF INTERFACIAL MASS TRANSFER

(ECKENFELDER, 1966)

จากสมการ (2-2) ของ Lewis & Whitman แสดงว่าอัตราการถ่ายเทออกซิเจนจากอากาศลงในน้ำจะเป็นปฏิภาคตรงกับค่าความขาดออกซิเจน (oxygen deficit) ของน้ำ ซึ่งเป็นค่าความแตกต่างระหว่างความเข้มข้นอิ่มตัวกับความเข้มข้นจริง

DANCKWERTS (1951) ได้หาสัมประสิทธิ์ของการถ่ายเทของฟิล์มของเหลวพบว่าเป็นกรณที่ที่สองของผลคูณระหว่าง สัมประสิทธิ์การแพร่กระจายผ่านฟิล์มของเหลว (diffusivity) และอัตราการเปลี่ยนผิวใหม่ (rate of surface renewal) ดังสมการ

$$K_L = \sqrt{D_L r} \quad (2-3)$$

ในเมื่อ  $r$  = ความถี่ของการเปลี่ยนตัวถูกละลาย (solute) ที่มี  
ความเข้มข้น  $C$  ด้วยความเข้มข้น  $C$  บนแผ่นฟิล์มด้านนอก  
(เมื่อความปั่นป่วน (turbulence) ของของไหลมีค่าสูง จะเพิ่มค่าของ  
 $r$  ด้วย)

จากสมการ (2-2) ของ Lewis and Whitman (1924) โดยจัดรูปของปริมาตรของของเหลวจะได้

$$\frac{N}{V} = (K_L \frac{Ad}{V}) (C_s - C) \beta \quad (2-4)$$

ในเมื่อ  $\beta$  = สัมประสิทธิ์ของการเติมอากาศ (aeration) ซึ่งมีค่าเท่ากับหนึ่ง ยกเว้น ระยะช่องว่างจะชิดกันมากเกินไป

$K_L Ad/V$  อาจรวมกันอยู่ในรูปของ  $K_L a$  ซึ่งเรียกว่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทของฟิล์มทั้งหมด (overall film coefficient)

ECKENFELDER (1965) ได้เขียนว่า ค่าสัมประสิทธิ์การถ่ายเทออกซิเจน ( $K_L a$ ) (an overall film coefficient, the oxygen-transfer coefficient) ขึ้นกับคุณสมบัติความปั่นป่วนของน้ำ (turbulence), ความลึกของของเหลว คุณลักษณะของน้ำทิ้ง (ความเข้มข้นของสารละลายต่างๆ ในน้ำ)

ค่าของ  $K_L a$  ที่อุณหภูมิ  $T^\circ$  จะมีความสัมพันธ์กับค่า  $K_L a$  ที่อุณหภูมิ  $20^\circ$  ดังสมการ

$$K_L a (t) = K_L a (20) 1.02^{t-20} \quad (2-5)$$

$$\text{ในเมื่อ } K_L a (t) = \text{ค่าของ } K_L a \text{ ที่ } t^\circ \text{C}$$

$$K_L a (20) = \text{ค่าของ } K_L a \text{ ที่ } 20^\circ \text{C}$$

จากสมการ (2-2) การถ่ายเทมวลจะเพิ่มขึ้นได้โดยการเพิ่มความเร็วของพื้นที่สำหรับการแพร่ (velocity of the area for diffusion) หรือความบริสุทธิ์ของก๊าซที่จะแพร่ หรือที่ว่างสำหรับการระบายอากาศ ขณะกำจัดน้ำทิ้ง ความเข้มข้นของออกซิเจนในของเหลวควรจะพยายามรักษาให้ต่ำสุดเท่าที่จะทำได้ เพื่อให้ความแตกต่างของความเข้มข้นสูงสุด และทางเลือกที่จะเพิ่มอัตราการถ่ายเทออกซิเจน โดยการเพิ่มความเร็วของของเหลว หรือการเพิ่มพื้นที่ของการแพร่ หรือรักษาการระบายอากาศให้เพียงพอ ก็จะเหมาะสมกับประเทศกำลังพัฒนา มากกว่าการใช้อากาศที่มีออกซิเจนสูง หรือการควบคุมอุณหภูมิ ซึ่งราคาแพง และยุ่งยาก

TOMLINSON and SNADDON (1965) พบว่าค่าคงที่ของการแพร่ (diffusivity) ในสมการ (2-4) ขึ้นแปรตามชนิดของน้ำทิ้ง ค่าคงที่นี้ (diffusivity constant) ในน้ำทิ้งจากชุมชน (sewage) เป็น  $2/3$  ของ

น้ำทิ้ง ในขณะที่น้ำทิ้งจากโรงผลิตน้ำตาลกลูโคส (glucose processing plant) จะมีค่าการแพร่ เป็น 10 เท่าของน้ำทิ้ง

ECKENFELDER, MALINA and GLOYNA (1965) รายงานผลของสารลดความตึงผิว (surface active agents) ต่อการแพร่ของออกซิเจนในน้ำ และเสนอใช้ ค่าที่แก้ไข (correction factor) ซึ่งเรียกประสิทธิภาพในการถ่ายเทออกซิเจน (oxygen transfer efficiency) โดยเปรียบเทียบสัมประสิทธิ์การถ่ายเททั้งหมทของออกซิเจนกับน้ำประปาซึ่งเป็นมาตรฐานในการดูดซึม (standard absorbent) Alpha เป็น function กับ ความเข้มข้นของความตึงผิวในน้ำทิ้ง เช่นเดียวกับค่า COD ของน้ำทิ้ง สมการที่ (2-4) จึงอาจเขียนใหม่ได้ดังนี้

$$\frac{dC}{dt} = \frac{N}{V} = K_L a \beta \alpha (C_s - C) \quad (2-6)$$

$$\text{ในเมื่อ } \alpha = \frac{\text{อัตราการถ่ายเทออกซิเจนในน้ำทิ้ง}}{\text{อัตราการถ่ายเทออกซิเจนในน้ำสะอาด}} = \frac{K_L a \text{ ของน้ำทิ้ง}}{K_L a \text{ ของน้ำสะอาด}}$$

### 2.3 ผลการวิจัยเกี่ยวกับ Rotating Biological Contactor (RBC)

McKINNEY (1962) รายงานว่าสำหรับ low rate, high rate และ plastic media trickling filters เมื่อมี BOD loading 0.160-0.321, 1.445 และ 1.6 กก/ลบ.ม./วัน สามารถลดค่า BOD ได้ 90%, 65-75% และ 97% ตามลำดับ



SUWANNARAT (1968) ทดลองใช้ bio disc ในการกำจัดน้ำทิ้งจาก โรงนม (assimilated milk) ซึ่งมีค่า COD 1,300 มก./ลิตร BOD 1060 มก./ลิตร ที่ระยะเวลาเก็บกัก (detention time) 9 ชั่วโมง BOD loading 2.75 กก/ลบ.ม./วัน areal BOD loading 11 กรัม/ตร.ม./วัน มีประสิทธิภาพในการกำจัด BOD เท่ากับ 98% ขนาดของเครื่องมีดที่ทดลอง 4.4 ลิตร ประกอบด้วย disc 20 แผ่น เส้นผ่าศูนย์กลาง 19 ซม. พื้นที่ผิวจำเพาะ (specific surface) 284 ตร.ม/ลบ.ม จมน้ำลึก 7.5 ซม. ทดสอบด้วยอัตราความเร็ว 0.5 รอบต่อนาที

WELCH (1968) ใช้ bio disc 2 ตอน (two-stage) สำหรับกำจัดน้ำทิ้งสังเคราะห์ (synthetic sewage) สามารถลดค่า BOD ได้ 65% เมื่อน้ำทิ้งมีความเข้มข้น BOD 300 มก./ลิตร และ BOD loading 4.0 กก./ลบ.ม./วัน แม้เพิ่มความเข้มข้น BOD เป็น 1000 มก./ลิตร และ BOD loading เกิน 8.0 กก/ลบ.ม./วัน ประสิทธิภาพก็ยังคงเดิม และยังพบว่าประสิทธิภาพในการกำจัด COD จะเพิ่มขึ้นเมื่อลด areal loading และเพิ่มความเข้มข้นของ COD ที่นำมากำจัด

ANTONIE and WELCH (1969) ศึกษาผลเบื้องต้นในการกำจัดน้ำทิ้งจาก โรงรีดนม (dairy plant) โดยใช้ bio disc แบบ 2 ตอน (two-stage) กำจัดน้ำทิ้งรวม (combined waste) และน้ำทิ้งจากหางนม (whey) ที่ไม่เติมอาหารเสริม (nutrient) และเติมอาหารเสริม พบว่า ประสิทธิภาพในการกำจัด COD โดยเฉลี่ยจะมีค่าเป็น 60.37%, 50.82% และ 57.65% ตามลำดับเมื่อความเร็วในการหมุนเท่ากับ 10, 15, 20 และ 30 รอบต่อนาที พบว่า การขาดไนโตรเจน

มีผลทำให้ประสิทธิภาพของการกำจัดลดลง โดยเฉพาะอย่างยิ่งเมื่อค่า COD volumetric loading สูง และพบว่า การกำจัดแบบ 2 ตอน จะมีประสิทธิภาพสูงกว่าตอนเดียว เนื่องจากการปรับตัวของจุลินทรีย์ในแต่ละตอน และพบว่า ประสิทธิภาพของการกำจัด COD ในตอนที่สอง จะต่ำกว่า ตอนที่หนึ่งเล็กน้อย

JOOST (1969) ศึกษาถึงข้อดีของ bio disc โดยเน้นในแง่ คุณสมบัติทางฟิสิกส์ และคุณสมบัติเฉพาะตัว พบว่า ระยะเวลาเก็บกักน้ำทิ้ง (detention time) น้อยกว่า 45 นาที ก็สามารถลดค่า BOD ของน้ำทิ้งจากชุมชน (domestic waste) ได้ 90% และได้อ้างถึง Bevan (1951) ว่าได้ประมาณความหนาแน่นของเนื้อจุลินทรีย์ (bio mass) บน disc ว่า มีจุลินทรีย์ที่แข็งแรงอยู่ระหว่าง 18 ถึง 30,000 มก./ลิตร ถ้าจำนวนจุลินทรีย์เหล่านี้ถูกชูดจาก disc มาไว้ใน mixed liquor ของ bio disc จะได้ volatile suspended solids ประมาณ 17,000 มก./ลิตร ทำให้ F/M มีค่า 0.02 ถึง 0.05 เทียบกับ activated sludge แบบธรรมดา ซึ่งมีค่า 0.3 ทำให้ bio disc สามารถรับ organic shock loads และรับน้ำทิ้งที่มีความสกปรกสูงได้ พลังงานที่ใช้ในการหมุนก็ต่ำมาก เนื่องจากแรงพยางค์ของน้ำ 60 ปอนด์/ลูกบาศก์ฟุต ทำให้ต้องการพลังงานเพียงเพื่อชนะความฝืดของ bearing

CHITENDEN and WELLS (1970) สร้าง bio disc ขนาดจำลองเพื่อกำจัดน้ำทิ้งจากโรงงานเนื้อกระป๋อง (beef processing) ประกอบด้วย disc 3 ตอน เส้นผ่าศูนย์กลาง 1.25 ม. หนา 1.25 ซม. วางให้กึ่งกลางความหนาของแผ่นห่างกัน 2.54 ซม. ในแต่ละตอนจะมี disc 50 แผ่นและพื้นที่ผิว 113 ตร.ม พบว่าเมื่อ areal BOD loading มีค่า 25.2 กรัม/ตร.ม./วัน และ 9.9 กรัม/ตร.ม./วัน

ประสิทธิภาพในการกำจัด BOD มีค่า 64.5% และ 83.2% ตามลำดับ

ASKEW (1970) ใช้ plastic packing filter กำจัดน้ำทิ้งจากชุมชน ที่ผ่านการตกตะกอนแล้ว กำจัด BOD ได้ 77% เมื่อ BOD loading 1.3 กก./ลบ.ม./วัน

ANTONIE (1970) ใช้ bio disc กำจัดน้ำทิ้งจากชุมชน (sewage) โดยแผ่นจานเส้นผ่าศูนย์กลาง 1.75 ม. จำนวน 90 แผ่น ทำด้วยแผ่น polystyrene หนา 1.27 ซม. ซึ่งแบ่งเป็น 2 ตอน ขนาดเท่าๆ กัน ต่อกันแบบอนุกรม น้ำตะกอนจาก ตอนที่ 2 จะไหลเข้าถึงตกตะกอนที่ 2 สามารถลดค่า BOD ได้ 90% เมื่อ BOD loading 2.3 กก./ลบ.ม./วัน โดยที่ specific surface ของ disc มีค่า 221 ตร.ม./ลบ.ม. ทำให้ areal BOD loading มีค่า 9.5 กรัม/ตร.ม./วัน

NAIR (1971) ใช้ bio disc ซึ่งมีพื้นที่ผิวจำเพาะ 249 ตร.ม./ลบ.ม. ในการกำจัดน้ำทิ้งจากโรงผลิตน้ำอัดลม (Pepsi Cola) และน้ำทิ้งจากบ้านเรือนมีค่า COD loading 4 กก./ลบ.ม./วัน และ 4.8 กก./ลบ.ม./วัน เทียบเท่ากับ areal COD loading มีค่า 20 กรัม/ตร.ม./วัน และ 24 กรัม/ตร.ม./วัน หรือมีค่า BOD loading 2.4 กก./ลบ.ม./วัน และ 2.9 กก./ลบ.ม./วัน เทียบเท่ากับ areal BOD loading 12 กรัม/ตร.ม./วัน และ 14.5 กรัม/ตร.ม./วัน ตามลำดับ พบว่า ประสิทธิภาพในการกำจัด COD มีค่า 95% และ 85% ตามลำดับ

และพบว่าเมื่อ bio disc รับน้ำทิ้งที่มีค่า COD loading สูง และระยะเวลา กักเก็บสั้นมีผลให้เมื่อจุลินทรีย์หนาขึ้น ความหนาเฉลี่ยของเมือกเป็น 0.155, 0.125 และ 0.105 ม.ม. เมื่อมีเวลากักเก็บ 2.4 และ 8 ชั่วโมงตามลำดับ

002049

BIRKS and HYNEK (1971) ศึกษาการทำงานของ bio disc ที่ใช้งานทางการค้าเป็นครั้งแรกในการกำจัดน้ำทิ้งจากโรงงานเนยแข็ง (cheese processing) ในรัฐ Wisconsin สหรัฐอเมริกาโดยน้ำทิ้งจะผ่านบ่อเกรอะ (septic tank) บ่อปรับอัตราการไหล (equalization unit) แล้วสูบเข้า bio disc ซึ่งแบ่งเป็น 4 ตอน (stage) ผ่านถังตกตะกอนก่อนที่จะมาเชื้อโรค (chlorination) และปล่อยทิ้งไปแต่ละตอนของ bio disc ประกอบด้วย molded polystyrene disc ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 3.05 ม. จำนวน 22 แผ่น มีพื้นที่ผิวทั้งหมด 1485 ตร.ม. disc มีความเร็วในการหมุน 2 รอบต่อนาที จมในน้ำทิ้ง 40% สามารถลดค่า BOD ได้ 95% เมื่อ areal BOD loading 9.4 กรัม/ตร.ม./วัน และค่า BOD ที่ไหลออก (effluent) น้อยกว่า 100 มก./ลิตร พบว่าสามารถกำจัดน้ำทิ้งที่มีสภาพความเป็นกรด มีค่าบำรุงรักษาและค่าดำเนินการต่ำ

WPRL (1971) ได้แก้ไขการออกแบบ bio disc เพื่อปรับปรุงการทำงานสำหรับกำจัดน้ำทิ้งจากบ้านเรือน (crude sewage) โดยแบ่งเป็น 3 ส่วน คือผ่านถังตกตะกอนขั้นที่ 1 เข้าระบบกำจัดทางชีววิทยาแล้วผ่านถังตกตะกอนสุดท้าย ในส่วนของการกำจัดทางชีววิทยา disc ทำด้วย extended metal เส้นผ่าศูนย์กลาง 1 ม. จำนวน 100 แผ่น วางให้จมในน้ำทิ้ง 40% หมุนด้วยอัตราความเร็ว 1 รอบต่อนาทีที่ BOD loading 1.65 กก./ลบ.ม./วัน สามารถลดค่า BOD, SS และ  $\text{NH}_3$  ได้ 98% 99.8% และ 50% ตามลำดับ

TORPEY, et. al. (1971) พิจารณาคำคิด (concept) ของ bio disc เกี่ยวกับการเติบโตของจุลินทรีย์ จากเครื่องมือสำหรับทดลองที่ จาไมก้า นครนิวยอร์ก ซึ่งประกอบด้วย RBC เรียงกัน 10 ตอน แต่ละตอนประกอบด้วยแผ่นอลูมิเนียม ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.9 ม.หนา 0.16 ซม. จำนวน 48 แผ่น วางห่างกันระยะจากกึ่งกลางของแผ่น 1.29 ซม. ความเร็ว ในการหมุน 10 รอบต่อนาที ประสิทธิภาพใน

การกำจัด BOD และ COD มีค่า 93% และ 78% เมื่อ organic loading เป็น 9.56 กก. / ลบ.ม./วัน และ 23.4 กก.COD /ลบ.ม./วัน ตามลำดับ

BURM, et. al. (1971) ได้ทำการประเมินการใช้ bio disc ในการกำจัด น้ำทิ้งจากโรงงานอาหารกระป๋อง (cannery waste) โดยทดลองควบคู่กับ extended aeration ให้อินทรีย์สารได้เท่ากับ extended aeration เพียงแต่ใช้เวลาเพียง 1-5% ของ extended aeration พลังงานที่ใช้จะน้อยกว่าและฟื้นตัวจากสภาพ heavy shock loading ได้เร็วกว่ามาก อย่างไรก็ตามที่ตะกอนที่เกิดขึ้นใน bio disc จำเป็นจะต้องกำจัดต่อไป ในขณะที่ extended aeration ไม่มีปัญหา

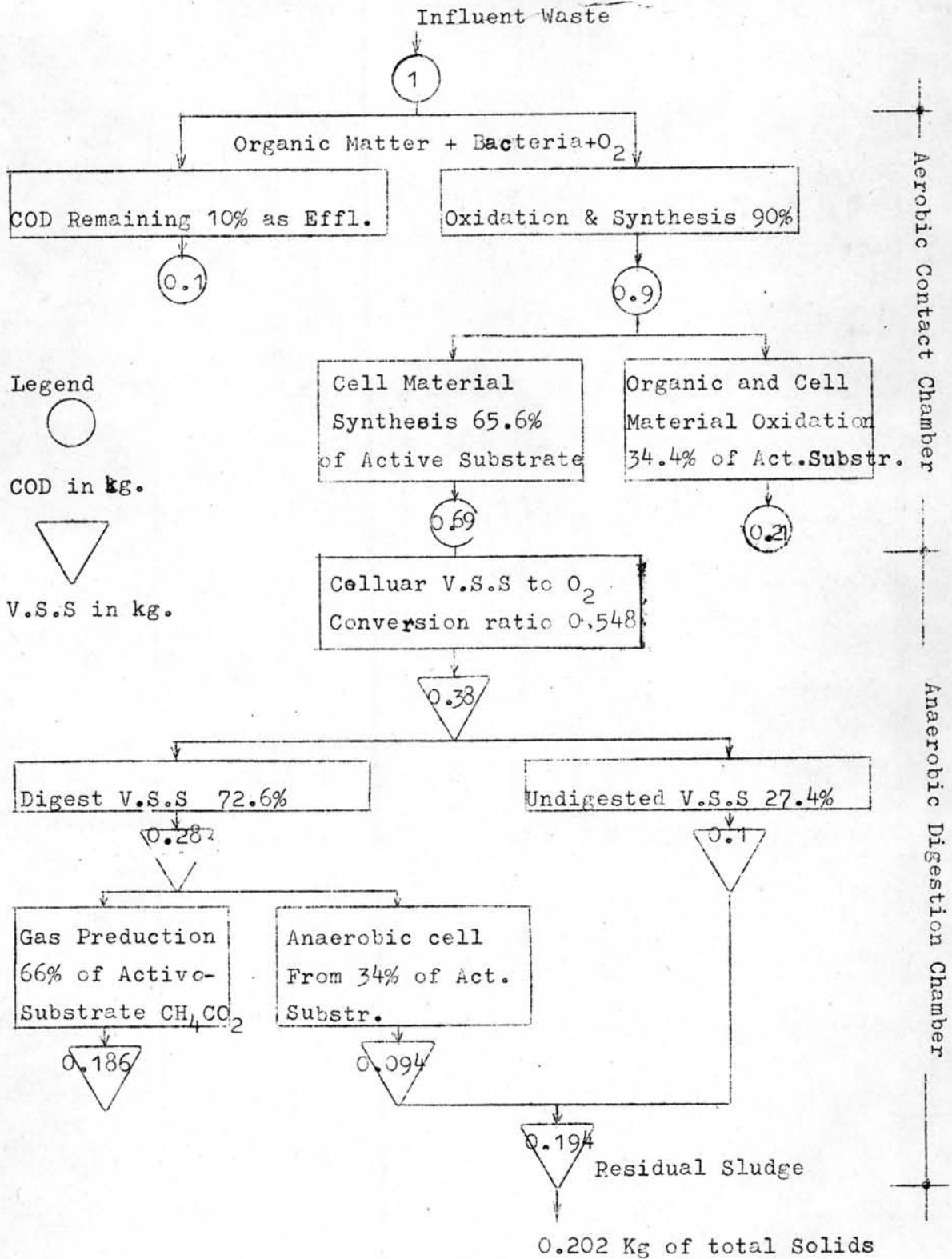
TORPEY, et. al. (1972) ได้ศึกษาผลของการที่เมือกจุลินทรีย์ (slime) ที่เกาะบน disc สัมผัสกับบรรยากาศที่มีออกซิเจนสูง เทียบกับบรรยากาศปกติพบว่า ประสิทธิภาพในการกำจัด BOD 90% จะใช้เวลาในการกำจัดนาน 18 นาที และ 30 นาที ตามลำดับ การเกิด nitrification ก็ใช้เวลาสั้นกว่า

COCHRANE and DOSTAL (1972) ใช้ bio disc แบบจำลองในการกำจัด น้ำทิ้งจากโรงงานอาหารมันฝรั่ง (potato processing) แบบจำลองประกอบด้วย bio disc 6 ตอนเรียงต่อกัน แต่ละตอนมีแผ่น disc เส้นผ่าศูนย์กลาง 0.635 ม. หน้า 1.9 ซม. จำนวน 5 แผ่น ถึงกลางของความหนาของแผ่นห่างกัน 1.27 ถึง 2.54 ซม. ทำการศึกษา organic และ hydra. lic loading ต่างๆ ที่ areal organic loadings เฉลี่ย 7.44, 23.75 และ 51.8 กรัม COD /ตร.ม.-วัน จะกำจัด COD ที่ละลาย (soluble) ได้ 91,95 และ 91% ตามลำดับตรงกับ BOD loading 5.18 16.4 และ 49 กรัม/ตร.ม.-วัน ประสิทธิภาพในการกำจัด BOD ที่ละลายมีค่า 92,96 และ 95% ตามลำดับ โดยที่อัตราการความเร็วในการหมุนมีค่า 10, 10 และ 20 รอบต่อนาที ตามลำดับ

HSIEH (1972) ทดลองเปลี่ยนตัวแปรต่างๆ เช่น volumetric loading, areal loading ระยะเวลาเก็บกัก อัตราความเร็วของการหมุน เพื่อศึกษาถึงผลการกำจัดของ bio disc พบว่าใน aerobic contact chamber จะเกิด volatile suspended solids (VSS) 0.305-0.405 กรัม ต่อ COD ที่ถูกกำจัด 1 กรัม และใน anaerobic digestion chamber จะเกิด VSS 0.053-0.167 กรัม ต่อ COD เข้าระบบกำจัด 1 กรัม สำหรับ material balance ของ COD ใน bio disc แสดงในรูปที่ 2-2 และพบว่า อุณหภูมิมีผลต่อการทำงานของ anaerobic bacteria มากกว่า aerobic bacteria สำหรับประสิทธิภาพในการกำจัด COD ขึ้นกับ areal loading มากกว่า detention time จากการทดลองในการกำจัดน้ำทิ้งของโรงผลิตน้ำอัดลม (Pepsi Cola) เมื่อ areal COD loading 25 กรัม/ตร.ม./วัน volumetric COD loading 6 กก./ลบ.ม./วัน ระยะเวลาเก็บกัก 5 ชั่วโมง จะมีประสิทธิภาพในการกำจัด COD 86.5%

SIMPSON (1972) ได้ประยุกต์การกำจัดน้ำทิ้งจากชุมชนด้วย bio disc แบบง่ายๆ สำหรับประชากร 5-500 คน เมื่อ BOD loading 1.3 กก./ลบ.ม./วัน จะมีประสิทธิภาพในการกำจัด BOD 96.5%

WENG (1972) ได้ทดลองกำจัดน้ำทิ้งสังเคราะห์ (synthetic sewage) โดยใช้ bio disc พบว่าเมื่อ COD loading 1.8 กก./ลบ.ม./วัน areal COD loading 61.5 กก./ตร.ม./วัน สามารถลดค่า COD ได้ 89% เมื่อเทียบกับ trickling filter แล้วพบว่า bio disc สามารถรับ volumetric loading ได้สูงกว่า 4-20 เท่าและได้อ้างถึง Wuhrman ซึ่งประมาณว่าออกซิเจนสามารถแทรกซึมเข้าไปในเมือกจุลินทรีย์สูงสุด เมื่อความหนาของเมือกอยู่ระหว่าง 100-200 microns (๙) อ้างถึง Hoehn ว่าการใช้สารอาหาร (substrate) ของ submerged drum จะสูงสุดเมื่อความหนาของเมือกอยู่ระหว่าง 50-150 microns ส่วนเขาได้ศึกษาถึงผลของอายุของเมือกและความหนาของเมือกต่อ



Legend



COD in kg.



V.S.S in kg.

รูปที่ 2 - 2 แสดง MATERIAL BALANCE OF COD IN THE BIOLOGICAL DISC FILTER UNIT

UNIT

(HSTEH CHI NAN, 1972)

การใช้สารอาหารของ bio disc พบว่าการใช้สารอาหารของเมื่อจุลินทรีย์จะ  
น้อยลง เมื่อเมื่อมีอายุ 40 - 60 ชั่วโมง หรือมีความหนา 350-600 microns  
อัตราการใช้สารอาหารจะเสถียร (stabilized) เมื่อเมื่อมีอายุระหว่าง  
25 - 50 ซม. หรือ หนา 135 - 365 microns

CHEN (1973) ศึกษาการทำงานของ bio disc ขนาดห้องปฏิบัติการ  
6 ชุด โดยกำจัดน้ำทิ้งจากโรงผลิตน้ำอัดลม (R.C. Cola) ที่นำมาเจือจาง  
ให้มีค่า COD ระหว่าง 300 - 4,000 มก./ลิตร พบว่า areal loading  
มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัด COD และ total kjeldahl nitrogen มากกว่า  
ความเข้มข้นของ influent แต่มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัดตะกอน (SS.)  
น้อยกว่าความเข้มข้นของ influent ประสิทธิภาพในการกำจัดไม่ขึ้นกับวัสดุที่ทำ  
แต่ขึ้นกับพื้นที่ ขนาดของส่วนย่อยตะกอน (digestion chamber)  
ในส่วนที่เติมอากาศ (aeration chamber) ไม่มีผลต่อประสิทธิภาพในการกำจัด  
COD และ total nitrogen แต่มีผลต่อการกำจัดตะกอนแขวนลอย (SS.)  
เมื่อ COD loading 30 กรัม/ตร.ม/วัน และ 16 กรัม/ตร.ม/วัน ประสิทธิภาพ  
ในการกำจัด COD มีค่า 60 % และ 85 % ตามลำดับ

GRIVES (1973) ได้ปรับปรุงแบบจำลอง dynamic Steady  
State heterogenous model สำหรับ bio disc โดยพิจารณาให้  
จุลินทรีย์ในเยื่อเมือกแบ่งเป็น 2 ส่วน คือความหนาของส่วนที่แข็งแรงวงในและ  
ความหนาของส่วนที่อ่อนโยน การกำจัดสารอาหารเกิดขึ้นโดยการส่งผ่านสาร  
อาหารจาก liquid-solid interface ไปยังจุลินทรีย์ที่วงใน และถูกใช้ไป  
ในส่วนนั้น ดังนั้นในช่วงเสถียร (steady state) ปริมาตรของถังจึงไม่มีผลต่อ  
ประสิทธิภาพของ bio disc และยังแสดงว่าไม่เป็นผลกำไรในการเพิ่มอัตราความ  
เร็วของการหมุนให้มากกว่า 1 รอบต่อนาที การจมน้ำของ disc และตะกอน



แขวนลอยในถังมีผลต่อการทำงานของ bio disc น้อย แม้ว่าผลของตะกอนแขวนลอย จะเพิ่มขึ้นเมื่อเพิ่มขนาดของถังปฏิกริยา

OUANO (1974) ได้ศึกษาการทำงานของ RBC โดยใช้ PVC discs, expanded wire discs, rods และ spheres เป็น contact media อยู่ในถังปฏิกริยาซึ่งมีถังหมักตะกอน (anaerobic digester) ถ้าวัดค่ากลางเป็นรูปถัง 2 ชั้น (Imhoff tank) โดยกำจัดน้ำทิ้งจากชุมชน (synthetic sewage) และน้ำทิ้งจากโรงงานผลิตน้ำอัดลม (bottling plant) พบว่าอัตราการย่อยสลายในสมการคณิตศาสตร์ จะเป็น second order เมื่อเทียบกับความเข้มข้นของสารอาหาร (substrate)

$$\frac{dL}{dt} = \left[ f \alpha L^2 + (fB + K_1 \frac{A\delta}{V}) L \right] \quad (2-7)$$

ในเมื่อ  $\frac{dL}{dt}$  = อัตราการกำจัด COD

f = สัมประสิทธิ์ที่ความว่างไว (activity coefficient)

$\alpha$  = ประสิทธิภาพในการถ่ายเทออกซิเจน

L = ความเข้มข้นของสารอาหาร, มก./ลิตร

B = สัมประสิทธิ์ความหนาแน่น ขึ้นกับชนิดของจุลินทรีย์ที่ยึดเกาะกับตัวกลาง

$K_1$  = ค่าคงที่

A = พื้นที่ผิวในแต่ละตอน (stage) ตร.ซม.

$\delta$  = ความหนาของเมือก (slime) ซึ่งการส่งผ่านออกซิเจนและสารอาหารไม่ถูกจำกัด, ซม.

V = ปริมาตรของแต่ละตอน (stage), ลิ.ซม.

ตะกอนแขวนลอยใน RBC พบว่าน้อยมาก และน้อยกว่า 5% ของความเข้มข้นตะกอนแขวนลอยในระบบ activated sludge ดังนั้นเขาจึงแสดงการย่อยสลายสารอาหารของ RBC ในรูปของจำนวนจุลินทรีย์ในชั้นของเมือก ดังนั้นสมการ 2-7 จึงถูกลดเหลือ

$$\frac{dL}{dt} = K_0 \left( \frac{AS}{V} \right) L \quad (2-8)$$

สมการคิฟเฟอเรนเชียลถูกแก้ไขเพื่อใช้ในกรณีที่มี RBC มีอยู่ n ตอน(stage)

ดังนั้น

$$L_e = \frac{L_o}{\left( 1 + \frac{KTA}{nV} \right)^n} \quad (2-9)$$

ในเมื่อ  $L_o$  = ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่เข้าระบบ (influent), มก/ลิตร

$L_e$  = ความเข้มข้นของสารอินทรีย์ที่ออกจากระบบ (effluent), มก/ลิตร

$K$  = ค่าคงที่

$T$  = ระยะเวลาที่เก็บทั้งหมด, ชั่วโมง

การทำงานของ RBC ที่มีหลายตอน (multiple stage) อาศัยสมการ 2-9 จะได้

$$P = \left[ 1 - \frac{1}{\left( 1 + \frac{KAT}{nV} \right)^n} \right] 100 \quad (2-10)$$

ในเมื่อ  $P$  = ประสิทธิภาพในการกำจัดสารอินทรีย์, %

และเขายังได้ตั้งสมการ basic kinetic equations สำหรับ nutrient conversion, oxygen mass transfer and consumption และ mass balance ของวัสดุ (materials) ที่เข้าและออกจากแต่ละส่วนของระบบ

SORENSEN (1974) ได้ดำเนินการทดลอง biological rotating drum เป็นครั้งแรก เครื่องมือมีชื่อทางการค้าว่า "Bio - Drum" โดยทดลองในถังจุ 4.5 ลบ.ม. ครอบ drum 2 ตัว จมในน้ำครึ่งถังนี้ แต่ละ drum มีเส้นผ่าศูนย์กลาง 1.25 ม. กว้าง 1 ม. มีลูกบอลสีดำด้วย polyethylene เส้นผ่าศูนย์กลาง 38 มม. บรรจุภายใน drum ทำให้ drum 1 ตัว มีพื้นที่ผิวทั้งหมด 204 ตร.ม และปริมาตร ของลูกบอลที่บรรจุ 1 ลบ.ม. ลูกบอลดำนี้ช่วยถ่ายเทอย่างหนา และหมุนด้วยความเร็ว 2.5 รอบต่อนาที Bio-Drum ใช้น้ำทิ้งจากชุมชนโดยมีน้ำทิ้งจากโรงงานอุตสาหกรรม (ซึ่งมีโลหะหนักสูงมาก) เป็น 20% มีค่า BOD 60-205 มก./ลิตร effluent ที่ได้มีค่า BOD 11-84 มก./ลิตร เมื่อ BOD loading 2.15 กก./ลบ.ม. ของ drum/วัน หรือ areal BOD loading 21.16 กรัม/ตร.ม./วัน จะมีประสิทธิภาพในการกำจัด BOD 76.5% และได้ผลของ Bio-Tower พร้อมกับ Bio-drum โดยบรรจุลูกบอลดำขนาดเดียวกันให้ Bio-Tower มีปริมาตร และพื้นที่ผิวมากกว่า Bio Drum 2 เท่า และรับ hydraulic loading มากกว่า 2 เท่าด้วย เปรียบเทียบผล เมื่อ BOD loading 2.26 กก./ลบ.ม./วัน หรือ 22.19 กรัม/ตร.ม./วัน ประสิทธิภาพในการกำจัดของ Bio-Tower และ Bio-Drum มีค่า 57% และ 74% ตามลำดับ จากการศึกษาชี้ให้เห็นว่า เมื่อกจุลินทรีย์สามารถเกาะหนาบนผิวลูกบอลดำภายในเวลา 2 สัปดาห์ แสดงว่า เมื่อกจุลินทรีย์สามารถเกาะบนผิวที่เรียบขนาดๆ ได้ เคียงกัน จะต้อง บรรจุแน่นอยู่ใน drum มิฉะนั้นเมื่อกจะถูกชะถูหลุดไปเมื่อลูกบอลดำลึกลงไปมาได้ภายใน drum

ANTONIE, KLUNG & MIELKE (1974) ใช้ bio disc คู่กับถังตกตะกอน 2 ถัง (primary, secondary clarifier) มีเปลือกหุ้ม 8 ตัว ซึ่งมีแผ่น polystyrene discs เส้นผ่าศูนย์กลาง 5.1 ม. หนา 1.3 ซม. จำนวน 150 แผ่นแต่ละแผ่นวางห่างกัน 3.4 ซม. ที่ศูนย์กลางของความหนาของแผ่น พื้นที่ผิวของ disc ที่

ประกอบบนเพลาคู่ละตัวเท่ากับ 1950 ตร.ม. เพลาหมุนในถังคอนกรีตครึ่งวงกลม โดยจักเพลาคู่ละ 2 ชุด ๆ ละ 4 ตัว ขนาดกัน น้ำทิ้งจากถังตกตะกอนแรกจะไหลเข้า bio disc, effluent จาก bio disc 2 ชุด จะรวมกันและไหลเข้าถังตกตะกอนที่สอง หลังจากเติมคลอรีนฆ่าเชื้อโรค ก็ระบายลงแม่น้ำ ตะกอนจากถังตกตะกอนที่สองจะย้อนกลับเข้าถังตกตะกอนแรก เพื่อรวมตัวกับตะกอนของถังแรก น้ำทิ้งจากบานเวียนมีค่า BOD ระหว่าง 100-170 มก./ลิตร เมื่อ BOD areal loading 11-12.7 กรัม/ตร.ม./วัน ถึง 1.895-3.24 กรัม/ตร.ม./วัน จะมีประสิทธิภาพในการกำจัด BOD เป็น 85 % และ 95 % ตามลำดับ

STEEL (1974) ได้เขียนถึงหลักเกณฑ์ในการออกแบบ (empirical design) สำหรับ bio disc ในการกำจัดน้ำทิ้งจากชุมชน empirical design curve สำหรับ discs แบบ 2 ตอน (2 stage) ได้สร้างขึ้นซึ่งกราฟเหล่านี้ได้พิจารณาถึงผลของอัตราการไหล, พื้นที่ผิวของ disc และความเข้มข้นของสารอินทรีย์ในน้ำทิ้งจากชุมชน สำหรับ flow rates และจำนวนตอน (stage) ที่ไม่เท่ากับ 2 ก็ใช้ correction factors แก่ โดยที่คาดว่าทำงานของ submerged drum จะเป็นจริงตามสมการที่ 2.9

ENAYATULLAH (1975) ได้อ้างถึงบริษัท European Plastic Machinery Machinery Co., ซึ่งได้ทดลองในปี 1974 โดยใช้ Bio-Drum กำจัดน้ำทิ้งจากโรงงานนมในตู้ปั่นตัว drum มีเส้นผ่าศูนย์กลาง 0.45 ม. กว้าง 0.45 ม. ปริมาตร 0.0715 ลบ.ม. บรรจุลูกบอลพลาสติกเส้นผ่าศูนย์กลาง 60 มม. ถูกวางในถังผ่าครึ่งซีก เส้นผ่าศูนย์กลาง 0.55 ม. ยาว 0.50 ม. ปริมาตร 0.0595 ลบ.ม. โดยรับ BOD loading 2.927 กก./ลบ.ม. ของ drum ต่อวัน เวลาเก็บกัก 6.6 ชั่วโมง ความเร็ว 10 รอบต่อนาที กำจัด BOD ได้ 94.5 % ซึ่งดีกว่า low loaded stone filter ที่มีอัตราการหมุนเวียนสูงถึง 15 เท่า และในปี 1975 บริษัทได้ทดลอง Bio-Drum ชุดเดียวกับที่ SORENSEN ทดลองในปี 1974 ควบน้ำทิ้งชนิดเดียวกัน แต่ใช้ความเร็วของการ

หมุน 7.5 รอบต่อนาที เมื่อ BOD loading 4.53 กก./ลบ.ม./วัน หรือ 44.4 กรัม/ตร.ม./วัน จะมีประสิทธิภาพในการกำจัด BOD 57.5 % ส่วน Enayatullah ได้ศึกษาเปรียบเทียบผลการกำจัดน้ำทิ้งจากชุมชนซึ่งมีค่า COD 251 มก./ลิตร โดยใช้ rotating drum ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 30 ซม. กับ turbine aerator ขนาดเส้นผ่าศูนย์กลาง 12 ซม. โดยทำหน้าที่เป็น surface aerator พบว่า การเติมอากาศและกวนน้ำไม่สมบูรณ์ทำให้เกิดสภาพ facultative เมื่อเวลาเก็บกักเกิน 3 วัน ประสิทธิภาพในการกำจัด COD จะใกล้เคียงกัน ถ้าเวลาเก็บกักสั้น drum aerator ประสิทธิภาพจะดีกว่า และ DO. ใน aerated pond มักจะสูงกว่าการใช้ turbin พลังงานที่ใช้ของ drum aerator น้อยกว่า turbine aerator 3.8 % เมื่อเวลาเก็บกัก 5 วัน ทั้ง 2 ชนิดจะลดค่า COD ได้ 97 %

และได้ทดลองใช้ rotating drum ในการกำจัดน้ำทิ้งจากโรงงานแปงมันสำปะหลัง (Tapioca starch waste) และโรงงานบรรจุน้ำอัดลมในประเทศไทย น้ำทิ้งจากโรงงานแปงมันสำปะหลังมีค่า BOD 4,230 มก./ลิตร ประสิทธิภาพในการลดค่า BOD ที่ละลายน้ำได้สูงสุด 81.8 % เมื่อ areal BOD loading 143 กรัม/ตร.ม./วัน หรือ volumetric BOD loading 14 กก./ลบ.ม. ของ drum / วัน ส่วนน้ำทิ้งจากโรงงานบรรจุน้ำอัดลม มีค่า BOD 790 มก./ลิตร ประสิทธิภาพในการลดค่า BOD ที่ละลายน้ำได้สูงสุด 98 % เมื่อ areal BOD loading 29.5 กรัม/ตร.ม./วัน หรือ volumetric BOD loading 2.92 กก./ลบ.ม. ของ drum / วัน

BINTAJA, BRUNSMANN and BOELHOUWER (1976) นำ bio disc 2 ชุด มากำจัดน้ำทิ้งโดยใช้ชุดแรกทดลองในน้ำชอออกซิเจน ชุดหลังทดลองในบรรยากาศปกติ พบว่าที่ organic loads สูง ๆ ชุดแรกจะมีประสิทธิภาพในการกำจัด COD สูงกว่าตะกอน (sludge) ที่เกิดขึ้นน้อยกว่า และตกตะกอนได้ดีกว่า

VITONPANYAKI. (1976) ได้ศึกษาเปรียบเทียบการทำงานของ bio disc และ submerged drum โดยใช้ น้ำทิ้งสังเคราะห์ (synthetic sewage) ที่มีค่า COD ประมาณ 1200 มก/ลิตร ทดลองที่อุณหภูมิระหว่าง  $15.5^{\circ}\text{C}$  -  $28.0^{\circ}\text{C}$ . โดยการเปลี่ยนอัตราการไหล พบว่ามีประสิทธิภาพสูงในการกำจัด BOD และ COD การเกิด nitrification และการกำจัดตะกอนแขวนลอย ไม่มีความแตกต่างอย่างเห็นได้ชัดในการทำงานของทั้ง 2 ชุด แม้ว่า submerged drum จะมีพื้นที่ผิวของตัวกลางมากกว่า bio disc ถึง 3 เท่า เมื่อ volumetric loading 3 กก. BOD /ลบ.ม./วัน ประสิทธิภาพในการกำจัด BOD จะสูงถึง 90% nitrification จะเกิดเมื่อมี organic loading ค่า หรือ effluent BOD มีค่า 25 มก/ลิตร เมื่อ ammonia nitrogen loading 0.13 กก/ลบ.ม./วัน โดยไม่คงปรับ pH ประสิทธิภาพในการกำจัด ammonia nitrogen จะสูงถึง 97% ถ้า loading สูงกว่านี้ nitrification จะไม่เกิดขึ้น สำหรับ submerged drum การบรรจุวัสดุยึดเกาะ (ตัวกลาง) มีความสำคัญมากกว่าพื้นที่ผิวทั้งหมดของตัวกลาง และพบว่า RBC สามารถรับ organic shock loading ได้

ELLIS and BANAGA (1976) ได้ศึกษาถึงผลของอุณหภูมิที่มีต่อการทำงานของ bio disc พบว่าประสิทธิภาพในการลดค่า BOD 97.5 % เมื่อมี Organic loading 20 กรัม BOD/ตร.ม.-วัน ความสามารถในการลดค่า BOD จะเพิ่มขึ้นอย่างเห็นได้ชัดเมื่ออุณหภูมิระหว่าง  $10^{\circ}\text{C}$  -  $20^{\circ}\text{C}$  และเพิ่มน้อยลงระหว่าง  $20^{\circ}\text{C}$  -  $30^{\circ}\text{C}$  การออกซิเคชันของแอมโมเนียก็ขึ้นอย่างเห็นได้ชัดจาก  $10^{\circ}\text{C}$  -  $20^{\circ}\text{C}$  และลดลงเล็กน้อยระหว่าง  $20^{\circ}\text{C}$  -  $30^{\circ}\text{C}$  อัตราที่พื้นที่ผิวของ disc จมน้ำที่เหมาะสมคือ 26 % ซึ่งเมื่อความเร็วของการหมุน 4 รอบ/นาทีที่ระยะเวลาพักเก็บของน้ำทิ้ง (sewage) 97 นาที ที่อุณหภูมิ  $10^{\circ}\text{C}$ ,  $20^{\circ}\text{C}$  และ  $30^{\circ}\text{C}$  จะให้น้ำที่บำบัดแล้วได้ตามมาตรฐานน้ำทิ้ง BOD ของน้ำทิ้งลดลง 60 % ภายใน 2 ช่อง (Compartments) แรกในจำนวนทั้งหมด 7 ช่อง การนำน้ำทิ้งที่ผ่านการ

บวมักแล้วกลับมากำจัดใหม่ (recirculation) ไม่ไคผลที่คี่ขึ้น MLSS ใน reactor มีประมาณ 23,000 มก./ลิตร ในสภาพที่เป็นอุดมคติ (ideal condition) จะมีประสิทธิภาพสูงกว่า activated sludge 3 - 7 เท่า และสูงกว่า trickling filter 40 - 60 เท่า

THIEWPRASERTKUL (1976) ได้ทดลองใช้ packed-cage drum เป็น aerator สำหรับ activated sludge เปรียบเทียบกับ surface aerator พบว่าสำหรับ packed-cage ที่มีเส้นผ่าศูนย์กลาง 60 ซม. ใช้เป็น aerator ใค้อย่างมีประสิทธิภาพและเหมาะสมกับทางเศรษฐกิจ สัมประสิทธิ์ในการถ่ายเทออกซิเจนสูงกว่า ขณะที่ใช้พลังงานน้อยกว่า เมื่อเปลี่ยนความเร็วในหมุนของ aerator พบว่า สัมประสิทธิ์การถ่ายเทออกซิเจนของ drum aerator จะเปลี่ยนแบบ logarithmic relationship ขณะที่ surface aerator จะเปลี่ยนแบบ linear arithmetic การเพิ่ม air entrainment buckets ใน drum aerator จะช่วยเพิ่มการถ่ายเทออกซิเจนเมื่อความเร็วหมุนต่ำ ผลจะกลับกันเมื่อความเร็วเกิน 30 รอบ/นาที เมื่อนำมาทดลองกำจัดน้ำทิ้งจากโรงงานน้ำอัดลม (Pepsi Cola) พบว่าประสิทธิภาพในการกำจัด BOD ใกล้เคียงกัน ตะกอนที่เกิดขึ้นก็ใกล้เคียงกัน แต่การตกตะกอนจากซุกของ drum aerator คีกว่าเมื่อระดับ D.O. ในถังเท่ากัน ที่ระยะเวลาเก็บเก็บ 24 - 8 ชั่วโมง ระบบของ drum มีเสถียรภาพ (stability) ในการรับ shock load ทั้งปริมาณน้ำทิ้งและคุณภาพน้ำทิ้งได้คีกว่า แต่เมื่อระยะเวลาเก็บเก็บลดเหลือ 6 - 4 ชั่วโมง เสถียรภาพจะใกล้เคียงกัน

Mc NEIL (1978) ได้กล่าวว่ BIO-SURF (RBC) ซึ่งสร้างขึ้นในเยอรมันตะวันตก ในปลายปี 1950 และเริ่มแพร่ไปสหรัฐเมื่อต้นปี 1970 ปัจจุบันได้คีตั้งในสหรัฐแล้ว 230 แห่ง โดยกำจัดน้ำทิ้งจากคนมากกว่า 3 ล้านคน BIO-SURF ซึ่งทำควยแผ่นพลาสติกลอน (corrugated sheet) เหมาะกับประเทศกำลังพัฒนา เนื่องจากค่าลงทุนและค่าดำเนินการต่ำ ต้องการคนดูแลรักษาน้อย สำหรับค่าก่อสร้างใน

การกำจัดน้ำทิ้งจากชุมชนคิดเป็นเงิน 40 เหรียญสหรัฐต่อปริมาณน้ำทิ้ง 1 ลบ.ม./วัน ที่เข้าระบบ พลังงานที่ใช้ก็ต่ำมากเพียง 0.05 กิโลวัตต์/ชั่วโมง/ปริมาณน้ำที่กำจัด 1 ลบ.ม. เนื่องจากความง่ายและเสถียรภาพของระบบจึงยอมให้ใช้คนที่มีความรู้ต่ำเพียง 1.4 ชั่วโมง-คน ต่อ ปริมาณน้ำทิ้งที่กำจัด 10,000 ลบ.ม. การก่อสร้างเป็นหน่วย ๆ และต้องการซุกคินตัน ๆ จึงเป็นการง่ายที่จะขยายให้รับน้ำทิ้งได้มากขึ้น และเมื่อต้องการเพิ่มประสิทธิภาพในการกำจัด

FAMULARO, MUELLER and MULLIGAN (1978) ศึกษาถึงการส่งผ่านมวลใน RBC โดยการทดลองกับน้ำทิ้งโรงกระดาษ (papermill) และน้ำทิ้งจากชุมชน (domestic wastewaters) พบว่า RBC model ทำให้เข้าใจถึงองค์ประกอบที่มีผลต่อการทำงานของระบบ โดยการนำ mass transfer, hydraulic และ kinetic processes ซึ่งควบคุมการกำจัด BOD มารวมกัน ทำให้คาดผลที่จะเกิดในระบบขนาดของจริง การขยายขนาดในห้องปฏิบัติการโดยให้ความเร็วที่เส้นรอบวงและ hydraulic loading คงที่โดยไม่ใช้องค์ประกอบการขยายที่เหมาะสม จะทำให้ออกแบบต่ำกว่าที่ควรเป็น การทดลองในห้องปฏิบัติการโดยใช้ hydraulic loading เพียง 2 ค่าก็เพียงพอ โดยซุกแรกหา kinetic constant ซุกหลังทำการตรวจสอบ จากนั้น model จะสามารถคาดถึงการทำงานในขนาดจริง เมื่อเปลี่ยน hydraulic loading, waste strength, media diameter และความเร็วรอบของการหมุน

CLARK, MOSENG and ASANO (1978) ได้พัฒนาแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ โดยทดสอบกับ RBC ขนาดห้องปฏิบัติการ ศึกษาผลการออกแบบ RBC ทั้งโดย numerical solution และ graphical method เปรียบเทียบกับการ operate จริง คำนวณน้ำทิ้งจากชุมชนที่แปรปรวนทั้งปริมาณและคุณภาพ เนื่องจากเป็นเมืองมหาวิทยาลัย โดยให้พื้นที่ผิวของตัวกลางในแต่ละชั้น (stage) เท่ากันในจำนวนทั้งหมด 4 ชั้น จากสมการที่สร้างขึ้นจะได้ hydraulic loading rate 0.092 ลบ.ม./ตร.ม./วัน (2.27 แกลลอน/ตร.ฟุต/วัน) ในขณะที่ โดยวิธี graphical design method



จะได้ hydraulic loading rate 0.088 ลบ.ม./ตร.ม./วัน (2.16 แกลลอน/ตร.ฟุต/วัน) graphical method จะคล่องตัวกว่า เมื่อ RBC มีชั้นน้อยกว่าหรือพื้นที่ผิวดักกลางต่างกันจากการทดลองภายใต้ fluctuating waste water flow and strength ค่า hydraulic loading rate ที่เหมาะสมคือ 0.061 ลบ.ม./ตร.ม./วัน (1.5 แกลลอน/ตร.ฟุต/วัน) สำหรับ flow rate 30,280 ลบ.ม./วัน และ hydraulic loading rate 0.061 ลบ.ม./ตร.ม./วัน จะได้พื้นที่ผิวของ RBC 492,000 ตร.ม. โดยได้เปรียบเทียบราคากับระบบ activated sludge แบบต่าง ๆ พบว่า สำหรับ RBC ราคาค่าก่อสร้างจะสูงกว่า ส่วนค่าดำเนินการและบำรุงรักษาตลอดปีจะถูกกว่า เมื่อคิดเงินที่จะต้องจ่ายคืนคงที่เป็นรายปีจนครบ 25 ปี เมื่ออัตราดอกเบี้ยร้อยละ 6 $\frac{1}{8}$  % ยังคงถูกกว่า ยกเว้น Modified activated sludge ซึ่งราคาใกล้เคียงกัน

POON and CHAO (1979) ได้ศึกษาถึงองค์ประกอบที่ควบคุมการทำงานของ RBC โดยทดลองกับน้ำทิ้งจากชุมชนที่มี chloride สูง โดยการปรับค่า chloride อัตราน้ำไหล (hydraulic loading), อัตราการหมุนเวียน (recirculation ratio) และ organic loading หลังจากทำให้จุลินทรีย์คุ้นเคยกับความเค็มของน้ำทิ้ง จากการทดลองพบว่า การลดหรือความแปรปรวนของ chlorine จะลดประสิทธิภาพในการกำจัดเล็กน้อย การหมุนเวียนของน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัด (recirculation) ตั้งแต่ 100 - 150 % ของน้ำทิ้งที่เข้าระบบ ทำให้ประสิทธิภาพดีขึ้น ถ้า organic loading มีความสำคัญต่อการทำงานและการออกแบบมากกว่า hydraulic loading ในกรณีที่ไม่มีการหมุนเวียนน้ำทิ้ง ควรใช้ค่า organic loading ระหว่าง 18.4 - 28.6 กรัม BOD /ตร.ม./วัน (0.00377 - 0.00586 ปอนด์/ตร.ฟุต/วัน) ในกรณีหมุนเวียน 100 % ควรใช้ organic loading ระหว่าง 26.4 ถึง 41.0 กรัม BOD/ตร.ม./วัน (0.0054 - 0.0084 ปอนด์/ตร.ฟุต/วัน) เมื่อมี hydraulic loading เดียวกันระหว่าง 0.016 - 0.20 ลบ.ม./ตร.ม./วัน (4.0 - 0.5 แกลลอน/ตร.ฟุต/วัน)

สำหรับการออกแบบหรือเลือกขนาดของ RBC ค่า organic loading 19.5 กรัม BOD/ตร.ม./วัน (0.004 ปอนด์/ตร.ฟุต/วัน) หรือ 0.12 ลบ.ม./ตร.ม./วัน (3.0 แกลลอน/ตร.ฟุต/วัน) เมื่อ influent BOD มีค่า 160 มก./ลิตร หรือต่ำกว่า ซึ่งน้ำทิ้งที่ผ่านการบำบัดจะมี BOD 30 มก./ลิตร หรือต่ำกว่า โดยการออกแบบโดยนิยมให้ค่า organic load ในบางขณะสูงขึ้นถึง 158 % ของที่ออกแบบไว้

FRIEDMAN, ROBBINS and WOOD (1979) ได้ศึกษาถึงผลของความเร็วในการหมุนรอบของ bio disc ต่อประสิทธิภาพในการกำจัดน้ำทิ้ง พบว่าเมื่อเปลี่ยนความเร็วจาก 6, 12, 18 และ 30 รอบ/นาที ไม่มีผลต่อการทำงานของ RBC เมื่อรับ organic loading ต่ำ แต่ประสิทธิภาพจะดีขึ้นเมื่อรับ loading สูง (คล้ายกับ Welch, 1968) ประสิทธิภาพในการกำจัดสูงสุดสำหรับ RBC ขึ้นโดยตรงกับ ค่า logarithm ของความเร็วในการหมุน นั่นคือ  $\frac{\Delta c}{\Delta t} \propto \ln \omega$  สำหรับ RBC ชุดแรก (1<sup>st</sup> stage) เนื่องจากปัญหาความแตกต่างของการถ่ายเทออกซิเจนระหว่าง RBC ที่ทดลองและของจริง ดังนั้นการทดสอบ full-size pilot plant จึงสมควรทำสำหรับน้ำทิ้งที่มีความสกปรกสูงและมีความสลับซับซ้อน