

บทที่ 2

ทฤษฎีและผลงานวิจัยที่เกี่ยวข้อง

2.1 ระบบเอเอสในการกำจัดไนโตรเจน

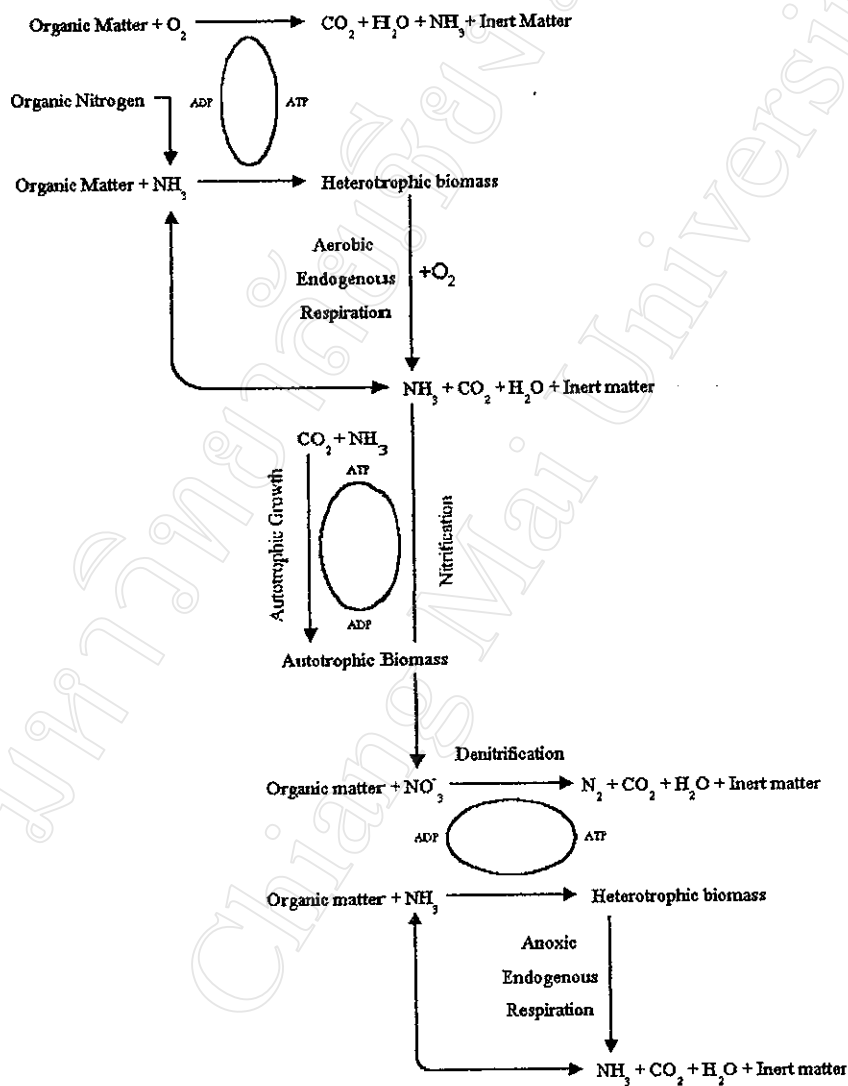
การดำเนินการแบบจำลองของระบบ เอเอส (AS) ในแนวทางเดิมยังคงเป็นที่ใช้กันอย่างแพร่หลายในปัจจุบัน เนื่องการมีสมมุติฐานการดำเนินการกระบวนการต่างๆ ที่ไม่ซับซ้อน และใช้สารต่างๆที่เกี่ยวข้องกับกระบวนการไม่กี่ชนิด แต่จากการศึกษาพบว่า การดำเนินการกระบวนการ และชนิดของสารต่างๆที่เกี่ยวข้องในระบบมีมากกว่าที่เคยปฏิบัติมา ด้วยเหตุนี้การดำเนินการแบบจำลองระบบเอเอสแบบเดิมจึงไม่สามารถจำลองสถานการณ์ที่เกิดขึ้นได้ใกล้เคียงกับความเป็นจริง มากเท่าที่ควร นอกจากนี้การดำเนินการโดยใช้ ค่าบีโอดี (BOD) ในการคำนวณ ทำให้ไม่สะดวกในการหาความสัมพันธ์ระหว่างสารต่างๆ ดังนั้นการดำเนินการแบบจำลองจึงใช้ ค่าซีโอดี (COD) เนื่องจากสามารถหาความสัมพันธ์ระหว่างสารได้ดีกว่า และสามารถนำมาใช้ในสมการเคมีได้สะดวก

การพัฒนาแบบจำลองขึ้นมาใหม่เพื่อให้ได้ผลใกล้เคียงกับความเป็นจริงมากขึ้นนั้น มีการเพิ่มกระบวนการ และสารต่างๆเพิ่มขึ้น โดยนำเสียบที่เข้าสู่ระบบได้ถูกจำแนกออกเป็น 2 ชนิดหลัก ประกอบด้วย ชนิดที่เป็นสารละลาย (Soluble, S) และ ชนิดที่เป็นอนุภาค (Particulate, X) แต่ละชนิด แยกเป็นส่วนที่ย่อยสลายได้เร็ว ส่วนที่ย่อยสลายได้ช้า และ ส่วนที่ไม่ย่อยสลาย ในส่วนของ สารละลายที่ไม่ย่อยสลาย (Soluble Inert Substrate, S_I) จะผ่านออกจากระบบโดยไม่เกิดปฏิกิริยาใดๆ และ ออกจากระบบกับน้ำที่ออกจากระบบ ในส่วนที่เป็นอนุภาคที่ไม่ย่อยสลายจะสะสมอยู่ในระบบ และออกจากระบบโดยการระบายตะกอน ในขณะที่ส่วนที่เป็นอนุภาคที่ย่อยสลายได้ช้า (Particulate Biodegradable Substrate, X_S) จะผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis) เพื่อเปลี่ยนแปลงโครงสร้างให้เป็นสารละลายที่จุลินทรีย์สามารถใช้ได้โดยตรง (Readily Biodegradable Substrate, S_R)

การนำเสนอกระบวนการและสารต่างๆที่เกี่ยวข้องในแบบจำลองจะนำเสนอในรูปแบบตาราง (Matrix) ประกอบด้วยสารที่เกี่ยวข้องในกระบวนการต่างๆ อัตราของกระบวนการสัมประสิทธิ์ สโตยชิโอเมตริก (Stoichiometric Coefficient) ระหว่างสาร และกระบวนการที่เกี่ยวข้องกัน ประกอบอยู่ในตาราง ดังนั้น จากตารางการดำเนินการกระบวนการจึงสามารถหาปริมาณของ

สารต่างๆ และอัตราการดำเนินกระบวนการได้ ทำให้สามารถนำมาประยุกต์ใช้ ในการดำเนินการแบบจำลอง

กระบวนการหลัก ในระบบเอเอสเพื่อกำจัดไนโตรเจน ประกอบด้วย กระบวนการกำจัดสารประกอบคาร์บอน (Carbon Removal) และ กระบวนการกำจัดไนโตรเจน (Nitrogen Removal) มีกลไกการดำเนินกระบวนการแสดงดังรูปที่ 1

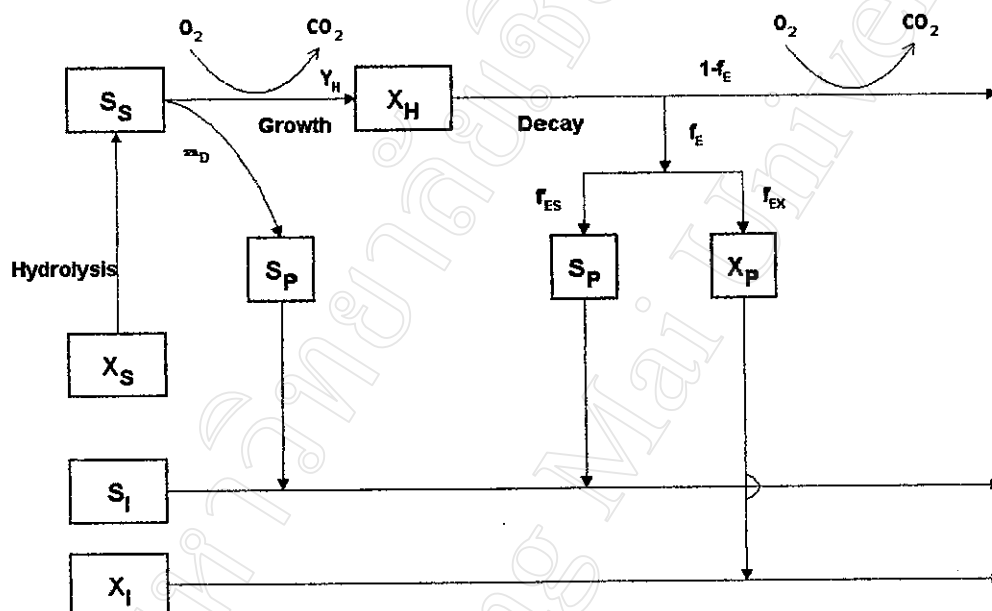


รูปที่ 1 กลไกการดำเนินกระบวนการเอเอสเพื่อกำจัดไนโตรเจน

ที่มา : Orhon and Artan (1994)

2.1.1 กระบวนการกำจัดสารประกอบคาร์บอน

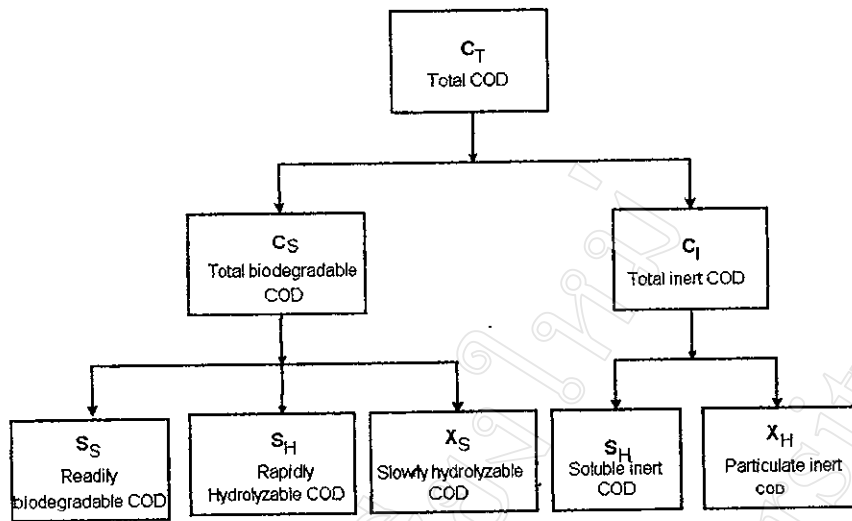
เป็นกระบวนการกำจัดสารคาร์บอนอินทรีย์ (Organic Carbon) โดยจุลินทรีย์เฮเทอโรโทรฟ (Heterotrophs) ประกอบด้วยกระบวนการย่อย 3 กระบวนการอันได้แก่ กระบวนการเติบโตของจุลินทรีย์ เฮเทอโรโทรฟ (Growth of Heterotrophs) กระบวนการเสื่อมของจุลินทรีย์เฮเทอโรโทรฟ (Decay of Heterotrophs) และ กระบวนการไฮโดรไลซิส การศึกษาครั้งนี้ใช้สมมุติฐานการดำเนินกระบวนการแบบ เอนโดจีเนียส ดีเคย์ (Endogenous Decay) มีกลไกการดำเนินการดังรูปที่ 2



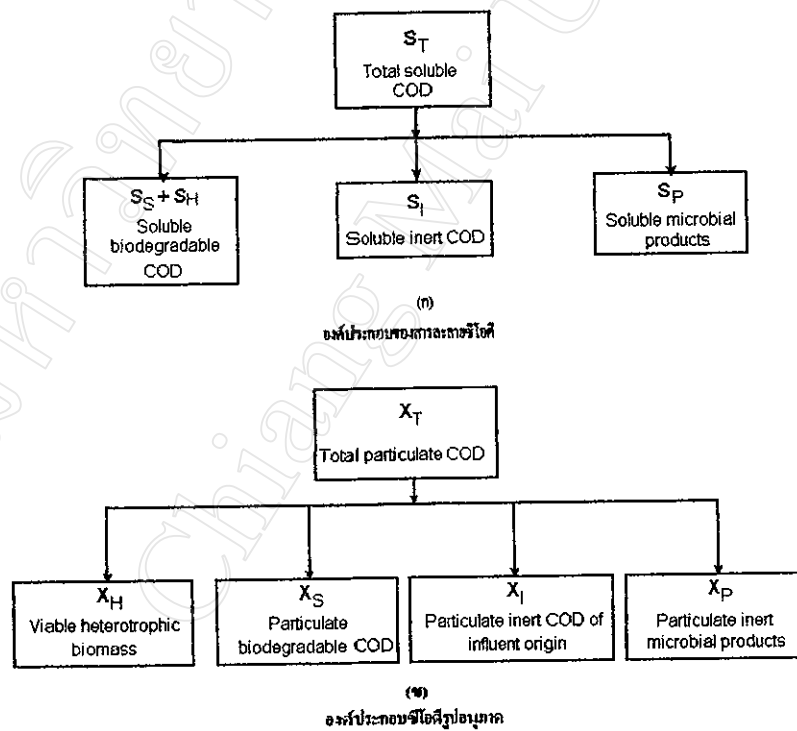
รูปที่ 2 กลไกการดำเนินกระบวนการแบบ เอนโดจีเนียส ดีเคย์
ที่มา : Orhon and Artan (1994)

ก. องค์ประกอบของสารประกอบคาร์บอนในน้ำเสีย

การจำแนกประเภทสารประกอบคาร์บอน ซึ่งอยู่ในรูปของสารประกอบคาร์บอนอินทรีย์ ซึ่งมีอยู่หลายรูปแบบ ซึ่งอยู่ในหน่วยซีโอดี แต่ละประเภทมีลักษณะแตกต่างกันออกไปตามลักษณะในการย่อยสลายและลักษณะที่ปรากฏ ดังรูปที่ 3 และ 4



รูปที่ 3 องค์ประกอบของสารประกอบคาร์บอน
ที่มา : Orhon and Artan (1994)



รูปที่ 4 องค์ประกอบสารประกอบคาร์บอน
ที่มา : Orhon and Artan (1994)

ส่วนประกอบที่เฉื่อย (Inert) ประกอบด้วยส่วนที่เป็นสารละลายเฉื่อย (Soluble Inert COD, S_I) และ ส่วนที่เป็นอนุภาคเฉื่อย (Particulate Inert COD, X_I) ส่วนที่เป็นสารละลายเฉื่อย (S_I) จะผ่านออกไปโดยไม่เกิดปฏิกิริยาใดๆขึ้นในระบบ ในขณะที่ประเภทที่เป็นอนุภาคเฉื่อย (X_I) จะสะสมอยู่ในระบบ และออกจากระบบโดยการระบายตะกอน

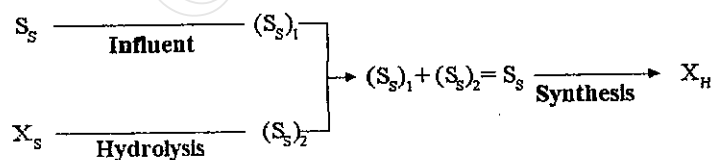
ส่วนประกอบประเภทที่ย่อยสลายได้ประกอบด้วย 2 ประเภทหลักได้แก่ ประเภทที่จุลชีพสามารถใช้ได้โดยตรง (Readily Biodegradable COD, S_R) ซึ่งอยู่ในลักษณะของสารละลาย และ ประเภทที่ย่อยสลายได้ช้า (Slowly Biodegradable COD, X_S) ซึ่งมีลักษณะเป็นอนุภาค โดยสารประเภทนี้จุลชีพไม่สามารถนำมาใช้ได้โดยตรง ต้องผ่านกระบวนการไฮโดรไลซิส เพื่อเปลี่ยนรูปเป็นสารละลายที่จุลชีพสามารถใช้ได้โดยตรง (S_S)

เมื่อพิจารณาตามลักษณะที่ปรากฏประกอบด้วย ประเภทสารละลาย (Soluble COD, S_I) และประเภทอนุภาค (Particulate COD, X_I) ในส่วนของประเภทสารละลายประกอบด้วยผลผลิตอันเนื่องมาจากกิจกรรมของจุลชีพ (Soluble Inert Microbial Products, S_P) ซึ่งมีคุณสมบัติเช่นเดียวกับสารละลายเฉื่อย (S_I) ส่วนประเภทอนุภาคจะประกอบไปด้วยมวลชีวภาพเฮเทอโรโทรฟิก (Heterotrophic Biomass, X_H) ซึ่งเป็นจุลชีพที่ยังมีชีวิต และผลผลิตของจุลชีพในรูปอนุภาค (Particulate Inert Microbial Product, X_P) ซึ่งมีคุณสมบัติเช่นเดียวกับสารอนุภาคเฉื่อย (X_I)

เพื่อสะดวกในการดำเนินการ จึงได้แยกประเภทของสารเพื่อดำเนินการตามลักษณะของสารที่ปรากฏ ออกเป็น 2 ประเภทได้แก่ ประเภทอนุภาค และ ประเภทสารละลาย

1) ประเภทอนุภาค

มวลเฮเทอโรโทรฟิก (X_H) เป็นมวลของจุลชีพชนิดเฮเทอโรโทรป ซึ่งทำหน้าที่ในการย่อยสลายสารคาร์บอนอินทรีย์ภายใต้สภาวะที่มีออกซิเจน โดยมีสมมุติฐานกลไกการใช้สารในกระบวนการเจริญเติบโตของจุลชีพเฮเทอโรโทรป โดยใช้แบบจำลองไฮโดรไลซิส (Hydrolysis Model) ดังรูปที่ 5



รูปที่ 5 กลไกการใช้สารตั้งต้นแบบไฮโดรไลซิส

ที่มา : Orhon and Artan (1994)

กลไกมีหลักการโดย สารละลายที่จุลชีพสามารถนำมาใช้ได้โดยตรง (S_0) เป็นสารเพียงชนิดเดียวที่มวลเฮเทอโรโทรฟิกใช้ในการเจริญเติบโต โดยสารที่ย่อยสลายได้ช้า (X_s) ถูกสะสมไว้ในตะกอน และถูกเปลี่ยนเป็นสารละลายที่จุลชีพนำมาใช้ได้โดยตรง โดยกระบวนการไฮโดรไลซิส โดย

$$\frac{dX_s}{dt} = -k_h \frac{(X_s / X_H)}{K_X + (X_s / X_H)} \cdot X_H \quad (1)$$

โดย k_h = Maximum Hydrolysis Rate [MCOD/MCell COD.T]

K_X = Half-Saturation Coefficient for Hydrolysis Of X_s [MCOD/M Cell COD]

จัดรูปสมการ (1) ให้อยู่ในสมการอันดับ 1 (First Order) และให้ $K_X \gg (X_s/X_H)$ จะได้

$$\frac{dX_s}{dt} = -K_h \cdot X_s \quad (2)$$

โดย K_h = First Order Hydrolysis Rate Coefficient [1/T]

การสูญเสียมวลเฮเทอโรโทรฟิก (X_H) เนื่องจากการเสื่อมของจุลชีพเฮเทอโรโทรฟตามกลไกอื่นโคจินิกซ์ ดีเคย์ จะก่อให้เกิดผลผลิตประเภทยูนา (X_p) จะมีสัดส่วนเท่ากับ f_{EX} เมื่อเทียบกับมวลเฮเทอโรโทรฟิก (X_H) โดยมีอัตราการเปลี่ยนแปลงมวลยูนาครวมอันเนื่องมาจากมวลเฮเทอโรโทรฟิก (X_H) ได้แก่

$$\frac{dX}{dt} = \frac{dX_H}{dt} + \frac{dX_p}{dt} \quad (3)$$

เมื่อ X_p มีสัดส่วน f_{EX} เมื่อเทียบกับ X_H จะได้

$$\frac{dX_p}{dt} = -f_{EX} \frac{dX_H}{dt} \quad (4)$$

การเปลี่ยนแปลงของ X_H อันเนื่องจากการเสื่อมของจุลชีพเฮเทอโรโทรฟ ได้แก่

$$\frac{dX_H}{dt} = -b_H \cdot X_H \quad (5)$$

ดังนั้น

$$\frac{dX_p}{dt} = f_{EX} b_H \cdot X_H \quad (6)$$

$$\frac{dX}{dt} = -(1 - f_{EX})b_H X_H \quad (7)$$

โดย f_{EX} = Inert Fraction of Biomass

b_H = Endogenous Decay Coefficient for X_H [1/T]

ในขั้นตอนการสูญเสียมวลเซลล์ของโรโทรฟิค (X_H) ในกลไกเอนโดจีเนียส ดีเคย์ กลไกนี้ต้องการออกซิเจนเพื่อทำหน้าที่เป็นผู้รับอิเล็กตรอน (e^- Acceptor) ซึ่งมีอัตราการเปลี่ยนแปลงออกซิเจนได้แก่

$$\frac{dS_O}{dt} = -(1 - f_{EX})b_H X_H \quad (8)$$

โดย S_O = Soluble Oxygen Concentration [$M O_2/L^3$]

2) ประเภทสารละลาย

สาร 3 ชนิดที่เกี่ยวข้อง ประกอบด้วย สารละลายที่จุลชีพใช้ได้โดยตรง (S_S) สารละลายย่อยที่เข้ามากับน้ำเสีย (S_P) และ สารละลายที่เป็นผลผลิตจากจุลชีพ (S_P)

จากสมมติฐานจากกลไก เอนโดจีเนียส ดีเคย์ อัตราการเปลี่ยนแปลงสารละลายที่จุลชีพใช้ได้โดยตรง (S_S) เกิดจากกระบวนการเติบโตของจุลชีพเซลล์ของโรโทรฟิคเท่านั้น ดังนั้น

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_H}{Y_H} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_H \quad (9)$$

ปริมาณ S_P ที่เป็นผลผลิตจากกระบวนการเติบโตของจุลชีพเซลล์ของโรโทรฟิค ได้แก่

$$\frac{dS_P}{dt} = \alpha_D \cdot \mu_H \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_H \quad (10)$$

โดย α_D = Growth Associate S_P Formation Coefficient for Endogenous Decay Model

ดังนั้นปริมาณออกซิเจนรวมที่ถูกใช้ในกระบวนการเติบโตของจุลชีพเซลล์ของโรโทรฟิคได้แก่

$$\frac{dS_O}{dt} = -\left(\frac{1 - Y_H}{Y_H} - \alpha_D\right) \mu_H \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_H \quad (11)$$

การเสื่อมของมวลออกโททรอป ตามกลไกเอนโดจีเนียสคือ ก่อให้เกิด S_p ซึ่งจะมีการใช้ออกซิเจนในกระบวนการ

$$\frac{dS_p}{dt} = f_{ES} \cdot b_H \cdot X_H \quad (12)$$

โดย f_{ES} = Fraction of Endogenous Biomass Converted to S_p

อัตราการใช้ออกซิเจนจากการเสื่อมของมวลสเทโทโททรอปทรอป ได้แก่

$$\frac{dS_o}{dt} = -(1 - f_E) b_H \cdot X_H \quad (13)$$

โดย $f_E = f_{EX} + f_{ES} \quad (14)$

การดำเนินกระบวนการกำจัดสารประกอบคาร์บอนโดยกลไกเอนโดจีเนียส คือ โดยที่
ได้แสดง สามารถนำมาสรุปได้ดังในตารางการดำเนินกระบวนการ แสดงในตารางที่ 1

ตารางที่ 1 ตารางการคำนวณกระบวนการกำจัดสารประกอบคาร์บอน

Component		i	1	2	3	4	5	6	7	8	9		Process Rate
j	Process	S_I	S_S	X_I	X_S	X_H	X_P	S_P	S_O	S_{NH}			
1	Growth		$-\frac{1}{Y_H}$			1		α_D	$-\frac{1 - \alpha_D Y_H - Y_H}{Y_H}$	$-i_{XB}$			$\mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H$
2	Decay					-1		f_{ES}	$-(1 - f_{EX} - f_{ES})$	$i_{XB}(1 - f_{EX})$			$b_H X_H$
3	Hydrolysis		1		-1								$K_H X_S$
Parameter		COD	COD	COD	COD	Cell COD	COD	COD	O ₂	NH ₃ -N			

ที่มา : Orthon and Artan (1994)

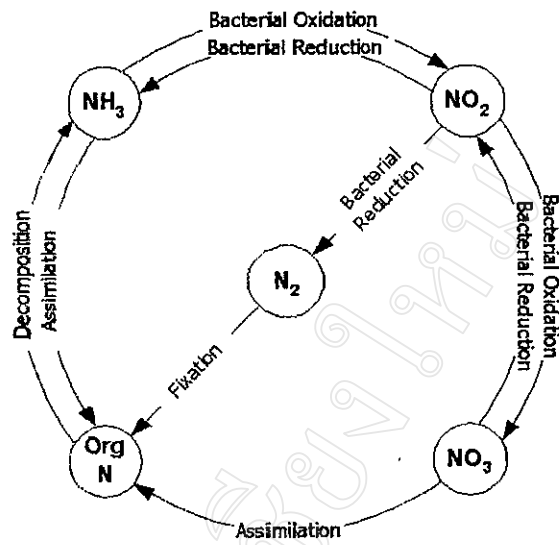
2.1.2 กระบวนการกำจัดไนโตรเจน

ในกระบวนการกำจัดสารประกอบคาร์บอน ทำให้เกิดการเปลี่ยนรูปของคาร์บอนอินทรีย์ โดยจุลชีพ เพื่อใช้ในกระบวนการสังเคราะห์ (Synthesis) เพื่อให้ได้พลังงาน และมีการนำไนโตรเจนบางส่วนมาใช้เป็นองค์ประกอบภายในเซลล์ สารประกอบไนโตรเจนที่เป็นผลผลิตจากกระบวนการสังเคราะห์ จะอยู่ในรูป แอมโมเนีย ซึ่งก่อให้เกิดปัญหาแก่แหล่งรองรับน้ำทิ้ง ในการบำบัดน้ำเสีย เมื่อน้ำเสียมีอัตราส่วนของคาร์บอนต่อไนโตรเจน (C/N) ที่เหมาะสม พบว่าสารประกอบไนโตรเจนจะถูกกำจัดได้เพียง 20 ถึง 30 เปอร์เซ็นต์เท่านั้น ดังนั้นจึงจำเป็นต้องมีกระบวนการเปลี่ยนรูปไนโตรเจนเพื่อกำจัดออกจากร่างน้ำทิ้ง เพื่อลดปัญหาที่จะเกิดขึ้นตามมา กระบวนการไนตริฟิเคชัน (Nitrification) ได้ถูกนำมาใช้เพื่อเปลี่ยนรูปแอมโมเนียให้เป็นไนเตรทซึ่งเป็นสาร ดังนั้นของกระบวนการ ดีไนตริฟิเคชัน (Denitrification) เพื่อเปลี่ยนรูปเป็นแก๊สไนโตรเจน ดังนั้น ประสิทธิภาพของกระบวนการกำจัดไนโตรเจน จึงเกี่ยวข้องกับการควบคุมระดับไนตริฟิเคชัน และดีไนตริฟิเคชันให้เหมาะสม

สารประกอบไนโตรเจนในธรรมชาติ ปรากฏอยู่หลายรูปแบบโดยมีวาเลนซ์ (Valence) ที่ต่างกันไป การเปลี่ยนรูปสารประกอบไนโตรเจนโดยจุลชีพ จะทำให้วาเลนซ์เปลี่ยนไปเช่นกัน จากรูปที่ 6 พบว่าแหล่งไนโตรเจนในบรรยากาศอยู่ในรูปแก๊สไนโตรเจน จะถูกเปลี่ยนรูปเป็นสารประกอบไนโตรเจนอินทรีย์ (Organic Nitrogen) โดยการฟิกเซชัน (Fixation) และไนโตรเจนจะถูกจุลชีพย่อยสลายให้แอมโมเนีย กระบวนการไนตริฟิเคชัน จะทำหน้าที่เปลี่ยนแอมโมเนียให้เป็นไนเตรท และไนเตรทตามลำดับ ในขณะที่กระบวนการดีไนตริฟิเคชันจะเปลี่ยนไนเตรท และไนเตรทให้เป็นแก๊สไนโตรเจนกลับสู่บรรยากาศ

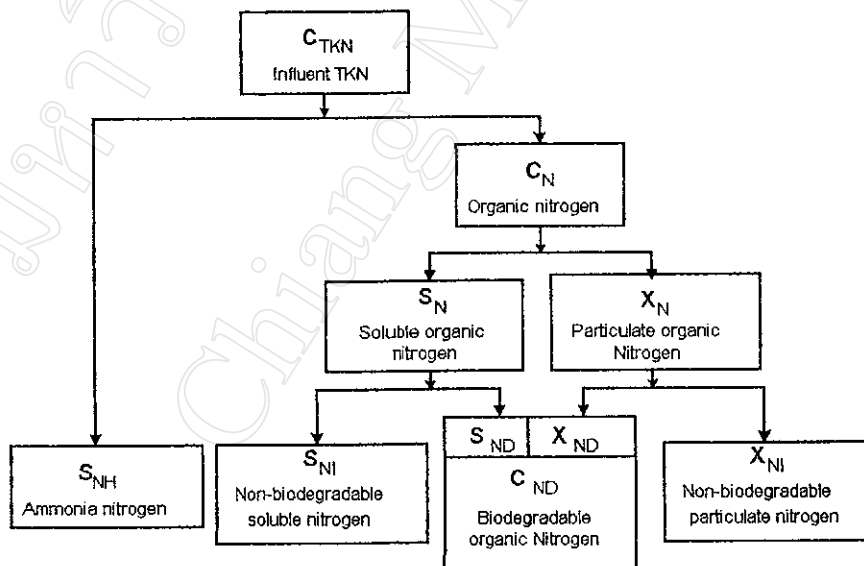
ก. องค์ประกอบของสารประกอบไนโตรเจนในน้ำเสีย

ลักษณะของสารประกอบไนโตรเจนรวมที่แสดงดังรูปที่ 7 และ 8 จะอยู่ในรูปเจดัลไนโตรเจน (Kjedahl Nitrogen, TKN) ซึ่งประกอบด้วย สารไนโตรเจนอินทรีย์ (Organic Nitrogen, Org-N) และแอมโมเนียไนโตรเจน ($\text{NH}_3\text{-N}$) เช่นเดียวกับการจำแนกประเภทสารประกอบคาร์บอน สารประกอบไนโตรเจนก็มีการจำแนกประเภทตามลักษณะการย่อยสลาย และตามลักษณะที่ปรากฏ



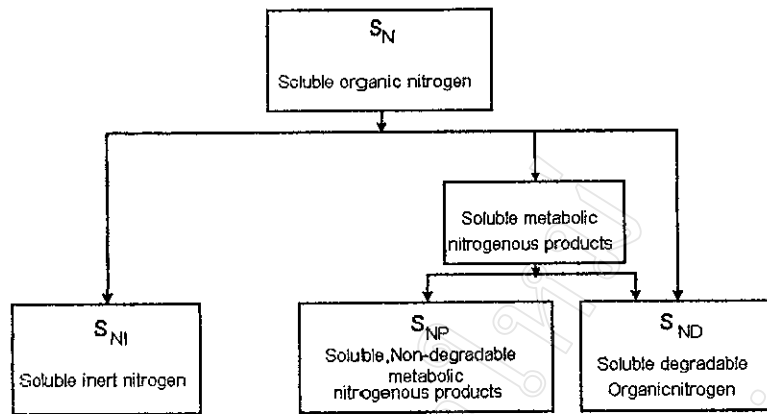
รูปที่ 6 วงจรไนโตรเจน

ที่มา : Orhon and Artan (1994)

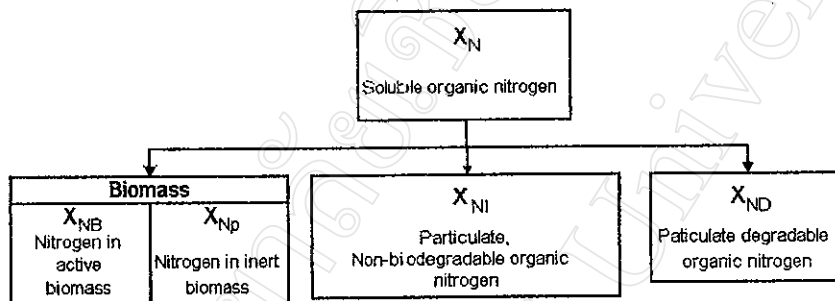


รูปที่ 7 สารประกอบไนโตรเจนในน้ำเสีย

ที่มา : Orhon and Artan (1994)



ก) องค์ประกอบสารละลายอินทรีย์ในโตรเจนในน้ำเสีย



ข) องค์ประกอบอนุภาคอินทรีย์ในโตรเจนในน้ำเสีย

รูปที่ 8 ลักษณะขององค์ประกอบไนโตรเจนในน้ำเสีย

ที่มา : Orhon and Artan (1994)

สารประกอบไนโตรเจนอินทรีย์ที่ย่อยสลายได้ ประกอบด้วยสารละลายไนโตรเจนอินทรีย์ (Soluble Biodegradable Organic Nitrogen, S_{ND}) และ อนุภาคไนโตรเจนอินทรีย์ (Particulate Biodegradable Organic Nitrogen, X_{ND}) โดยมีสารละลายแอมโมเนียไนโตรเจน (S_{NH}) เป็นสารที่จุลินทรีย์นำมาใช้ได้โดยตรง และสามารถเปลี่ยนรูปเป็น ไนโตรท และ ไนเตรท โดยกระบวนการไนตริฟิเคชัน ส่วนอนุภาคไนโตรเจนอินทรีย์ (X_{ND}) จะถูกเปลี่ยนเป็นสารละลายไนโตรเจนอินทรีย์ (S_{ND}) โดยกระบวนการไฮโดรไลซิส และถูกเปลี่ยนเป็นแอมโมเนียไนโตรเจน (S_{NH}) โดยกระบวนการแอมโมนิฟิเคชัน (Ammonification)

เมื่อพิจารณาตามลักษณะที่ปรากฏ สารประกอบไนโตรเจนซึ่งอยู่ในรูปสารละลาย (S_N) และรูปอนุภาค (X_N) ก็ประกอบด้วยส่วนที่ย่อยสลายได้และย่อยสลายไม่ได้ และ ผลผลิตจากจุลินทรีย์ซึ่งอยู่ในรูปสารละลายที่ย่อยสลายไม่ได้ (S_{NP}) ซึ่งจัดอยู่ในประเภทเดียวกับสารละลายไนโตรเจน

เชื้อ (S_{NH}) ที่เข้ามากับน้ำเสีย โดยจะผ่านออกไปจากระบบโดยไม่เกิดปฏิกิริยาใดๆขึ้น ในส่วนที่เป็นอนุภาค จะมีบางส่วนที่เป็นส่วนประกอบไนโตรเจนอยู่ในมวลชีวภาพที่ยังมีชีวิต (Nitrogen in Active Biomass, X_{NB}) และไนโตรเจนบางส่วนจะเป็นส่วนประกอบในมวลเชื้อ (Nitrogen in Inert Biomass, X_{NI}) ซึ่งมีลักษณะเช่นเดียวกับอนุภาคไนโตรเจนเชื้อ (X_{NI}) ซึ่งเข้ามากับน้ำเสีย จากที่กล่าวมา สัดส่วนของไนโตรเจนที่มีอยู่ในมวลแต่ละประเภทจะประกอบด้วย

$$X_N = i_{XB} \cdot X_B + i_{XP} \cdot X_P + i_{XI} \cdot X_I \quad (15)$$

โดย i_{XB}, i_{XP}, i_{XI} = Fraction of Nitrogen in Active, Endogenous and Inert Sludge [MN/MCOD]

ข. กระบวนการไนตริฟิเคชัน

กระบวนการไนตริฟิเคชัน เป็นกระบวนการที่เกิดจากจุลชีพกลุ่ม เคโมโทรอป (Chemoautotrops) ซึ่งทำหน้าที่เปลี่ยนสารประกอบไนโตรเจนอนินทรีย์ (Inorganic Nitrogen) เป็นไนไตรท์ และไนเตรท ตามลำดับ เพื่อให้ได้พลังงานมาใช้ จุลชีพ 2 ชนิดที่เกี่ยวข้อง ได้แก่ ไนโตรโซโมนาส (Nitrosomonas) ได้พลังงานมาจากการเปลี่ยนรูปแอมโมเนียเป็นไนไตรท์ และจุลชีพไนโตรแบคเตอร์ (Nitrobacter) จะเปลี่ยนไนไตรท์ให้เป็นไนเตรท การดำเนินกระบวนการจะเกิดขึ้นภายใต้สภาวะที่มีออกซิเจน ประกอบด้วยกระบวนการ 3 กระบวนการที่เกี่ยวข้อง ได้แก่ กระบวนการเติบโตของออโทโทรป (Growth of Autotrops) กระบวนการเสื่อมของออโทโทรป (Decay of Autotrophs) และ กระบวนการเปลี่ยนรูปไนโตรเจนอินทรีย์เป็นแอมโมเนีย

1) กระบวนการเติบโตของจุลชีพออโทโทรป

กลไกการเติบโตของจุลชีพออโทโทรปมีหลายสมมุติฐาน โดยแนวทางที่นิยมใช้พัฒนาขึ้นโดยโมโนด (Monod, 1942) และเนื่องจากอัตราของกระบวนการอันเนื่องมาจากจุลชีพไนโตรโซโมนาสมีอัตราต่ำกว่าไนโตรแบคเตอร์ ดังนั้นอัตราการเกิดกระบวนการไนโตรโซโมนาส จึงเป็นอัตราจำกัด (Rate Limiting) ของกระบวนการรวม

$$\mu_A = \mu_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \quad (16)$$

โดย μ_A = Specific Growth Rate of Nitrifiers [1/T]

$\mu_A^{\wedge}$ = Maximum Specific Growth Rate of Nitrifiers [1/T]

S_{NH} = Ammonia Nitrogen Concentration [MN/L₃]

K_{NH} = Ammonia Half Saturation Constant [MN/L³]

อัตราการเปลี่ยนแปลงของมวลล่อโททรอปิก (Autotrophic Biomass Concentration, X_A) ได้แก่

$$\frac{dX_A}{dt} = \mu_A \cdot X_A \quad (17)$$

อัตราการเปลี่ยนแปลง S_{NH} ได้แก่

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{1}{Y_A} \cdot \frac{dX_A}{dt} \quad (18)$$

จากสมการ (17) และ (18) จะได้

$$-\frac{dS_{NH}}{dt} = \frac{\mu_A}{Y_A} \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \cdot X_A \quad (19)$$

ปริมาณไนเตรทที่เพิ่มขึ้น เนื่องจากแอมโมเนียที่ถูกออกซิไดซ์ (Oxidize) ได้แก่

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{dS_{NH}}{dt} \quad (20)$$

โดย S_{NO} = Nitrate Nitrogen Concentration [MN/L³]

ปริมาณออกซิเจนที่เปลี่ยนแปลงในกระบวนการเติบโตของจุลชีพออโททรอป ได้แก่

$$\frac{dS_O}{dt} = \frac{-4.57 - Y_A}{Y_A} \cdot \mu_A \cdot X_A \quad (21)$$

หรือ

$$\frac{dS_O}{dt} = (4.57 - Y_A) \frac{dS_{NH}}{dt} \quad (22)$$

2) กระบวนการเสื่อมของจุลชีพออโททรอป

กระบวนการมีการดำเนินการคล้ายการเสื่อมของจุลชีพเฮเทอโรทรอป และใช้กลไกเอนโดจีเนียส ดีเคย์ มีอัตราการเปลี่ยนแปลงมวลล่อโททรอปิก (X_A) ได้แก่

$$\frac{dX_A}{dt} = -b_A \cdot X_A \quad (23)$$

โดย b_A = Endogenous Decay Coefficient of Autotrophic Biomass [1/T]

ดังนั้นอัตราการเปลี่ยนแปลงระดับออกซิเจน เนื่องจากการสูญเสียมวลออกซิเจน
จึงเป็น

$$\frac{dS_o}{dt} = -(1 - f_{EX})b_A X_A \quad (24)$$

3) การเปลี่ยนรูปไนโตรเจนอินทรีย์เป็นแอมโมเนีย

กระบวนการประกอบด้วย 2 ขั้นตอน ได้แก่การเปลี่ยนรูปไนโตรเจนอินทรีย์ (X_{ND}) ไปเป็นสารละลายไนโตรเจนอินทรีย์ (S_{ND}) โดยกระบวนการไฮโดรไลซิส และเปลี่ยนรูปสารละลายไนโตรเจนอินทรีย์ (S_{ND}) เป็น แอมโมเนีย (S_{NH}) โดยกระบวนการแอมโมนิฟิเคชัน (Ammonification)



อัตราของกระบวนการไฮโดรไลซิสของไนโตรเจนอินทรีย์ (X_{ND}) จะเทียบเท่ากับอัตราไฮโดรไลซิสของอนุภาคย่อยสลายช้า (X_s) ที่ปรากฏในกระบวนการกำจัดสารประกอบคาร์บอน

$$\frac{dX_{ND}}{dt} = -k_h \cdot \frac{(X_{ND} / X_H)}{K_X + (X_{ND} / X_H)} \cdot X_H \quad (26)$$

จัดสมการ (26) ให้มีอันดับ 1 และ $K_X \gg X_{ND}/X_H$

$$\frac{dX_{ND}}{dt} = -K_h \cdot X_{ND} \quad (27)$$

ใช้สมการเอมไพริคัล (Empirical) ในการเปลี่ยน S_{ND} เป็นแอมโมเนีย

$$\frac{dS_{ND}}{dt} = -k_a \cdot S_{ND} \cdot X_H \quad (28)$$

โดย $k_s = \text{Constant} = 0.041 \text{ (mg.day)}^{-1}$

จากการคำนวณกระบวนการกระบวนการไนตริฟิเคชันดังที่ได้แสดง สามารถนำมาสรุป
ให้อยู่ในตารางการคำนวณกระบวนการ แสดงในตารางที่ 2

ตารางที่ 2 กลไกการคำนวณกระบวนการในตรียุติขั้น

Component	j	i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Process Rate
			S_{NH}	X_{NH}	X_{ND}	S_{ND}	S_{NH}	X_A	X_P	S_O	S_{NO}	S_{ALK}	
1	Growth						$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$	1		$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{2}{14 Y_A}$	$\mu^A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A$
2	Decay				$i_{XB} \cdot f_{EXP}$			-1	f_{EX}	$-(1 - f_{EX})$			$b_A X_A$
3	Hydrolysis				-1	1							$K_d X_{ND}$
4	Ammonification of Soluble Organic Nitrogen					-1	1					$\frac{1}{14}$	$K_d S_{ND} X_H$
Parameter							NH_3-N	Cell COD	COD	O_2	NO_3-N	Molar Unit	

ที่มา : Orhon and Artan (1994)

ค. กระบวนการดีไนตริฟิเคชัน

กระบวนการดีไนตริฟิเคชัน เป็นกระบวนการที่ใช้สารประกอบคาร์บอน มาเป็นแหล่งอาหารและพลังงาน โดยใช้สมมุติฐานการดำเนินการชนิดเอนโดจีเนียส ดีเคย์ ซึ่งจะใช้ออกซิไดซ์ไนโตรเจนอินทรีย์ (Oxidized Organic Nitrogen) ซึ่งอยู่ในรูปไนไตรท และ ไนเตรท แทนออกซิเจนในกระบวนการหายใจ และจะทำให้เกิดการเปลี่ยนรูปเป็นแก๊สไนโตรเจน และเนื่องจากกระบวนการดีไนตริฟิเคชันจะเกิดขึ้นได้เมื่อมีสารตั้งต้น ซึ่งได้แก่ออกซิไดซ์ไนโตรเจน ดังนั้นกระบวนการดีไนตริฟิเคชันต้องอาศัยกระบวนการไนตริฟิเคชันเพื่อทำการออกซิไดซ์ไนโตรเจนอินทรีย์เพื่อให้เป็นไนเตรท

การดำเนินกระบวนการจะอยู่ในสภาพที่ปราศจากออกซิเจน ด้วยเหตุนี้ไนเตรท และไนไตรท จึงทำหน้าที่เป็นผู้รับอิเล็กตรอนแทนออกซิเจน กระบวนการนี้เรียกว่า แอนน็อกติก เรสไพเรชัน (Anoxic Respiration) ซึ่งเกิดขึ้นภายใต้สภาวะที่ปราศจากออกซิเจน จุลชีพดีไนตริฟายเออร์ (Denitrifier) มีกลไกการลดไนเตรท โดยกลไกไนเตรทดิสซิมิเลชัน (Nitrate Dissimilation) โดยไนเตรท หรือไนไตรท จะทำหน้าที่แทนออกซิเจนสำหรับจุลชีพในการหายใจ จุลชีพที่เกี่ยวข้องในกระบวนการเป็นจุลชีพแฟคคัลเททีฟ (Facultative) ซึ่งมีกลไกการเมตาบอลิซึม (Metabolism) เหมือนกันทั้งในสภาพที่มี หรือ ไม่มีออกซิเจน

กระบวนการประกอบด้วย 2 ขั้นตอน ขั้นตอนแรก ไนเตรทถูกเปลี่ยนเป็นไนไตรท และถูกเปลี่ยนเป็นแก๊สไนโตรเจน ตามลำดับ กระบวนการนี้ต้องการอิเล็กตรอนผู้ให้ (Electron Donor) ซึ่งเป็นสารอินทรีย์เพื่อมาเป็นแหล่งคาร์บอน และเนื่องจากจุลชีพดีไนตริฟายเออร์ เป็นจุลชีพกลุ่ม เฮเทอโรโทรป ดังนั้นจึงมีเอนไซม์ที่สามารถเปลี่ยนไนเตรทให้เป็นแอมโมเนียได้เช่นกัน กระบวนการนี้เรียกว่าไนเตรทดิสซิมิเลชัน (Nitrate Dissimilation) ซึ่งกระบวนการนี้จะเกิดขึ้นเมื่อขาดแอมโมเนีย ซึ่งเป็นสารที่จำเป็นในการเติบโตของจุลชีพ

ในสภาวะที่มีออกซิเจน เอนไซม์ในจุลชีพดีไนตริฟายเออร์ จะเปลี่ยนระบบการเมตาบอลิซึม สู่กลไกที่ใช้ออกซิเจนในการหายใจ (Aerobic Respiration) โดยอัตโนมัติ ด้วยเหตุนี้ประสิทธิภาพของดีไนตริฟิเคชันที่ดี จึงไม่ควรให้มีออกซิเจนปะปนอยู่สูง เนื่องจากจะส่งผลให้ศักยภาพในการดีไนตริฟิเคชันลดต่ำลง

การดำเนินกระบวนการไนตริฟิเคชันประกอบด้วยกระบวนการที่เกี่ยวข้อง 3 กระบวนการ ได้แก่ การเติบโตของจุลชีพดีไนตริฟายเออร์ (Growth of Denitrifier) การเสื่อมของดีไนตริฟายเออร์ (Decay of Denitrifiers) และกระบวนการไฮโดรไลซิส (Hydrolysis of Particulate Organic)

1) การเติบโตของจุลชีพ ดีไนตริฟายเออร์

อัตราการเติบโตจำเพาะของดีไนตริฟายเออร์ (Specific Growth Rate of Denitrifiers)

ใช้แนวทางของโมนอต โดยมีการใช้สาร 2 ชนิดเข้ามาเกี่ยวข้องได้แก่ สารอินทรีย์ และ ไนเตรท

$$\mu_{HD}^A = \mu_{HD} \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \quad (29)$$

โดย μ_{HD} = Specific Growth Rate for Denitrifier [1/T]

μ_{HD}^A = Maximum Growth Rate for Denitrifiers [1/T]

K_{NO} = Half Saturation Constant for Carbon Removal [MCOD/L³]

มีอัตราการเปลี่ยนแปลงมวลจุลชีพดีไนตริฟายเออร์ได้แก่

$$\frac{dX_{HD}}{dt} = \mu_{HD} \cdot X_{HD} \quad (30)$$

โดย X_{HD} = Concentration of Denitrifiers [MCell COD/L³]

อัตราการใช้สารอินทรีย์เพื่อเป็นแหล่งคาร์บอนได้แก่

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_{HD}}{Y_{HD}} \cdot X_{HD} \quad (31)$$

ดังนั้น

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\mu_{HD}^A}{Y_A} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_{HD} \quad (32)$$

ปริมาณไนเตรทที่เปลี่ยนแปลงได้แก่

$$\frac{dS_O}{dt} = -\frac{1 - Y_{HD}}{2.86 Y_{HD}} \cdot \mu_{HD} \cdot X_{HD} \quad (33)$$

เนื่องจากอัตราการกำจัดสารภายใต้สภาวะแอนน็อกสิก (Anoxic) ที่เกิดขึ้นจะต่ำกว่าสภาวะแอโรบิก (Aerobic) ดังนั้นอัตราการเติบโตจำเพาะสูงสุด (Maximum Growth Rate) จะมีค่าลดลงเมื่ออยู่ในสภาพแอนน็อกสิก และ เนื่องจากบางส่วนของจุลชีพเฮเทอโรโทรป ไม่สามารถใช้ไนเตรทเป็นผู้รับอิเล็กตรอนได้ ดังนั้น เมื่อเปรียบเทียบกับจุลชีพเฮเทอโรโทรปในสภาพที่มีอากาศ อัตราการใช้สารต่างๆ ในสภาพแอนน็อกสิก จึงลดลงเป็นสัดส่วนเท่ากับ ค่าปัจจัยปรับแก้ สำหรับแอนน็อกสิก ซึ่งมีค่าเท่ากับ η_g มีกระบวนการทั้งหมดอันเนื่องมาจากการปรับแก้ได้แก่

$$\frac{dX_H}{dt} = \eta_g \mu_H \cdot X_H \quad (34)$$

$$\frac{dS_s}{dt} = -\eta_g \cdot \frac{\mu_H}{Y_H} \cdot \frac{S_s}{K_s + S_s} \cdot X_H \quad (35)$$

$$\frac{dS_o}{dt} = -\frac{1 - Y_H}{2.86 Y_H} \cdot \eta_g \cdot \mu_H \cdot X_H \quad (36)$$

2) การเสื่อมของจุลชีพดีในทรีฟายเออร์

กระบวนการเสื่อมของจุลชีพดีในทรีฟายเออร์ใช้สมมติฐานของกลไกเอนโดจีเนียส ดีเคย์ เพื่อหาอัตราการเปลี่ยนแปลงของจุลชีพ ดีในทรีฟายเออร์ เมื่อเปรียบเทียบกับสภาวะที่มีอากาศ ใช้ปัจจัยการปรับแก้มีค่า η_E

$$\frac{dX_{HD}}{dt} = -b_{HD} \cdot X_{HD} \quad (37)$$

ดังนั้น

$$\frac{dX_H}{dt} = -\eta_E \cdot b_H \cdot X_H \quad (38)$$

3) กระบวนการไฮโดรไลซิส

เนื่องจากอัตราการไฮโดรไลซิสในสภาพแอนน็อกสิกต่ำกว่าสภาพแอโรบิก ดังนั้น

$$\frac{dX_s}{dt} = -k_{hd} \frac{X_s / X_{HD}}{K_X + (X_s / X_{HD})} \cdot X_{HD} \quad (39)$$

ดังนั้น

$$\frac{dX_s}{dt} = -\eta_h k_h \frac{X_s / X_H}{K_X + (X_s / X_H)} \cdot X_H \quad (40)$$

โดย η_h = Hydrolysis Correction Factor in Anoxic Condition

จากการดำเนินกระบวนการดีไนตริฟิเคชัน ตามที่ได้แสดง สามารถนำมาสรุปโดยแสดงอยู่ในรูปตารางการดำเนินกระบวนการ แสดงในตารางที่ 3

ตารางที่ 3 กลไกการดำเนินการระบบไดนามิก

Component		1	2	3	4	5	6	7	Process Rate
J	Process	S_g	X_s	X_{HD}	X_p	S_{NH}	S_{NO}	S_{ALK}	
1	Growth	$1 - \frac{1}{Y_{HD}}$		1		$-i_{XB}$	$-\frac{1 - Y_{HD}}{2.86 Y_{HD}}$	$\frac{1 - Y_{HD}}{14(2.86 Y_{HD})} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_{HE} \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) X_{HD}$
2	Hydrolysis	1	-1						$k_{HD} \frac{X_s / X_{HD}}{K_X + (X_s / X_{HD})} X_{HD}$
3	Decay			-1	f_{EX}	$i_{XB} - f_{EX} i_{XP}$	$-\frac{1 - f_{EX}}{2.86}$	$\frac{i_{XB} - f_{EX} i_{XP}}{14}$	$b_{HD} X_{HD}$
Parameter		COD	COD	Cell COD	Cell COD	NH_3-N	NO_3-N	Molar Unit	

พจน์ : Orhon and Artan (1994)

2.2 การดำเนินการแบบจำลองเอเอสสำหรับกำจัดไนโตรเจนแบบตะกอนเดี่ยว

กระบวนการเอเอสสำหรับกำจัดไนโตรเจนมี 2 แบบหลักๆที่ใช้งานคือ ระบบตะกอนแยก (Separate-Sludge) และ ระบบตะกอนเดี่ยว (Single-Sludge) ระบบตะกอนแยกเป็นระบบที่มีการแยกถังปฏิกิริยาออกเป็น 2 ชุด อันได้แก่ ถังปฏิกิริยาแบบไร้อากาศ (Anoxic Volume, V_D) และ ถังปฏิกิริยาเติมอากาศ (Aerobic Volume, V_A) ซึ่งถังปฏิกิริยาแต่ละถังจะมีถังตกตะกอนที่มีการหมุนเวียนตะกอนแยกกันออกไป แหล่งคาร์บอนสำหรับระบบตะกอนแยกจะมีทั้งแบบแหล่งคาร์บอนจากภายนอก และแหล่งคาร์บอนจากภายใน ดังแสดงในรูปที่ 9 ส่วนระบบตะกอนเดี่ยวซึ่งแสดงดังรูปที่ 10 เป็นระบบที่มีถังปฏิกิริยาแยกกันออกเป็น 2 ถังเช่นเดียวกับระบบตะกอนแยก แต่จะมีการใช้ถังตกตะกอน รวมกันทั้งระบบ

ในการใช้งาน ถึงแม้ว่าระบบตะกอนแยกที่ใช้แหล่งคาร์บอนภายนอกมีประสิทธิภาพในการบำบัดไนโตรเจนสูง อย่างไรก็ตาม ระบบตะกอนเดี่ยวก็เป็นที่นิยมใช้งาน เนื่องจากมีข้อได้เปรียบเช่น ไม่ต้องใช้แหล่งคาร์บอนภายนอก มีความต้องการออกซิเจนต่ำกว่าระบบตะกอนแยก และ ตะกอนมีลักษณะที่ดีกว่า เป็นต้น

ตารางการดำเนินการกระบวนการดังตารางที่ 4 ได้พัฒนาขึ้นสำหรับระบบเอเอสสำหรับกำจัดไนโตรเจนแบบตะกอนเดี่ยว อาศัยสมมุติฐานกลไกการดำเนินการชนิด เอนโดจีนีส ดีเคย์ ภายใต้สภาวะที่คงที่ (Steady State) โดยทำการลดจำนวนองค์ประกอบในแบบจำลองที่เกี่ยวข้องให้น้อยที่สุดเพื่อลดความยุ่งยากในการดำเนินการแบบจำลอง โดยมีรูปแบบการดำเนินการกระบวนการ (Flow Scheme) แสดงในรูปที่ 11 ในการดำเนินการแบบจำลองจะแยกดำเนินการตามลักษณะกลุ่มของจุลชีพ และ องค์ประกอบที่เกี่ยวข้องเพื่อความสะดวกในการดำเนินการ ซึ่งประกอบด้วย

2.2.1 กระบวนการจากจุลชีพกลุ่มเฮเทอโรโทรฟิก

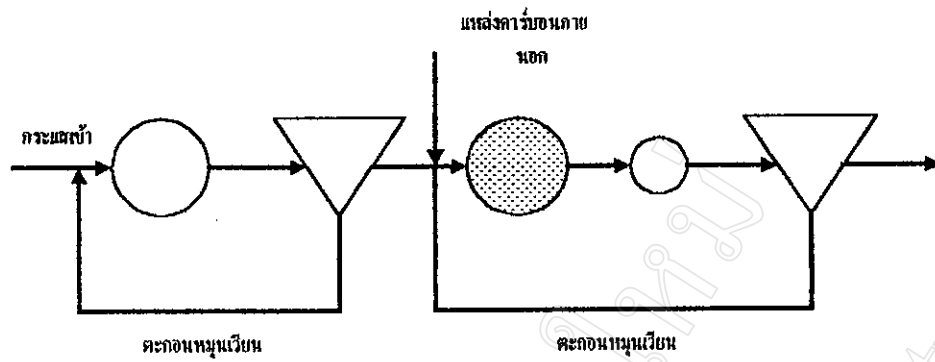
กระบวนการมีสมมุติฐานในการดำเนินการประกอบด้วย

- การเติบโต และการเสื่อมสภาพของจุลชีพเฮเทอโรโทรฟ ในถังแอนนอคติก และถังแอโรบิก มีอัตราที่เท่ากันทั้งสองถัง
- ค่าปัจจัยปรับแก้ของถังแอนนอคติก เป็นปัจจัยที่ลดกิจกรรมของจุลชีพ อันเนื่องมาจาก มีการเปลี่ยนสภาพแวดล้อม มีบางส่วนของจุลชีพเฮเทอโรโทรฟที่สามารถเกิดดีไนตริฟิเคชัน และ อัตรากระบวนการไฮโดรไลซิสในสภาพแอนนอคติก ช้ากว่าในสภาพแอโรบิก
- มีสมมุติฐานการใช้สาร โดยใช้กลไกไฮโดรไลซิส ในรูปที่ 5

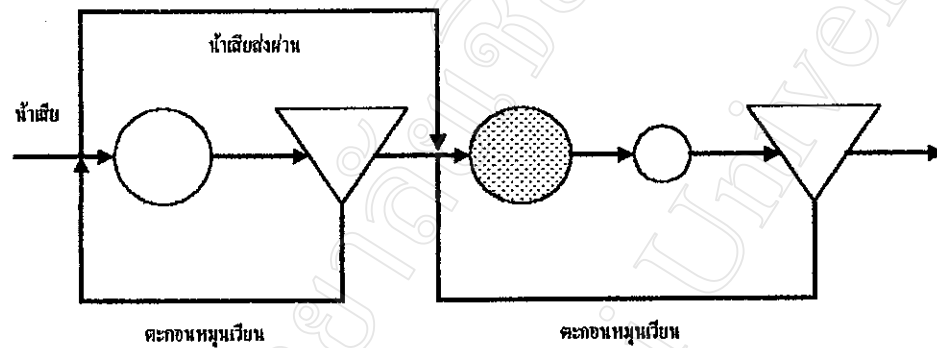
ตารางที่ 4 การคำนวณปริมาณการของระบบเอเอสเพื่อการจัดไนโตรเจนแบบตะกอนเดี่ยว

Component		1	2	3	4	5	6	7	8	9	Process Rate
j	Process	X _H	X _A	X _P	C _S	S _F	S _O	S _{NH}	S _{NO}	S _{ALK}	
1	Aerobic Growth of Heterotrophs	1			$-\frac{1}{Y_H}$	α_D	$-\frac{1 - Y_H - \alpha_D}{Y_H}$	$-i_{XB}$		$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_H^A \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H$
2	Anoxic Growth of Heterotrophs	1			$-\frac{1}{Y_H}$	α_D		$-i_{XB}$	$-\frac{1 - Y_H - \alpha_D \frac{Y_H}{Y_H}}{Y_H}$	$\frac{1 - Y_H - \alpha_D \frac{Y_H}{Y_H}}{14 \times 2.86 \frac{Y_H}{Y_H}} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\eta \mu_H^A \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H$
3	Aerobic Decay of Heterotrophs	-1		f_{EX}			$-(1 - f_{EX})$	$i_{XE} - f_{EX} i_{XE}$		$-\frac{i_{XB}}{14}$	$b_H X_H$
4	Anoxic Decay of Heterotrophs	-1		f_{EX}				$i_{XB} - f_{EX} i_{XB}$	$-\frac{1 - f_{EX}}{2.86}$	$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\eta b_H X_H$
5	Growth of Autotrophs		1				$-\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$	$-\frac{1}{Y_A} - \frac{i_{XB}}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-\frac{2}{14 \frac{Y_A}{Y_A}} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\mu_A^A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A$
6	Decay of Autotrophs		-1	f_{EX}			$-(1 - f_{EX})$				$b_A X_A$
Parameter		Cell COD	Cell COD	Cell COD	COD	COD	O ₂	NH ₃ -N	NO ₃ -N	Molar Units	

ที่มา : Orthon and Artan (1994)

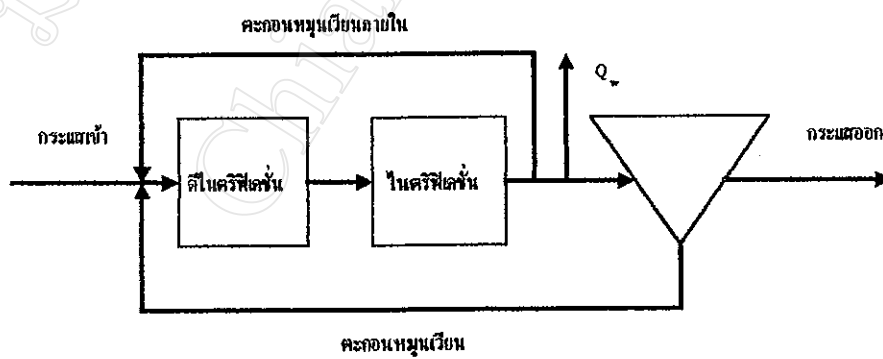


ก) ระบบเอสแบบตะกอนแยกใช้หลังคาร์บอนไดออกไซด์

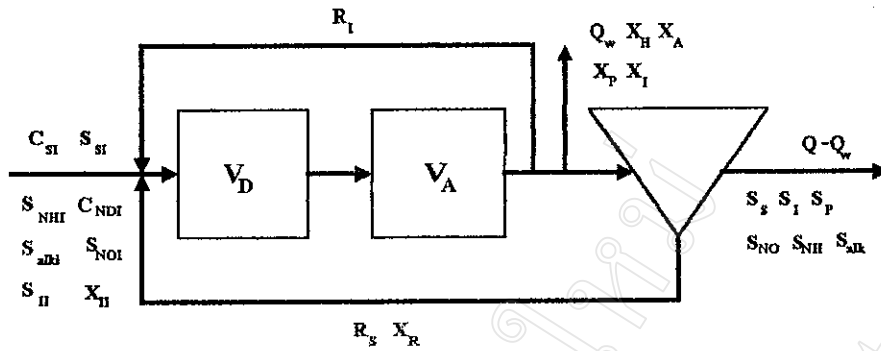


ข) ระบบเอสแบบตะกอนแยกใช้หลังคาร์บอนไดออกไซด์

รูปที่ 9 ระบบเอสแบบตะกอนแยก



รูปที่ 10 ระบบเอสแบบตะกอนเดี่ยว



รูปที่ 11 รูปแบบการดำเนินการระบบแอสแบบตะกอนเดี่ยว

ก. มวลจุลชีพเฮเทอโรโทรฟิค (Heterotrophic Biomass, X_H)

ดุลย์มวลจุลชีพเฮเทอโรโทรฟิค โดยใช้ตารางกระบวนการที่ 4 และ รูปที่ 11

$$[\text{Growth, } X_H + \text{Decay, } X_H]_{\text{Aerobic, Anoxic}} + [\text{Waste Sludge, } X_H] = 0$$

$$[V_A \cdot \mu_H \cdot X_H - V_A \cdot b_H \cdot X_H]_{\text{Aerobic}} + [\eta \cdot V_D \cdot \mu_H \cdot X_H + \eta \cdot V_D \cdot \mu_H \cdot X_H]_{\text{Anoxic}} - [Q_w \cdot X_H] = 0$$

ให้

$$(V_A + \eta \cdot V_D) = c \cdot V_A$$

$$\mu_H = \frac{1}{c \cdot \theta_X} + b_H \quad (41)$$

ข. สารประกอบคาร์บอน

สมมติฐานในกระบวนการ

- ในน้ำเสียที่เข้าสู่ระบบประกอบด้วย สารที่ย่อยสลายได้ ซึ่งอยู่ในลักษณะประเภท สารละลาย และ ประเภทอนุภาค ในส่วนที่เป็นอนุภาคจะถูกไฮโดรไลซ์จนหมด เนื่องจากอายุ ตะกอนมีค่าสูง

$$\left[\text{Degradable COD} \right]_{\text{Inf}} - \left[\text{Soluble COD} \right]_{\text{eff}} - \left[\text{COD Utilized by Growth} \right]_{\text{Acrobic, Anoxic}} = 0$$

$$Q \cdot C_{\text{SI}} - Q \cdot S_s - V_A \left(\frac{\mu_H}{Y_H} \right) X_H - \eta V_D \left(\frac{\mu_H}{Y_H} \right) X_H = 0$$

$$(C_{\text{SI}} - S_s) Q Y_H = c \cdot V \mu_H X_H \quad (42)$$

แทนค่าจากสมการ (41) จะได้

$$X_H = \frac{Y_H Q (C_{\text{SI}} - S_s) \theta_X}{(1 + c \cdot b_H \cdot \theta_X) V} \quad (43)$$

ก. อนุภาคผลผลิตจากจุลชีพ (X_p)

สมมุติฐานของกระบวนการ

- เป็นผลผลิตที่เกิดจากกระบวนการเสื่อมสภาพของจุลชีพทั้งในถังแอโรบิก และ แอนนอคติก

- ผลผลิตจากจุลชีพเป็นประเภทเดียวกับอนุภาคเนื้อ และออกจากระบบโดยการระบายตะกอน

$$[X_p]_{\text{Acrobic}} + [X_p]_{\text{Anoxic}} - [\text{Waste Sludge}, X_p] = 0$$

$$V_A \alpha_D \mu_H X_H + \eta V_D f_{\text{EX}} b_H X_H - Q_w X_p = 0$$

$$X_p = c \cdot f_{\text{EX}} b_H X_H \theta_X \quad (44)$$

ง. ผลผลิตประเภทสารละลาย (S_p)

สมมุติฐานกระบวนการ

- เป็นผลผลิตที่เกิดจากกระบวนการเจริญเติบโตของจุลชีพทั้งในถังปฏิกิริยา แอนนอคติก และ ถังปฏิกิริยาเติมอากาศ

- ผลผลิตเป็นประเภทเดียวกับสารละลายเนื้อ ซึ่งออกจากระบบโดยน้ำทิ้ง

$$[\text{Soluble Product}]_{\text{Acrobic, Anoxic}} - [\text{Soluble Product}]_{\text{eff}} = 0$$

$$V_A \alpha_D \mu_H X_H + \eta V_D \alpha_D \mu_H X_H - Q S_p = 0$$

จากสมการ(42) จะได้

$$S_p = \alpha_D \cdot Y_H (C_{SI} - S_S) \quad (45)$$

จ. ไนโตรเจนสะสมในมวลชีวภาพ (N_X)

การดำเนินการกระบวนการมีสมมูลฐานโดย ในกระบวนการเติบโตมีการใช้แอมโมเนีย และมีแอมโมเนียเกิดขึ้นจากกระบวนการเสื่อมสภาพของจุลินทรีย์ที่มีอยู่ในระบบ และจะถูกเปลี่ยนเป็นไนเตรทโดยกระบวนการไนตริฟิเคชัน

$$[\text{Degradable Org} - N]_{\text{inf}} + [S_{NH}]_{\text{inf}} - [S_{NH} \text{ Utilized}] - [\text{Nitrogen in biomass}] - [S_{NH} \text{ Converted}] = 0$$

$$C_{NDI} + S_{NHI} - S_{NH} - N_X - N_{OX} = 0 \quad (46)$$

$$[\text{Nitrogen in Biomass}] - [\text{Nitrogen in Biomass}]_{\text{waste}} - [\text{Nitrogen Product}]_{\text{waste}} = 0$$

$$Q \cdot N_X - Q_W \cdot (i_{XB} X_H) - Q_W \cdot (i_{XE} X_P) = 0$$

แทนค่า X_H และ X_P จากสมการ(43) และ (44)

$$N_X = (i_{XB} + i_{XE} c_{EX} b_H \theta_X) \left[\frac{Y_H (C_{SI} - S_S)}{1 + c \cdot b_H \cdot \theta_X} \right] \quad (47)$$

2.2.2 กระบวนการจากจุลินทรีย์กลุ่มออโททรอป

การดำเนินการมีสมมูลฐานโดย ในถังแอกซิเจนจะไม่เกิดการเติบโต และการเสื่อมสภาพของ จุลินทรีย์ ออโททรอป

ก. มวลจุลินทรีย์ออโททรอป (Autotrophic Biomass, X_A)

$$\left[\text{Growth } X_A \right]_{\text{Aerobic}} + \left[\text{Decay } X_A \right]_{\text{Aerobic}} - \left[\text{Waste Sludge } X_A \right] = 0$$

$$(V_A \cdot \mu_A \cdot X_A) - (V_A \cdot b_A \cdot X_A) - (Q_W \cdot X_A) = 0$$

$$\mu_A \left(\mu_A \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} - b_A \right) X_A - Q_W \cdot X_A = 0 \quad (48)$$

โดยที่อายุตะกอนออกโททรอปิก ได้แก่

$$\theta_{XA} = \frac{V_A \cdot X_A}{Q_W \cdot X_A} \quad (49)$$

ดังนั้น

$$S_{NH} = \frac{K_{NH}(1 + b_A \cdot \theta_{XA})}{\theta_{XA}(\mu_A - b_A) - 1} \quad (50)$$

จากสมการ(48) และ(49) ได้

$$\mu_A = \frac{1}{\theta_{XA}} + b_A \quad (51)$$

$$\theta_{XA} = \frac{V \cdot X_T}{Q_W \cdot X_T} \quad (52)$$

จากสมการ(49) และ (50) ได้

$$\theta_x = \frac{\theta_{XA}}{(1 - V_D / V)} \quad (53)$$

จากสมการ(46) ปริมาณแอมโมเนียที่เปลี่ยนเป็นไนเตรทคือ N_{OX} ดังนั้น

$$N_{OX} = C_{NDI} + S_{NHI} - S_{NH} - N_X = 0 \quad (54)$$

ปริมาณไนเตรทที่เกิดขึ้น เท่ากับ ปริมาณแอมโมเนียที่ถูกใช้

$$Q \cdot N_{OX} = V_A \left(\frac{\mu_A}{Y_A} \right) X_A$$

จากสมการ(48) แทนค่า จะได้

$$X_A = \frac{Y_A \cdot N_{OX} \cdot \theta_x}{(1 + b_A \cdot \theta_{XA}) \theta_h} \quad (55)$$

2.2.3 กระบวนการจากจุลินทรีย์ในตรียาเออร์

กระบวนการเกิดขึ้นภายใต้สภาวะที่ปราศจากออกซิเจน และใช้ไนเตรทเป็น

ผู้รับอิเล็กตรอน

ก. ไนเตรท (Soluble Nitrate, S_{NO})

$$\left[S_{NO} \text{ Removed} \right] = \left[S_{NO} \text{ Utilized} \right]_{\text{Growth}} + \left[S_{NO} \text{ Utilized} \right]_{\text{Decay}}$$

$$R_{ND} = Q N_{DP} = \left[\eta \cdot V_D \left(\frac{1 - Y_H - \alpha_D Y_H}{2.86 Y_H} \right) \mu_H \cdot X_H \right] + \left[\eta \cdot V_D \left(\frac{1 - f_{EX}}{2.86} \right) b_H \cdot X_H \right]$$

แทนค่า μ_H และ X_H จากสมการ (41) และ (43)

$$N_{DP} = \frac{V_D}{V} \cdot \frac{\eta}{2.86 c} (C_{SI} - S_S) \left[(1 - Y_H - \alpha_D Y_H) + \frac{(1 - f_{EX}) c \cdot b_H \cdot Y_H \cdot \theta_X}{(1 + c \cdot b_H \cdot \theta_X)} \right] \quad (56)$$

ให้

$$N_{DP} = \frac{\eta}{c} \cdot \frac{V_D}{V} \cdot \frac{OR_H}{2.86 Q}$$

ดังนั้น

$$OR_H = \left[(1 - Y_H - \alpha_D Y_H) + \frac{(1 - f_{EX}) c \cdot b_H \cdot Y_H \cdot \theta_X}{1 + c \cdot b_H \cdot \theta_X} \right] (C_{SI} - S_S) \quad (57)$$

จากสภาพจริงพบว่า การกำจัดไนเตรทเกิดขึ้นต่ำกว่าความเป็นจริง ซึ่งเนื่องจาก สารที่จุลชีพสามารถใช้ได้โดยตรงถูกใช้จนหมดในถังปฏิกิริยาแอนนอคติก ดังนั้นอัตราการกำจัดไนเตรทที่เพิ่มขึ้นจึงมีอัตราได้แก่

$$OR_{HS} = (1 - Y_H - \alpha_D Y_H) S_{SI} \cdot Q \quad (58)$$

จากสมการ (55) (56) และ (57) ได้ปริมาณไนเตรทที่ถูกกำจัดหลังจากการปรับแก้ได้แก่

$$Q N_{DP} = \frac{OR_{HS}}{2.86} + \frac{\eta}{c} \cdot \frac{V_D}{V} \cdot \frac{(OR_H - OR_{HS})}{2.86} \quad (59)$$

จากการหมุนเวียนตะกอนภายใน (R_T) ทำให้น้ำออกซิเจนจากถังเดิมอากาศเข้าสู่ถังปฏิกิริยาแอนนอคติก ทำให้ประสิทธิภาพการเกิด ดีไนตริฟิเคชันลดลง เทียบเท่ากับปริมาณออกซิเจนที่ถูกหมุนเวียนกลับ ดังนั้น จึงทำให้กระบวนการดีไนตริฟิเคชันที่เกิดขึ้นจึงเป็น

$$N_D = N_{DP} - R \frac{S_{OR}}{2.86} \quad (60)$$

โดย S_{OR} = Dissolve Oxygen Concentration in Reactor $[MO_2/L_3]$

$$[S_{NO}]_{inf} - [S_{NO}]_{eff} + \left[S_{NO} \text{ Generated} \right]_{\text{Nitrification}} - \left[S_{NO} \text{ Removed} \right]_{\text{Denitrification}} = 0$$

$$Q \cdot S_{NOI} - Q \cdot S_{NO} + Q \cdot N_{OX} - Q \cdot N_{DP} = 0$$

$$S_{NO} = S_{NOI} + N_{OX} - N_{DP} + R \cdot \frac{S_{OR}}{2.86} \quad (61)$$

2.2.4 ปริมาณตะกอนรวมที่ถ่ายทิ้ง (P_{XT})

การระบายตะกอนออกจากระบบในการดำเนินการเป็นการระบายโดยการระบายโดยตรงออกจากถังปฏิกริยา ซึ่งส่วนประกอบของตะกอนประกอบไปด้วย อนุภาคของมวลเฮทเทอโรโทรฟิค(X_H) อนุภาคมวลออโทโทรฟิค(X_A) อนุภาคผลผลิตจากจุลชีพ(X_P) และ อนุภาคเนื้อที่เข้ามากับน้ำเสีย และสามารถหาปริมาณตะกอนรวมที่ถ่ายทิ้งได้โดย

$$P_{XH} = \frac{Y_H \cdot C_{SI}}{1 + (c \cdot b_H \cdot \theta_X)}$$

$$P_{XA} = \frac{Y_A \cdot N_{OX}}{1 + b_A \cdot \theta_{XA}}$$

$$P_{XE} = f_{EX} \cdot c \cdot b_H \cdot \theta_X \cdot P_{XH}$$

ดังนั้น

$$P_{XT} = P_{XH} + P_{XA} + P_{XE} + X_{II} \quad (62)$$

2.2.5 ปริมาตรรวมถังปฏิกริยา (V)

ส่วนประกอบของถังปฏิกริยาประกอบด้วย ถังปฏิกริยาแอนนอคติก และถังปฏิกริยาเติมอากาศ ซึ่งสามารถหาได้โดยใช้ความสัมพันธ์ของอายุตะกอน

$$\theta_X = \frac{V \cdot X_T}{Q_W \cdot X_T}$$

$$V = \frac{P_{XT} \cdot \theta_X}{X_T} \quad (63)$$

2.2.6 การหมุนเวียนตะกอนภายใน (R_f)

เนื่องจากในการหมุนเวียนตะกอนภายใน (R_f) ทำให้ออกซิเจนจากถังเติมอากาศเข้าสู่ถังแอนน็อกติก ซึ่งมีผลต่อประสิทธิภาพการเกิดดีไนตริฟิเคชัน (E_D) ดังนั้นในการหมุนเวียนตะกอน ควรให้ปริมาณไนเตรทจากถังเติมอากาศเข้าสู่ถังแอนน็อกติก เท่าที่จะสามารถกำจัดได้โดยกระบวนการดีไนตริฟิเคชัน และไม่ส่งผลกระทบต่อประสิทธิภาพของระบบ

$$R \cdot S_{NO} = N_D$$

โดยประสิทธิภาพของระบบทำการประเมินจาก ศักยภาพในการกำจัดไนเตรท และปริมาณไนเตรทที่ออกจากระบบ

$$E_D = \frac{N_D}{N_D + S_{NO}}$$

$$E_{D1} = \frac{R}{1 + R}$$

ประสิทธิภาพในการดีไนตริฟิเคชัน เมื่อประเมินกับปริมาณไนเตรทที่เกิดขึ้น

$$E_{D2} = \frac{N_D}{N_{OX}} = \frac{N_{DP} - R \frac{S_{OR}}{2.86}}{N_{OX}}$$

ดังนั้น อัตราการหมุนเวียนตะกอนที่เหมาะสม โดยให้ $E_{D1} = E_{D2}$ จะได้

$$S_{OR} \cdot R^2 - (2.86 N_{OX} + S_{OR} - 2.86 N_{DP}) R + 2.86 N_{DP} = 0 \quad (64)$$

2.2.7 ความต้องการออกซิเจน (Oxygen Requirement ,OR)

Oxygen Requirement = Heterotrophic e^- Acceptor + Autotrophic e^- Acceptor - e^- Acceptor
Equivalent in Anoxic

$$OR_T = OR_H + 4.57 Q \cdot N_{OX} - 2.86 Q \cdot N_D \quad (65)$$

2.3 ส่วนประกอบต่างๆในระบบเอเอสสำหรับกำจัดไนโตรเจนแบบตะกอนเดี่ยว

2.3.1 ถังตกตะกอนขั้นสุดท้าย (Final Clarifier)

แม้ว่าน้ำที่ออกจากถังปฏิกริยาของระบบเอเอส จะไม่มีสารละลายอยู่ในปริมาณสูงพอที่จะก่อให้เกิดปัญหาแก่แหล่งรองรับน้ำที่ระบายออกจากระบบได้ อย่างไรก็ตาม ส่วนประกอบที่เป็นอนุภาค ซึ่งมีบางส่วนเป็นสารที่ย่อยสลายได้ ซึ่งสามารถก่อให้เกิดปัญหาได้ภายหลังเหตุนี้ กระบวนการแยกส่วนประกอบที่เป็นอนุภาคออกจากน้ำโดยวิธีทางกายภาพจึงถูกนำมาใช้เพื่อลดปัญหาดังกล่าว อีกทั้งยังสามารถรักษาระดับความเข้มข้นของมวลชีวภาพในถังปฏิกริยาของระบบเอเอสโดยการหมุนเวียนตะกอน ดังนั้นระบบเอเอสจึงเป็นระบบที่ต้องมีการใช้งานถังตกตะกอนควบคู่กัน

การออกแบบถังตกตะกอนขั้นสุดท้ายโดยทฤษฎีฟลักซ์ (Flux Theory) เป็นวิธีที่ได้รับการยอมรับ และใช้งานกันอย่างแพร่หลาย การดำเนินการจะพิจารณาฟลักซ์ ซึ่งเป็นมวลที่เข้าหรือออก โดยเทียบกับพื้นที่ของถังตกตะกอน ความเร็วเริ่มต้นในการตกตะกอนของอนุภาค (Initial Settling Velocity, ISV) และ ความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอยในน้ำตะกอน เป็นตัวแปรที่มีผลต่อฟลักซ์ที่ใช้ในการออกแบบ ฟลักซ์ทั้งหมดที่เกิดขึ้นประกอบด้วย ฟลักซ์อันเนื่องจากการตกตะกอนโดยแรงดึงดูด (G_g) และ ฟลักซ์อันเนื่องมาจากการระบายตะกอนออกจากถังตกตะกอน (G_u) โดยมีความสัมพันธ์กับความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอยในน้ำตะกอน ($MLSS, X_L$) สามารถแสดงความสัมพันธ์ได้ดังรูปที่ 12

$$G_t = G_g + G_u \quad (66)$$

โดย

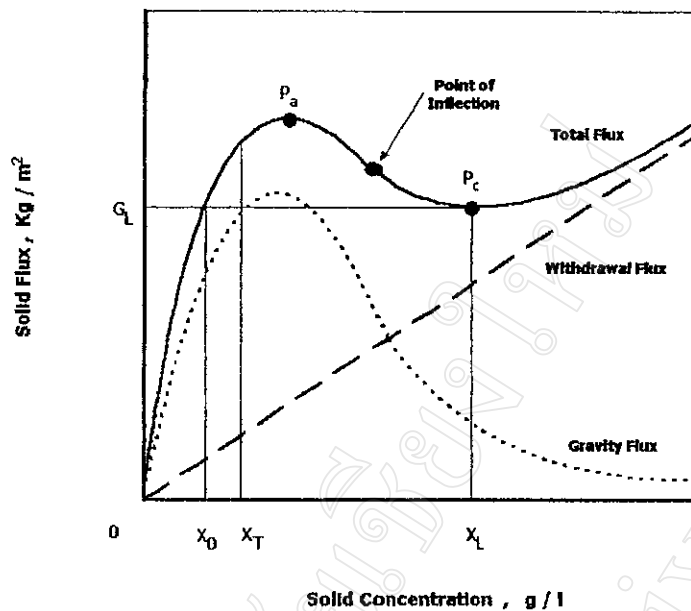
G_t = ผลรวมของฟลักซ์ (kg/m^2-d)

G_g = ฟลักซ์เนื่องจากการตกตะกอนโดยแรงดึงดูด (kg/m^2-d)

G_u = ฟลักซ์เนื่องจากการระบายตะกอนออกจากถังตกตะกอน (kg/m^2-d)

G_L = ฟลักซ์จำกัด (kg/m^2-d)

X_L = ความเข้มข้นจำกัดของของแข็งแขวนลอยในน้ำตะกอน (g/l)



รูปที่ 12 ความสัมพันธ์ระหว่างฟลักซ์ และความเข้มข้นของตะกอนแขวนลอย
ที่มา : Donald (1983)

ดังนั้น

$$G_t = \frac{24}{1000} X_i V_i + \frac{1}{1000} X_i \frac{Q_R}{A_f} \quad (67)$$

โดย X_i = ความเข้มข้นใดๆ ของของแข็งแขวนลอยในน้ำตะกอน (g/l)

V_i = ความเร็วเริ่มต้นในการตกตะกอน (m/hr)

Q_R = อัตราการสูบตะกอนหมุนเวียนจากถังตกตะกอน (m³/d)

A_f = พื้นที่ของถังตกตะกอน (m²)

Vesilind (1968) ได้หาความสัมพันธ์ระหว่างความเร็วเริ่มต้นในการตกตะกอน (V_i) กับ ความเข้มข้นใดๆ ของของแข็งแขวนลอยในน้ำตะกอน (X_i) ได้ความสัมพันธ์เป็นสมการเอกซ์โปเนนเชียล (Exponential) ได้แก่

$$V_i = ae^{-nX_i} \quad (68)$$

โดย a, n = ค่าคงที่

แทนค่าสมการ (68) ในสมการ (67) ได้

$$G_t = 24 X_i a e^{-nX_i} + X_i R \frac{Q}{A_f} \quad (69)$$

โดย

$R =$ สัดส่วนการหมุนเวียนตะกอน (Q_R/Q)

$Q =$ อัตราการไหลของน้ำตะกอนเข้าสู่ถังตกตะกอน (m^3/d)

จากรูปที่ 12 เมื่อระบบรับภาระเต็มที่ (Full Load)

$$\frac{dG_t}{dX_i} = (a e^{-nX_i} - nX_i a e^{-nX_i}) + \frac{RQ}{A_f} \quad (70)$$

เมื่อ $\frac{dG_t}{dX_i} = 0$ ได้

$$A_f = \frac{RQ}{24 a e^{-nX_i} (nX_i - 1)} \quad (71)$$

$$\frac{d^2 G_t}{dX_i^2} = 24 a n^2 X_i e^{-nX_i} - 48 a n e^{-nX_i} \quad (72)$$

พบว่า a, n, X_i และ e^{-nX_i} มีค่าเป็นบวก ดังนั้น $\frac{d^2 G_t}{dX_i^2} > 0$ และจะได้

$$X_L > \frac{2}{n} \quad (73)$$

พิจารณาตะกอนที่ออกจากกระบอกโดยการระบายตะกอนเท่านั้น โดยไม่มีของแข็งแขวนลอยหลุดจากถังตกตะกอน โดยการไหลสั้น

$$G_t = X_R \cdot \frac{Q_R}{A_f}$$

$$G_t = \frac{X_R R Q}{A_f} \quad (74)$$

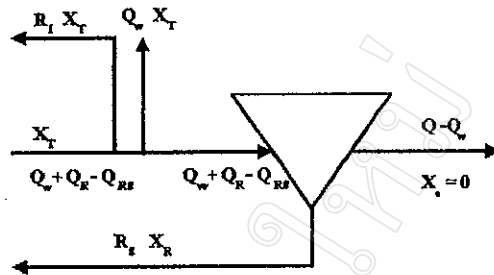
โดย

$X_R =$ ความเข้มข้นของตะกอนที่ก้นถังตกตะกอน (g/l)

แทนสมการ (74) ในสมการ (69) ภายใต้เงื่อนไข (73) จะได้

$$X_L = \frac{X_R}{2} \left(\frac{X_R^2}{4} - \frac{X_R}{n} \right)^{1/2} \quad (75)$$

จากรูปที่ 13 ทำการดุลย์มวลของถังตกตะกอนของระบบเอสแบบตะกอนเดี่ยว



รูปที่ 13 ถังตกตะกอนระบบเอสแบบตะกอนเดี่ยว

$$(Q + Q_R - Q_w)X_T = (Q - Q_w)X_e + Q_R X_R$$

$$X_R = \left[\frac{(1 + R) - (\theta_h / \theta_x)}{R} \right] X_T \quad (76)$$

แทนสมการ (76) ลงใน (75) พบว่าพจน์ที่อยู่ในวงเล็บยกกำลัง จะเป็นจริงเมื่อมีค่ามากกว่าหรือเท่ากับ 0 ดังนั้น

$$\left[\frac{(1 + R) - (\theta_h / \theta_x)}{4R^2} \right]^2 X_T^2 - \left[\frac{(1 + R) - (\theta_h / \theta_x)}{nR} \right] X_T \geq 0$$

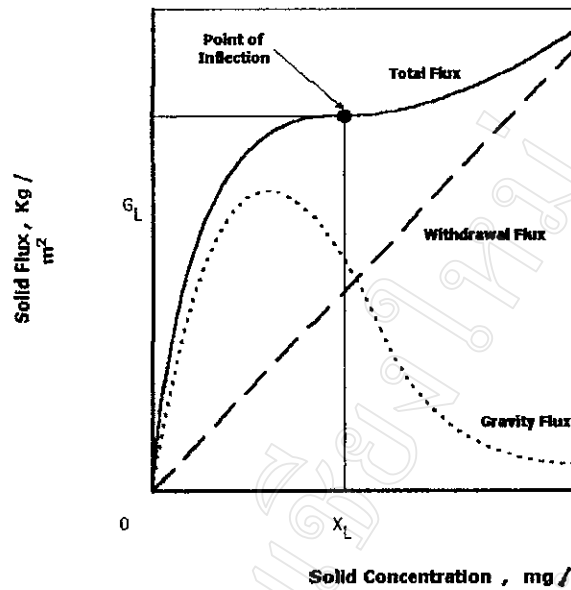
$$R \leq \frac{nX_T(1 - (\theta_h / \theta_x))}{4 - nX_T} \quad (77)$$

จากรูป 12 กราฟของฟลักส์อันเนื่องจากการระบายตะกอนเป็นฟังก์ชันกับสัดส่วนการหมุนเวียนตะกอน ดังนั้นเมื่อ สัดส่วนการหมุนเวียนตะกอนเพิ่มจนกระทั่งทำให้ $P_a = P_c$ จะให้ค่าการหมุนเวียนตะกอนวิกฤต (R_c) ดังรูปที่ 14 ดังนั้น

$$R_c = \frac{nX_T(1 - (\theta_h / \theta_x))}{4 - nX_T} \quad (78)$$

จากเงื่อนไขที่ (73) และ (77) และสมการที่ (69) และ (71) เพื่อหาฟลักส์จำกัด จะได้

$$G_L = 24anX_L^2 e^{-nX_L} \quad (79)$$



รูปที่ 14 ฟลักส์วิกฤต

ที่มา : Donald (1983)

ฟลักซ์ที่เข้าสู่ระบบ (G_a) คือ

$$G_a = (Q + Q_R - Q_w) \cdot \frac{X_T}{A_f} \quad (80)$$

เมื่อ $R \leq R_c$; ให้ $G_a = G_L$ เนื่องจาก G_L อยู่ภายใต้เงื่อนไขสมการ (73) และ (74) ได้

$$A_f = \frac{(1 + R - (\theta_h / \theta_x)) X_T \cdot Q}{24nX_L^2 \cdot ae^{-nX_L}} \quad (81)$$

เมื่อ $R > R_c$; ให้ G_a ในสมการ (80) มีค่า G_t ในสมการ (69) และ $X_L = X_T$

$$A_f = \frac{(1 - (\theta_h / \theta_x)) Q}{24ae^{-nX_T}} \quad (82)$$

ค่าเอสวีไอ (Sludge Volume Index, SVI) เป็นค่าที่สามารถใช้แสดงถึงคุณสมบัติในการตกตะกอน และเนื่องจากสามารถหาค่าได้ง่าย อีกทั้งยังมีผลงานวิจัยที่ได้ทำการศึกษาถึงความสัมพันธ์ระหว่าง เอสวีไอ กับความเร็วในการตกตะกอน Akca et al.(1993) ได้รวบรวมข้อมูล และ

ประเมินความสัมพันธ์ จากงานศึกษาต่างๆเข้าด้วยกัน และได้ความสัมพันธ์ในรูปแบบสมการทางคณิตศาสตร์ได้แก่

$$SVI = 246.9e^{(-0.0742 \cdot X_R)} \quad (r^2 = 0.834) \quad (83)$$

$$V_0 = 28.1SVI^{(-0.2667)} \quad (r^2 = 0.953) \quad (84)$$

$$n = 0.177 + 0.0014 SVI \quad (85)$$

Kalbskopf (1972) ได้แสดงความสัมพันธ์ระหว่าง ความเข้มข้นของตะกอนที่ก้นถังตกตะกอน (X_R) กับ ค่า SVI ได้ความสัมพันธ์ดังสมการได้แก่

$$X_R = \left(\frac{100}{SVI} \right) 12000 \quad (86)$$

จากหลักการ และ สมการที่แสดง ทำให้สามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการดำเนินการแบบจำลองทางคณิตศาสตร์โดยทฤษฎี ฟลักส์จำกัด ได้ต่อไป

2.3.2 ระบบเติมอากาศ

การเติมออกซิเจนให้แก่ น้ำ โดยเครื่องจักรกลเติมอากาศ(Mechanical Aerator) มีหลักโดยพิจารณา สัดส่วนของปริมาณออกซิเจนที่ถูกส่งผ่านสู่น้ำที่สภาวะใดๆ เทียบกับปริมาณออกซิเจนที่ถูกส่งผ่านในสภาวะมาตรฐาน (ความดัน 1 บรรยากาศ , อุณหภูมิ 25 องศาเซลเซียส) ปัจจัยหลัก 2 ประการที่มีผลในการส่งผ่านออกซิเจนที่มีอยู่ในอากาศสู่น้ำได้แก่ ผลจากการกววน และ ผลจากลักษณะของน้ำที่มีสิ่งเจือปน โดยมีค่า α และ β เป็นค่าปรับแก้อัตราส่งผ่านออกซิเจนสู่น้ำที่พิจารณา เทียบกับน้ำสะอาดตามลำดับ นอกจากนี้ อุณหภูมิ และความดัน ก็เป็นปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อความเข้มข้นอิ่มตัวของออกซิเจนในน้ำ จากที่กล่าวมา ความสัมพันธ์ระหว่างปริมาณออกซิเจนที่ส่งผ่านสู่น้ำที่พิจารณาในสภาวะใดๆ เมื่อเทียบกับสภาวะมาตรฐาน มีความสัมพันธ์ดังสมการคือ

$$N = N_0 \left(\frac{\beta C_{\text{walt}} - C_L}{C_{S20}} \right) 1.024^{T-20} \cdot \alpha \quad (87)$$

โดย N = ปริมาณออกซิเจนที่ส่งผ่านภายใต้สภาวะใดๆ ($\text{kg O}_2/\text{kW-hr}$)

N_0 = ปริมาณออกซิเจนที่ส่งผ่านภายใต้สภาวะมาตรฐาน ($\text{kg O}_2/\text{kW-hr}$)

C_{walt} = ความเข้มข้นอิ่มตัวของออกซิเจนในน้ำสะอาดภายใต้สภาวะใดๆ ($\text{mg O}_2/\text{l}$)

C_{S20} = ความเข้มข้นอิ่มตัวของออกซิเจนในน้ำสะอาดภายใต้สภาวะมาตรฐาน ($\text{mg O}_2/\text{l}$)

C_L = ระดับความเข้มข้นของออกซิเจนในถังเดิมอากาศ ($\text{mg O}_2/\text{l}$)

T = อุณหภูมิ (องศาเซลเซียส)

α, β = ค่าปรับแก้ในการส่งผ่านออกซิเจน

2.4 การประมาณราคา

อุปสรรคในการประมาณราคาเพื่อนำข้อมูลมาใช้ในการวิเคราะห์ คือการประเมินส่วนประกอบที่เกี่ยวข้องในโครงการ ที่มีผลต่อราคารวมของโครงการ การแยกส่วนประกอบของโครงการออกเป็นส่วนๆ จะทำให้การประมาณราคามีความแม่นยำมากขึ้น และทราบถึงผลที่มีต่อราคารวมของโครงการ อย่างไรก็ตาม ความแม่นยำในการประเมินราคายังขึ้นอยู่กับหลายองค์ประกอบ เช่น ศักยภาพของโครงการที่จะสามารถประมาณราคาได้ กรรมวิธี และวิธีการที่ใช้ คุณสมบัติของผู้ประมาณราคา และระดับความแม่นยำของราคาที่ต้องการ

ระดับความแม่นยำของราคาที่ต้องการขึ้นกับ ระดับในการออกแบบซึ่งมี 3 ระดับ ได้แก่ การออกแบบทางแนวคิด (Conceptual Design) การออกแบบเบื้องต้น (Preliminary Design) และการออกแบบขั้นสุดท้าย (Final Design) ซึ่งมีช่วงระดับความแม่นยำประมาณ 50% 75% และ 95% เมื่อเทียบกับราคาจริงตามลำดับ (Canada et al., 1996)

วิธีในการประเมินราคาทางวิศวกรรมมีหลายวิธี ซึ่งให้ระดับความแม่นยำแตกต่างกันไป วิธีการประมาณราคาแบบเลขชี้กำลัง (Exponential Costing) ซึ่งเป็นวิธีการที่ให้ระดับความแม่นยำอยู่ในช่วง 70% และ 90% (Canada et al., 1996) ซึ่งสอดคล้องกับระดับความแม่นยำที่ต้องการในการออกแบบเบื้องต้น โดยมีวิธีการดำเนินการโดยเปรียบเทียบโครงการที่ต้องการกับโครงการที่เท่าเทียมกัน โดยการเพิ่มขึ้นของสัดส่วนภาระ (Capacity) มีค่าเทียบเท่ากับสัดส่วนของราคา (de la Mare, 1982)

$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{Q_a}{Q_b} \right)^\beta \quad (88)$$

โดย C_a = ราคาของโครงการที่ต้องการประเมิน

C_b = ราคาของโครงการที่ถูกเปรียบเทียบ

Q_a = ปริมาณภาระของโครงการที่นำไปประเมิน

Q_b = ปริมาณภาระของโครงการที่ถูกเปรียบเทียบ

β = Exponential Cost Factor

ค่า β มักมีค่าตั้งแต่ 0.4-1.0 ซึ่งขึ้นอยู่กับชนิดของโครงการ หรืออุปกรณ์ที่พิจารณา เมื่อจัดรูปสมการ (88) เปรียบเทียบกับดัชนีราคา (Cost Index) จะได้

$$C_a = C_b \left(\frac{Q_a}{Q_b} \right)^\beta I_t \quad (89)$$

โดย $I_t = I_n / I_k$ = ดัชนีราคาจากช่วงเวลา k ถึงช่วงเวลา n

ดัชนีราคา เป็นค่าการวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์ ซึ่งเกี่ยวข้องกับเวลา ซึ่งเป็นการเปลี่ยนค่าของเงินในปีที่ได้ทำการศึกษา ให้เป็นค่าของเงินในปีที่ต้องการพิจารณา

ปัจจัย 3 ประการที่มีผลในการพัฒนาสมการราคา (Cost Function) ได้แก่ ลักษณะของฟังก์ชัน (Functional Characteristic) อิทธิพลที่เป็นระบบ (Systematic Influence) และ อิทธิพลที่ไม่เป็นระบบ (Random Influence) อิทธิพลที่เป็นระบบ และ ไม่เป็นระบบ จะมีผลต่อสัมประสิทธิ์ราคา α อิทธิพลที่เป็นระบบ เช่น ราคาของวัสดุ และชนิดของวัสดุที่ใช้ เป็นต้น ส่วนอิทธิพลที่ไม่เป็นระบบ เช่นการเปลี่ยนแปลงระดับราคาในช่วงเวลาสั้นๆ และราคาวัสดุในท้องถิ่น เป็นต้น

ลักษณะของฟังก์ชันสมการราคาของระบบบำบัดน้ำเสีย จะมีลักษณะที่ ราคาของระบบที่เพิ่มขึ้นมีแนวโน้มที่ลดลงเมื่อปริมาณความจุเพิ่มขึ้น (Orth, 1986) โดย

$$C = \alpha P_c^\beta \quad (90)$$

เมื่อ $0 < \beta < 1$

โดย P_c = ปริมาณความจุของโครงการที่นำไปเปรียบเทียบ
 α, β = สัมประสิทธิ์ราคา

นอกจากที่จะต้องแยกการประมาณราคาออกเป็นส่วนๆ ตามส่วนประกอบ การประมาณราคาต้องแยกราคาที่ประเมินออกเป็น 2 ส่วน ประกอบด้วย ราคาค่าก่อสร้าง (Capital Cost, CC) และราคาในการเดินระบบและบำรุงรักษา (Operating and Maintenance Cost, O&M) และประกอบกันเป็นค่าใช้จ่ายรวม (Total Cost, TC)

$$TC = \sum_{i=1}^n CC_i + \sum_{i=1}^n O \& M_i \quad (91)$$

เนื่องจากปัจจัยที่มีอิทธิพลต่อสมการราคาจะแตกต่างกันไป ในการศึกษาครั้งนี้ ปัจจัยต่างๆที่มีผลกระทบต่อสมการราคาของแต่ละส่วนประกอบในระบบบำบัดน้ำเสีย สามารถแสดงในตารางที่ 5 และมีรูปแบบสมการราคาในตารางที่ 6

ตารางที่ 5 ผลกระทบของปัจจัยต่างๆที่มีต่อสมการราคา

ส่วนประกอบของระบบ	ปัจจัยพิจารณา	
	ราคาค่าก่อสร้าง (Capital Cost)	ราคาในการเดินระบบและบำรุงรักษา (Operating and Maintainace Cost , O&M)
ถังตกตะกอนขั้นสุดท้าย	พื้นที่ถังตกตะกอน	พื้นที่ถังตกตะกอน
เครื่องจักรกลเติมอากาศ	พลังงานของเครื่องที่ติดตั้ง	พลังงานของเครื่องที่ติดตั้ง , อัตราค่าไฟฟ้า
ถังปฏิกิริยาระบบ เอเอส	ปริมาตรถังปฏิกิริยา	-
เครื่องสูบล	ความจุเครื่องสูบล	ความจุเครื่องสูบล, เสดเครื่องสูบล, ประสิทธิภาพเครื่องสูบล

ตารางที่ 6 รูปแบบของสมการราคา

ส่วนประกอบของระบบ	ปัจจัยพิจารณา	
	ราคาค่าก่อสร้าง (Capital Cost)	ราคาในการเดินระบบและบำรุงรักษา (Operating and Maintainace Cost,O&M)
ถังตกตะกอนขั้นสุดท้าย	$\alpha_{f1} \cdot A_f^{\beta f}$	$\alpha_{f2} \cdot W_{op} \cdot A_f^{\gamma f2} + \alpha_{f3} \cdot W_{ma} \cdot A_f^{\gamma f3}$
เครื่องจักรกลเติมอากาศ	$\alpha_{a1} \cdot P_a^{\beta a1}$	$\alpha_{a2} \cdot W_{op} \cdot P_a^{\gamma a2} + \alpha_{a3} \cdot W_{ma} \cdot P_a^{\gamma a3} + \alpha_{a3} \cdot P_c \cdot P_a$
ถังปฏิกิริยาระบบ เอเอส	$\alpha_{AS1} \cdot V_{AS}^{\beta AS1}$	-
เครื่องสูบล	$\alpha_{p1} \cdot Q_p^{\beta p1}$	$\alpha_{p2} \cdot W_{op} \cdot Q_p^{\gamma p2} + \alpha_{p3} \cdot W_{ma} \cdot Q_p^{\gamma p3} + \alpha_{p3} \cdot Q_p \cdot H_d$

สมการราคาที่ใช้ในการศึกษา ใช้สมการราคาที่มาจากการศึกษาของ Paterson และ Banker (1971) ซึ่งมีรายละเอียดของสมการได้แก่

2.4.1 ถังตกตะกอนชั้นที่สอง

$$CC = 27 A^{0.77} \quad (92)$$

$$OC = 260 W_{op} A^{0.60} + 270 A^{0.76} + 140 W_{ma} A^{0.60}, \text{ for } A \geq 3000 \text{ sq. ft} \quad (93)$$

$$OC = 360 W_{op} A^{0.30} + 200 A^{0.14} + 270 W_{ma} A^{0.76}, \text{ for } A < 3000 \text{ sq. ft} \quad (94)$$

A = พื้นที่ถังตกตะกอนชั้นที่สอง (หนึ่งพันตารางฟุต)

2.4.2 เครื่องจักรกลเติมอากาศ

$$CC = 1.0 P^{0.88} \quad (95)$$

$$OC = 110 W_{op} P^{0.54} + 45 W_{ma} P^{0.59} + 65 (P_c) P, \text{ for } P \geq 100 \text{ HP} \quad (96)$$

$$OC = 330 W_{op} P^{0.29} + 120 W_{ma} P^{0.37} + 65 (P_c) P, \text{ for } P < 100 \text{ HP} \quad (97)$$

P = กำลัง (แรงม้า)

2.4.3 ถังปฏิกริยารวมระบบเอเอส

$$CC = 160 V^{0.71} \quad (98)$$

V = ปริมาตรถังปฏิกริยารวมระบบเอเอส, ล้านแกลลอน

2.4.4 เครื่องสูบลมวนเวียนตะกอน

$$CC = 25 q^{0.53} \quad (99)$$

$$OC = W_{op} (21 q + 390) + W_{ma} (15 q + 370) + 160 q + \frac{1,150 P_c q H}{E}, \text{ for } q \geq 10 \quad (100)$$

$$OC = W_{op} (21 q + 390) + W_{ma} (15 q + 370) + 220 q^{0.87} + \frac{1,150 P_c q H}{E}, \text{ for } 4 \leq q < 10 \quad (101)$$

$$OC = W_{op} (21 q + 390) + W_{ma} (15 q + 370) + 350 q^{0.52} + \frac{1,150 P_c q H}{E}, \text{ for } 1 \leq q < 4 \quad (102)$$

$$OC = W_{op}(21q + 390) + W_{ma}(15q + 370) + 300 + \frac{1,150 P_c q H}{E}, \text{ for } q < 1 \quad (103)$$

q = อัตราการสูบ (หนึ่งล้านแกลลอนต่อวัน)

H = เสดเครื่องสูบ (ฟุต)

E = ประสิทธิภาพเครื่องสูบ (เปอร์เซ็นต์)

CC = ค่าใช้จ่ายในการก่อสร้าง (หนึ่งพันเหรียญสหรัฐ)

OC = ค่าใช้จ่ายในการดำเนินการและบำรุงรักษา (เหรียญสหรัฐต่อปี)

W_{op}, W_{ma} = ค่าแรงในการดำเนินการและบำรุงรักษา (เหรียญสหรัฐต่อชั่วโมง)

P_c = ค่าไฟฟ้า (เซ็นต์ต่อกิโลวัตต์ต่อชั่วโมง)

2.5 การวิเคราะห์ทางเศรษฐศาสตร์

โดยทั่วไป โครงการบำบัดน้ำเสียของชุมชนมักเป็นโครงการวิศวกรรมของรัฐบาล ที่มีจุดมุ่งหมายเพื่อการพัฒนาประเทศ และเพื่อสาธารณประโยชน์ จึงเป็นโครงการที่ใช้เงินงบประมาณ รัฐบาลในการลงทุนก่อสร้างโครงการ โดยไม่คำนึงถึงรายได้ และผลตอบแทนของโครงการ ด้วยเหตุนี้ การวิเคราะห์ความเหมาะสมทางด้านเศรษฐศาสตร์สำหรับระบบบำบัดน้ำเสียของชุมชนจึงทำการวิเคราะห์เพื่อ เลือกวิธีการลงทุนเพื่อให้ได้เงินลงทุนต่ำสุด

การวิเคราะห์โดยวิธีเงินลงทุนของโครงการ เป็นการเปลี่ยนค่าใช้จ่ายต่างๆของโครงการ ให้เป็นค่าเงินปัจจุบัน โดยในการวิเคราะห์ ใช้สมมติฐานในการดำเนินการโดยที่ ใช้เงินลงทุนในการก่อสร้างโครงการเพียงครั้งเดียว ในส่วนของค่าใช้จ่ายในการดำเนินการและบำรุงรักษา ใช้สมมติฐานที่ รายจ่ายมีค่าคงที่ และต่อเนื่องตลอดอายุของโครงการ

$$(P/A, i\%, n) ; P = A \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] \quad (104)$$

$$TC = \left[\sum_{i=1}^n CC_i + \left(\sum_{i=1}^n O \& M_i \right) (P/A, i\%, n) \right] (\text{Present cost index}/1971 \text{ cost index}) \quad (105)$$

โดย n = ปีที่ทำการซ่อมแซม หรือต่อเติม

i = อัตราดอกเบี้ย

P = ค่าเงินปัจจุบัน (Present Worth)

A = ค่าใช้จ่ายเฉลี่ยต่อปี (Annual Payment) ซึ่งมีค่าเท่ากับตลอดระยะเวลาที่กำหนด

2.6 การหาความเหมาะสม (Optimization)

กรรมวิธีกระบวนการคอมเพล็กซ์ (Complex Method) เป็นกระบวนการหาค่ามากหรือน้อยสุดของฟังก์ชันเป้าหมายแบบไม่เชิงเส้น (Objective Non-Linear Function) ของตัวแปรชัดแจ้ง (Explicit Variables) $X_1, X_2, \dots, X_N$ ภายใต้เงื่อนไขบังคับแบบไม่เชิงเส้นในภาวะไม่เท่ากัน (Non-Linear Inequality Constraints) โดย

$$\text{ค่ามาก / น้อย ที่สุดของ} \quad F(X_1, X_2, \dots, X_N) \quad (106)$$

$$\text{เงื่อนไขบังคับ} \quad G_i \leq X_i \leq H_i, \quad i=1,2,\dots, M \quad (107)$$

โดย G_i = ขอบเขตล่าง
 H_i = ขอบเขตบน
 N = จำนวนตัวแปรชัดแจ้ง

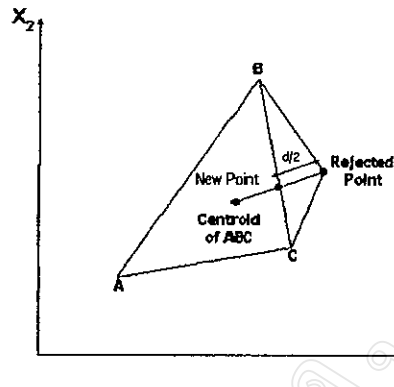
โดยมี $X_{N+1}, \dots, X_M$ เป็นตัวแปรโดยปริยาย (Implicit Variables) ซึ่งเป็นฟังก์ชันของตัวแปรชัดแจ้งกระบวนการคอมเพล็กซ์ มีวิธีการค้นหาคำตอบแบบตามลำดับ (Sequence Search) ซึ่งจะได้ค่าฟังก์ชันเป้าหมาย มาก หรือ น้อยที่สุดของค่าทั้งหมด (Global Maximum or Minimum) โดยมีขั้นตอนการดำเนินการได้แก่

2.6.1 สร้างจุดคอมเพล็กซ์เริ่มต้นขึ้นมาเป็นจำนวน $K > N+1$ จุด ขึ้นมาจากรเริ่มต้นของตัวแปรชัดแจ้ง โดยจุดคอมเพล็กซ์ทั้งหมดจะอยู่ภายใต้เงื่อนไขบังคับ

$$X_{i,j} = G_i + R_{i,j}(H_i - G_i) \quad ; i=1,2,\dots,N \text{ และ } j=2,3,\dots,K \quad (108)$$

โดย $R_{i,j}$ = ตัวเลขสุ่มที่อยู่ในช่วง 0-1

2.6.2 ถ้าตัวแปรชัดแจ้งมีการละเมิดเงื่อนไขบังคับ (Violate) จุดจะเคลื่อนที่ภายในขอบเขตเงื่อนไขบังคับเป็นระยะ δ ห่างจากขอบเขต และถ้าตัวแปรโดยปริยายมีการละเมิดเงื่อนไขบังคับของตัวแปรโดยปริยาย จะทำการเคลื่อนตัวแปรชัดแจ้งเข้าสู่ เซ็นทรอยด์ (Centroid) ของจุดที่มีอยู่ เป็นระยะทาง $1/2$ สู่จุดเซ็นทรอยด์ จนกว่าตัวแปรโดยปริยายไม่มีการละเมิด ดังรูปที่ 15



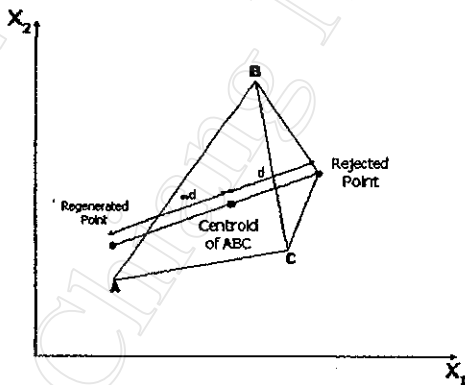
รูปที่ 15 การเคลื่อนที่เข้าสู่จุดเซนทรอยด์เป็นระยะทาง 1/2

$$X_{i,j}(\text{new}) = X_{i,j}(\text{old}) + \bar{X}_{i,c} / 2 \quad ; i = 1, 2, \dots, N \quad (109)$$

$$\bar{X}_{i,c} = \frac{1}{K-1} \left[\sum_{j=1}^K X_{i,j} - X_{i,j}(\text{old}) \right] \quad ; i = 1, 2, \dots, N \quad (110)$$

โดย $\bar{X}_{i,c}$ = เซ็นทรอยด์

2.6.3 ประเมินตัวแปรจัดแข่งกับฟังก์ชันเป้าหมาย (Objective Function) เพื่อหาค่ามาก/น้อย ที่สุด และแทนที่จุดที่ มาก/น้อย ที่สุดด้วยจุดใหม่ ที่เคลื่อนจากจุดเดิม เป็นระยะทาง α เท่าของระยะทางจากจุดเซนทรอยด์กับจุดเดิม (Rejected Point) ดังรูปที่ 16



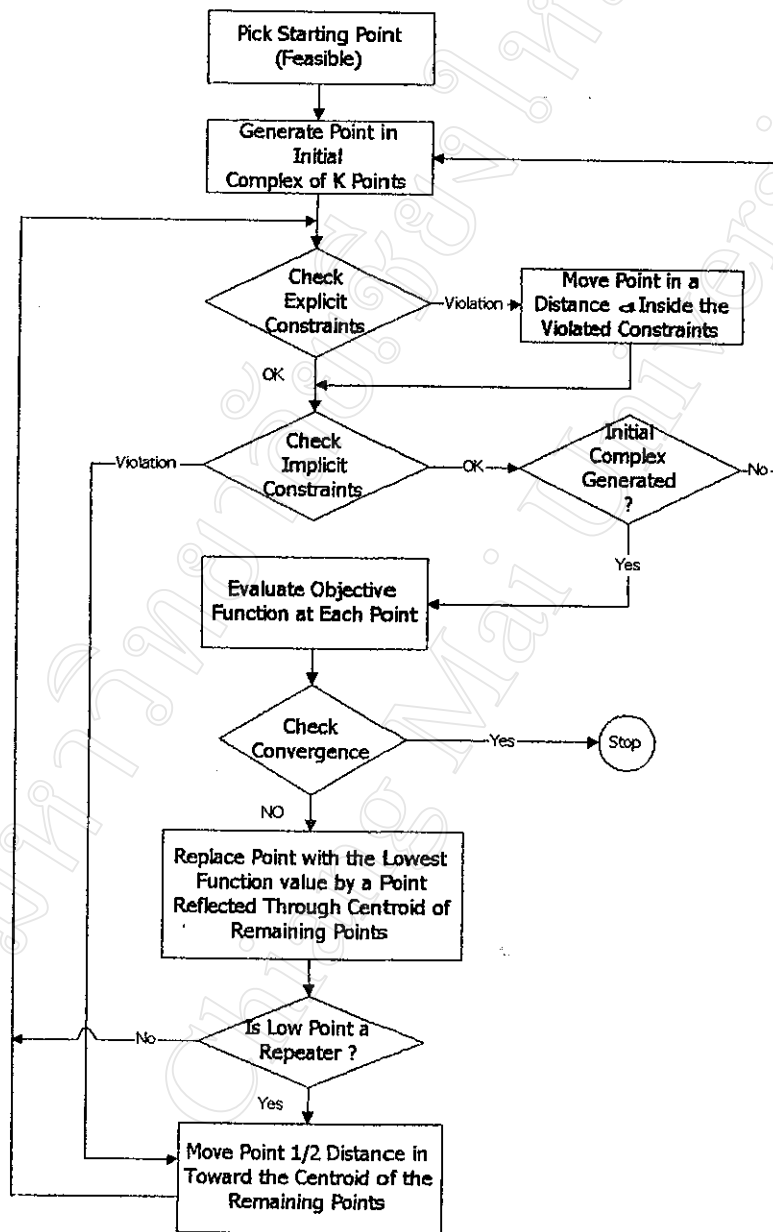
รูปที่ 16 การเคลื่อนที่สู่จุดเซนทรอยด์เป็นระยะแอลฟา

$$X_{i,j} = \alpha (\bar{X}_{i,c} - X_{i,j}(\text{old})) + \bar{X}_{i,c} \quad ; i = 1, 2, \dots, N \quad (111)$$

ถ้าจุดที่สร้างขึ้นใหม่ยังคงให้ฟังก์ชันเป้าหมายมีค่า มาก/น้อย ที่สุดอยู่ ให้ทำการเคลื่อนจุดโดยใช้ สมการ (109) จนกว่าค่าที่ได้จะไม่เป็นค่าที่ มาก/น้อย ที่สุด

2.6.4 การคำนวณจะหยุดเมื่อค่าฟังก์ชันเป้าหมายมีการลู่เข้า (Convergence) จนมีค่า β หน่วย จากการคำนวณ γ ครั้ง

แผนภูมิสาขางาน (Flow Chart) ของกระบวนการคอมเพล็กซ์ แสดงในรูปที่ 17



รูปที่ 17 แผนภูมิสาขางานของกระบวนการคอมเพล็กซ์
ที่มา : Kuester (1973)

2.7 สรุปสาระสำคัญจากเอกสารที่เกี่ยวข้อง

Akca et al. (1993) ได้ทำการศึกษาหาความเหมาะสมของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบเอเอส ในการกำจัดสารคาร์บอนอินทรีย์ในน้ำเสีย ส่วนประกอบของระบบประกอบด้วย ถังตกตะกอนขั้นแรก ถังปฏิกิริยาเติมอากาศ ระบบเติมอากาศ และถังตกตะกอนขั้นสุดท้าย โดยพิจารณากระบวนการกำจัดตะกอนเป็นเพียงส่วนหนึ่งในการประมาณราคาการดำเนินการกระบวนการใช้กรรมวิธีกระบวนการหาความเหมาะสมโดยวิธีคอมพิวเตอร์

นอกจากนี้ยังได้ศึกษาหาความสัมพันธ์ ระหว่าง อายุตะกอน กับ SVI ความเร็วในการตกตะกอน กับ SVI และ ค่าคงที่ความเร็วในการตกตะกอน กับ SVI โดยทำการรวบรวมข้อมูลจากงานวิจัยต่างๆที่ได้ทำการศึกษา มา และทำการพัฒนาสมการความสัมพันธ์ระหว่าง ความเร็วในการตกตะกอน กับ อายุตะกอน และ ค่าคงที่ความเร็วในการตกตะกอน กับอายุตะกอน ซึ่งความสัมพันธ์เหล่านี้สามารถนำมาประยุกต์ใช้ในการออกแบบ ถังตกตะกอนโดยวิธีฟลักส์

การดำเนินการแบบจำลองเพื่อหาความเหมาะสมของระบบ ทำการดำเนินการโดยใช้ช่วงอัตราการไหลของน้ำเสียอยู่ในช่วง 5,000 ถึง 250,000 ลบ.ม./วัน ความเข้มข้นของตะกอนแขวนลอยเข้าสู่ระบบ 200 มก./ล และซีโอดีในน้ำเสียเข้าสู่ระบบ 550 มก./ล มีการใช้ตัวแปรชุดเชิงประกอบด้วย อัตราการไหลของถังตกตะกอนขั้นแรก ที่มีช่วงค่า 24 ถึง 60 ลบ.ม./วัน เวลาเก็บน้ำ 0.1 ถึง 0.5 วัน อายุตะกอน 3 ถึง 14 วัน และสัดส่วนการหมุนเวียนตะกอน 0.1 ถึง 0.2 ใช้ตัวแปรโดยปริยาย ซึ่งประกอบด้วย อัตราการถ่ายเทปริมาตรของออกซิเจน ที่มีช่วงค่า 0 ถึง 240 ก./ลบ.ม-ชม ความเข้มข้นของมวลชีวภาพในถังปฏิกิริยา 500 ถึง 3500 มก./ล อัตราการเติมอากาศเพื่อการกวน 1.2 ถึง 16 ลบ.ม/ลบ.ม-ชม ความเข้มข้นของตะกอนหมุนเวียน อยู่ในช่วงค่าจากสมการความสัมพันธ์ที่ได้ทำการพัฒนาขึ้นมา ระดับความเข้มข้นของออกซิเจนในถังเติมอากาศ มีช่วงค่า 1 ถึง ความเข้มข้นอิ่มตัว ซีโอดีในน้ำออก 0 ถึง 60 มก./ล และ ความเข้มข้นของแข็งแขวนลอยในน้ำออกจากระบบบำบัด 0 ถึง 40 มก./ล

ในด้านการพิจารณาด้านเศรษฐศาสตร์ มีการใช้ข้อมูลได้แก่ อัตราค่าแรงงาน 2.1 เหรียญสหรัฐ / ชม. ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษา 1.5 เหรียญสหรัฐ / ชม. ค่าไฟฟ้า 0.13 เหรียญสหรัฐ / กิโลวัตต์-ชม. ครรชนีราคาของ EPA (EPA Cost Index) ปี 1971 และ 1988 เท่ากับ 150.6 และ 550 ตามลำดับ อายุการทำงาน of ระบบบำบัดน้ำเสีย มีช่วงเวลา 30 ปี และ อัตราดอกเบี้ย 20 %

ผลที่ได้จากการดำเนินการ ได้ผลคือ อัตราการไหลของถังตกตะกอนขั้นแรกมีค่า 36 ลบ.ม/วัน อายุตะกอน 9.0 วัน เวลาเก็บน้ำ 7.0 ชม และสัดส่วนการหมุนเวียนตะกอน 50 %

Craig et al. (1978) ทำการศึกษาหาความเหมาะสมของแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ของระบบเอเอสเพื่อการจัดสรรคาร์บอนอินทรีย์ในน้ำเสีย โดยระบบมีส่วนประกอบได้แก่ ถังตกตะกอนชั้นแรก ถังปฏิกิริยาเติมอากาศ ถังตกตะกอนชั้นที่สอง ระบบทำให้ตะกอนขึ้น (Gravity Thickener) ระบบย่อยตะกอนแบบไร้อากาศ และ ระบบรีดตะกอนแบบสูญญากาศ (Vaccum Filter) การดำเนินการศึกษามีจุดประสงค์เพื่อทำการหาค่าที่ต่ำที่สุดของระบบเอเอสซึ่งมีส่วนประกอบดังที่กล่าวมา ใช้วิธีการหาค่าคำตอบของสมการราคาซึ่งมีลักษณะเป็น นอนลิเนียร์ (Non-Linear) โดยใช้กรรมวิธีกระบวนการคอมพิวเตอร์

การดำเนินการศึกษา ได้จำลองสถานะการที่อัตราการไหล 18,900 ลบ.ม/วัน ระดับความเข้มข้นของ ซีโอดีในน้ำเสีย 200 มก./ล ระดับความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอยในน้ำเสีย 100 มก./ล และ อัตราการถ่ายเทออกซิเจนสู่น้ำเสีย 2.5 ปอนด์ / แรงม้า-ชม.

การดำเนินการพิจารณาด้านเศรษฐศาสตร์ ใช้ อัตราค่าแรงงาน 5.6 เหรียญสหรัฐ / ชม. ค่าใช้จ่ายในการบำรุงรักษา 5.0 เหรียญสหรัฐ / ชม. ค่าไฟฟ้า 0.012 เหรียญสหรัฐ / กิโลวัตต์-ชม. ราคาค่างวดของ EPA ปี 1978 มีค่า 170 อายุการทำงานของระบบบำบัดน้ำเสีย 20 ปี และ อัตราดอกเบี้ย 5 %

การดำเนินการแบบจำลองทำการเปลี่ยนค่าจุดเริ่มต้นที่ต่างกันออกไป โดยใช้ตัวแปรชุดแข็งที่ประกอบด้วย อายุตะกอน มีช่วงค่า 5 ถึง 20 วัน เวลาพักเก็บน้ำ 0.084 ถึง 1 วัน สัดส่วนการหมุนเวียนตะกอน 0.1 ถึง 2.0 ความเข้มข้นของตะกอนหมุนเวียนของระบบทำให้ตะกอนเข้มข้น 20,000 ถึง 60,000 มก./ล และ อายุตะกอนของระบบย่อยตะกอน 20 ถึง 40 วัน ใช้ตัวแปรโดยปริยาย ประกอบด้วย ระดับความเข้มข้นของซีโอดีในน้ำออกจากระบบ มีช่วงค่า 0 ถึง 6 มก./ล ปริมาตรของออกซิเจนที่ถูกใช้ 0 ถึง 40 $M/L^3 - T$ และ ระดับความเข้มข้นของซีโอดีที่ออกจากระบบย่อยตะกอน 0 ถึง 670 มก./ล

ผลที่ได้จากการดำเนินการแบบจำลองเพื่อหาความเหมาะสมที่ได้มีการแปรเปลี่ยนจุดเริ่มต้นของตัวแปรชุดแข็ง เพื่อหาผลลัพธ์ของราคาต่ำที่สุดของระบบ ได้ อายุตะกอน 5.07 วัน สัดส่วนการหมุนเวียนตะกอน 0.19 เวลาพักเก็บน้ำ 0.2 วัน ความเข้มข้นของตะกอนหมุนเวียนของระบบทำให้ตะกอนเข้มข้น 40,300 มก./ล และ อายุตะกอนของระบบย่อยตะกอน 20.35 วัน ได้ราคาของระบบที่ต่ำที่สุด 2.047×10^6 เหรียญสหรัฐ โดยใช้จำนวนครั้งในการคำนวณ (Iteration) จำนวนน้อยที่สุด 112 ครั้ง

Chi-Chung Tang et al. (1987) ได้ทำการดำเนินการแบบจำลองทางคณิตศาสตร์เพื่อทำการวิเคราะห์ระบบเอเอส และทำการหาความเหมาะสมของระบบเอเอส ในการกำจัดสารคาร์บอนอินทรีย์ในน้ำเสีย โดยแบบจำลองทางคณิตศาสตร์ได้ทำการพัฒนาขึ้นมาจาก สถานที่บำบัดน้ำเสียจริง และนำข้อมูลมาทำการพัฒนาต่อกับ แบบจำลองระบบบำบัดในห้องปฏิบัติการ ส่วนประกอบของระบบประกอบด้วย ถังตกตะกอนขั้นแรก ถังปฏิกริยาเติมอากาศ ถังตกตะกอนขั้นที่สองใช้สมการความสัมพันธ์ของ Chapman(1983) และ เครื่องรีดตะกอนสูญญากาศ ส่วนของการดำเนินการแบบจำลองหาความเหมาะสมซึ่งพิจารณาเปรียบเทียบกับราคาต่ำที่สุด ได้ใช้กรรมวิธีกระบวนการ GRG(Generalized Reduced Gradient) ในการหาคำตอบ

การดำเนินการศึกษา ได้ทำการให้ข้อมูลแก่แบบจำลองโดยประกอบด้วย อัตราการไหลของน้ำเสียเข้าสู่ระบบ มีค่า 1,500 ลบ.ม./ชม. ระดับความเข้มข้นของสารละลายบีโอดี 100 มก./ล ความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอยในน้ำเสียเข้าสู่ระบบ 200 มก./ล มาตรฐานบีโอดีในน้ำทิ้งมีค่า 30 มก./ล และ มาตรฐานความเข้มข้นของของแข็งแขวนลอยในน้ำออก 30 มก./ล

การพิจารณาด้านเศรษฐศาสตร์ ใช้อัตราค่าแรง และ ค่าบำรุงรักษา 8.9 เหรียญสหรัฐ / ชม. ค่าไฟฟ้า 0.05 เหรียญสหรัฐ / กิโลวัตต์-ชม. ครรชนีราคา EPA ปี 1971 และปี 1980 มีค่า 150.6 และ 362.0 และ ราคาที่ดิน 5,000 เหรียญสหรัฐ / เอเคอร์

ตัวแปรที่ใช้ในการตัดสินใจ (Decision Variables) ประกอบด้วย อัตราการไหลล้นของถังตกตะกอนขั้นแรก มีค่าอยู่ในช่วง 0.5 ถึง 6.0 ม./ชม. อายุตะกอน 2.0 ถึง 6.0 วัน เวลาพักเก็บน้ำ 0.1 ถึง 0.5 วัน สัดส่วนการหมุนเวียนตะกอน 0.1 ถึง 1.0 ภาระบรรทุกของระบบทำให้ตะกอนขั้นแรก 0.5 ถึง 2.0 กก./ตร.ม-ชม. อุณหภูมิในถังย่อยตะกอนขั้นแรก 20 ถึง 60 องศาเซลเซียส อายุตะกอนของถังย่อยตะกอนขั้นแรก 5 ถึง 30 วัน ภาระบรรทุกของถังย่อยตะกอนขั้นที่สอง 0.5 ถึง 2.0 กก./ตร.ม-ชม. และ ภาระของเครื่องรีดตะกอนแบบสูญญากาศ 5 ถึง 50 กก./ตร.ม-ชม.

ผลลัพธ์จากการศึกษาโดยใช้ส่วนในการวิเคราะห์ระบบเอเอสโดยใช้ข้อมูลตัวแปรตัดสินใจ ได้ผลซึ่งเรียงตามลำดับคือ 1.5 ม./ชม. 2.0 วัน 2.4 วัน 0.15 1.0 กก./ตร.ม-ชม. 30 องศาเซลเซียส 15 วัน 0.5 กก./ตร.ม-ชม. และ 10 กก./ตร.ม-ชม. ตามลำดับ ส่วนในการดำเนินการหาความเหมาะสมของระบบเอเอสได้ผลเรียงตามลำดับคือ 3.33 ม./ชม. 2.2 วัน 3.7 วัน 0.12 0.542 กก./ตร.ม-ชม. 60 องศาเซลเซียส 15 วัน 1.583 กก./ตร.ม-ชม. และ 6.8 กก./ตร.ม-ชม. ตามลำดับ ผลจากการเปรียบเทียบการดำเนินการทั้งสองวิธีพบว่า การหาผลลัพธ์ โดยการใช้กรรมวิธีกระบวนการ GRG สามารถหาราคารวมของระบบเอเอสได้ต่ำกว่าวิธีแรก 25 %