



Διαχείριση υγρών αποβλήτων: *Βιολογικός καθαρισμός*

Αναπ. Καθηγητής Δημοσθένης Α. Σαρηγιάννης

Εργαστήριο Περιβαλλοντικής Μηχανικής

Τμήμα Χημικών Μηχανικών

Πολυτεχνική Σχολή

Αριστοτέλειο Πανεπιστήμιο Θεσσαλονίκης

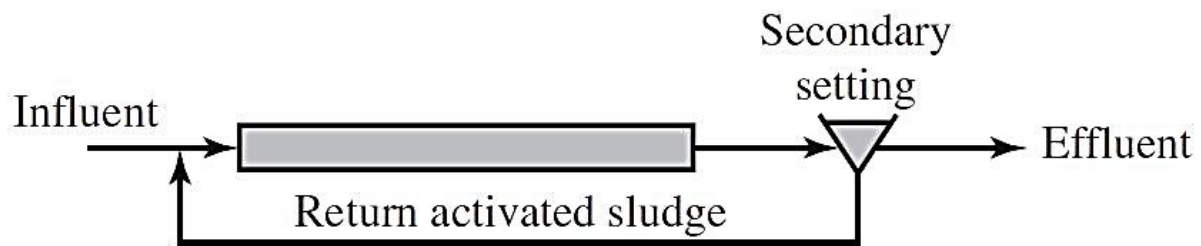


Κύριες διεργασίες

- **Αερόβια οξείδωση:** απομάκρυνση βιοδιασπώμενου COD ή BOD
- **Νιτροποίηση:** οξείδωση της αμμωνίας σε νιτρικά άλατα
- **Απο-νιτροποίηση:** αναγωγή των νιτρικών σε νιτρικό οξύ, νιτρώδες οξύ και $N_{2(g)}$
- **Απομάκρυνση φωσφόρου:** ενσωμάτωση του P σε κυτταρική βιομάζα που έπειτα απομακρύνεται από τη διεργασία
- **Επιλογέας:** ρύθμιση της οικολογίας της ενεργού ιλύος για να αναπτυχθούν οι οργανισμοί με καλά χαρακτηριστικά καθίζησης



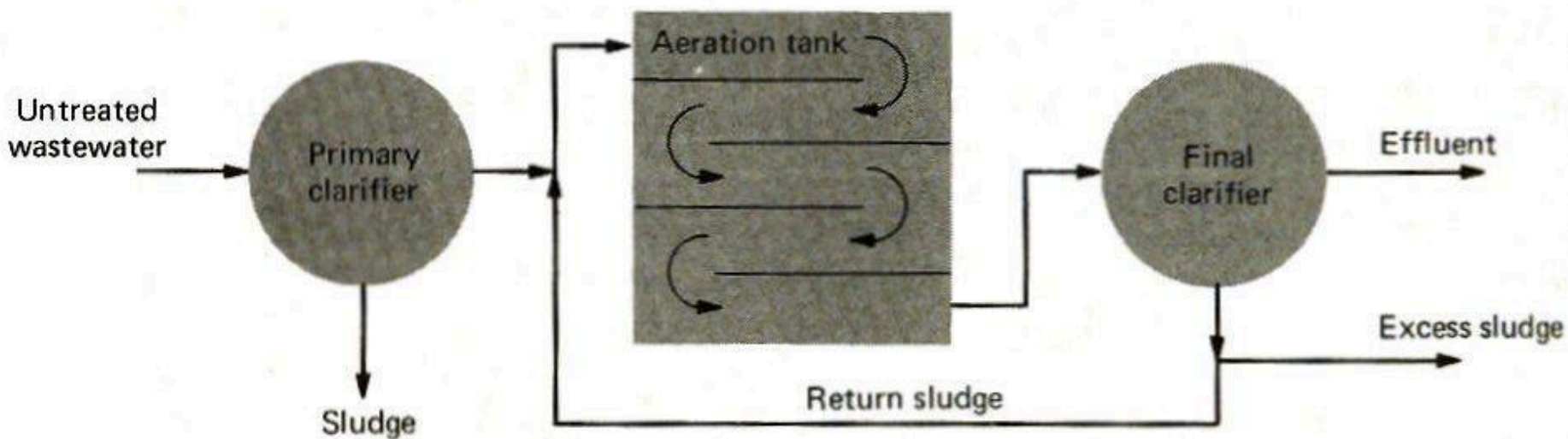
Διάφοροι μέθοδοι οξειδωσης και νιτροποίησης της ενεργού ιλύος



(a) Plug-flow (conventional) activated sludge

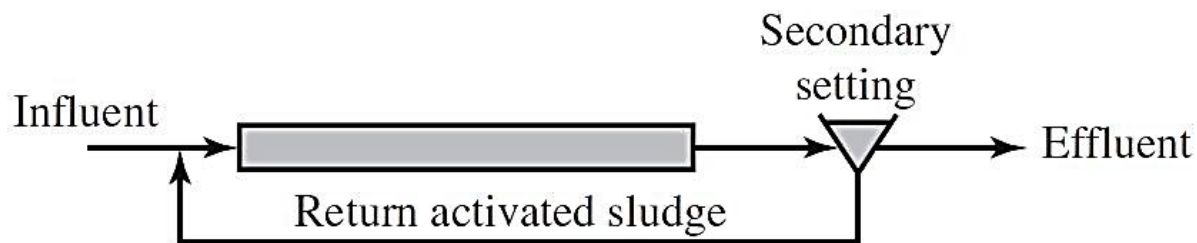


Αντιδραστήρας εμβολικής ροής [Conventional Plug Flow Reactor]

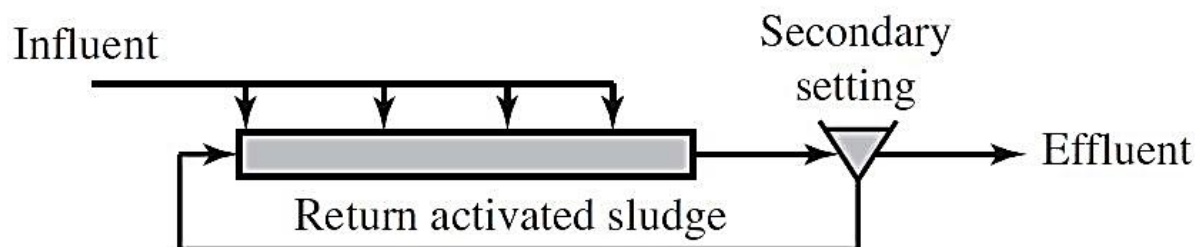




Διάφοροι μέθοδοι οξείδωσης και νιτροποίησης της ενεργού ιλύος



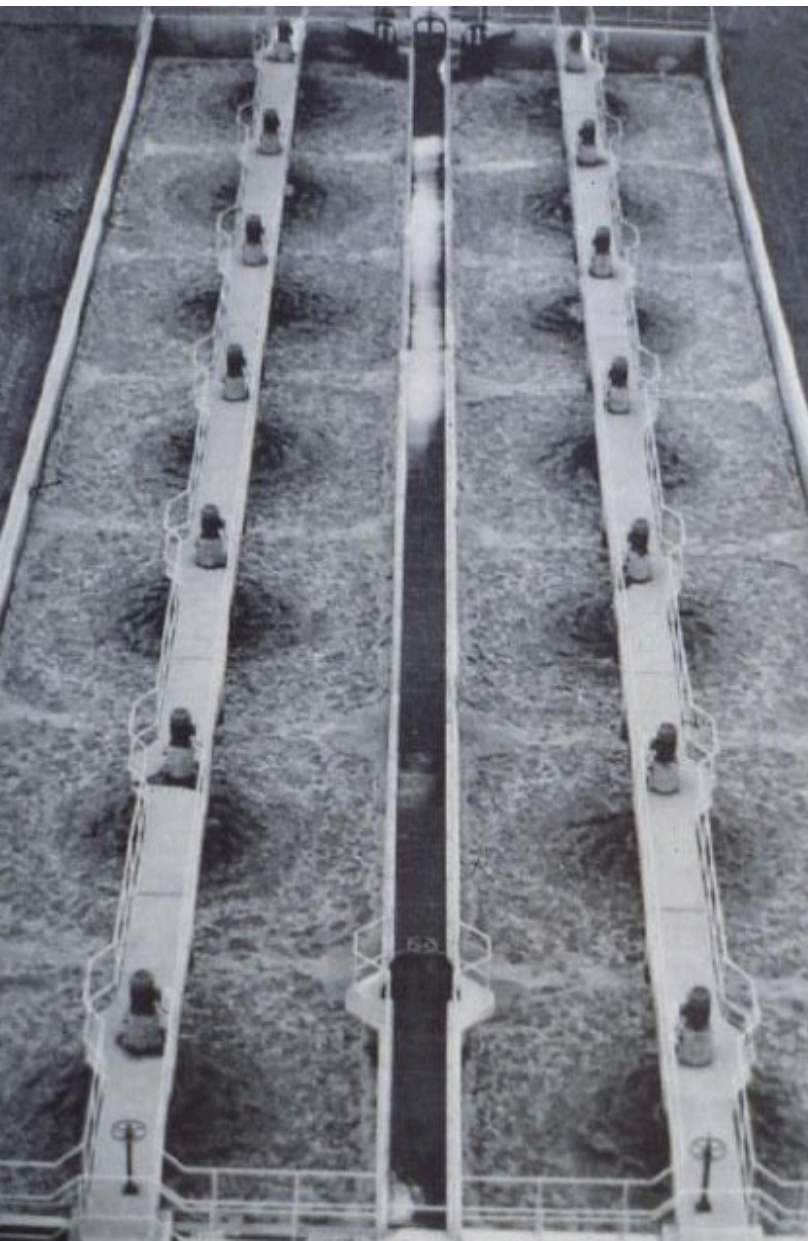
(a) Plug-flow (conventional) activated sludge



(b) Step-aeration activated sludge



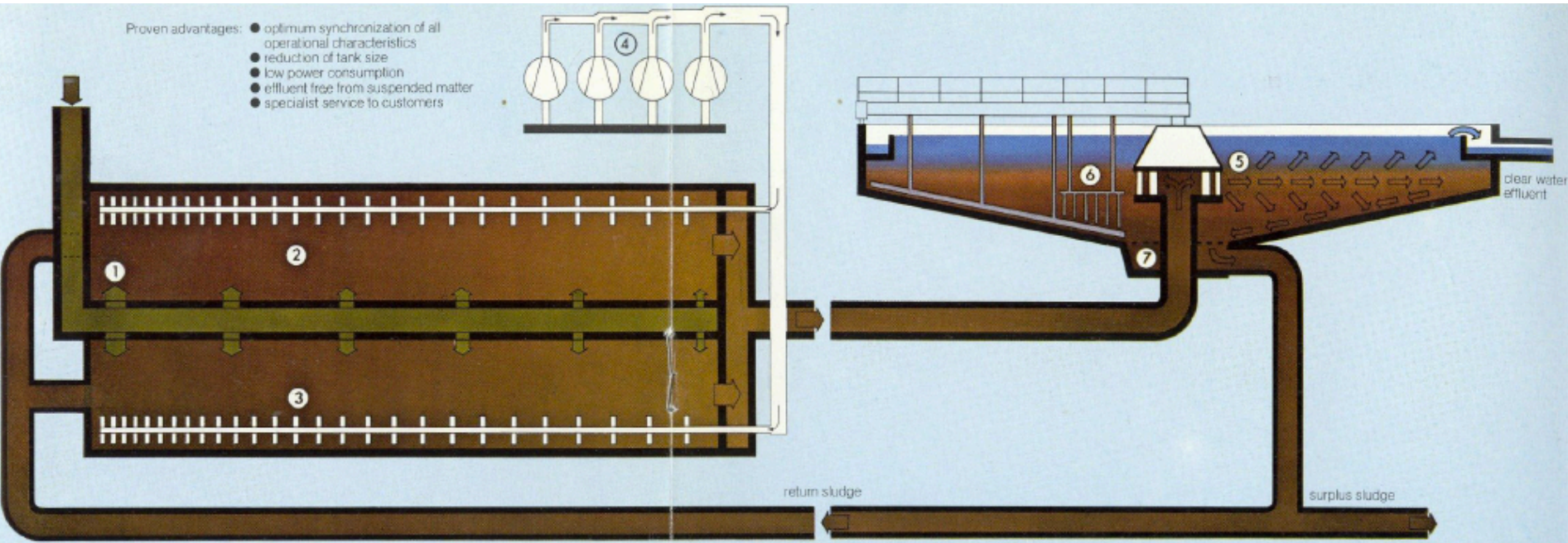
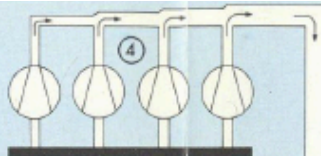
Αντιδραστήρας εμβολικής ροής [Conventional Plug Flow Reactor]





Εξαερισμός

- Proven advantages:
- optimum synchronization of all operational characteristics
 - reduction of tank size
 - low power consumption
 - effluent free from suspended matter
 - specialist service to customers



Activation:

- ① High solids concentration due to incremental feed – consequently high purification efficiency.
- ② Constant sludge loading throughout the tank – therefore uniform residual pollution throughout the tank.

- ③ Constant oxygen concentration throughout the tank due to step aeration – consequently optimum oxygen utilisation.
- ④ Excellent adjustment of oxygen supply to pollution load variations by central control of blowers – consequently minimum power consumption.

Sedimentation tank:

- ⑤ Low inlet velocity due to large inlet – therefore no turbulence in clear water zone and consequently effluent free from suspended matter.

- ⑥ Improved thickening of sludge by tubular rakes – therefore increased solids concentration in return sludge.
- ⑦ Sludge removal over perforated plates – therefore uniform sludge removal at the entire circumference; low sludge depth.

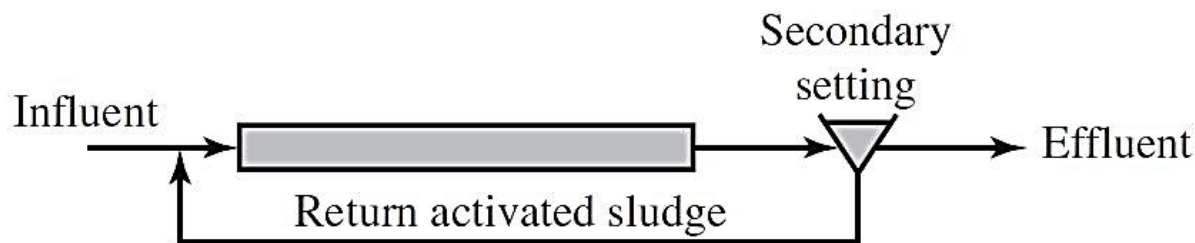


Δεξαμενή αερισμού ενεργού ιλύος

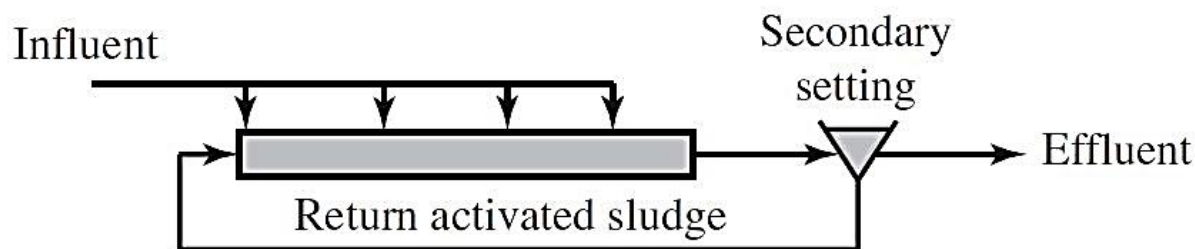




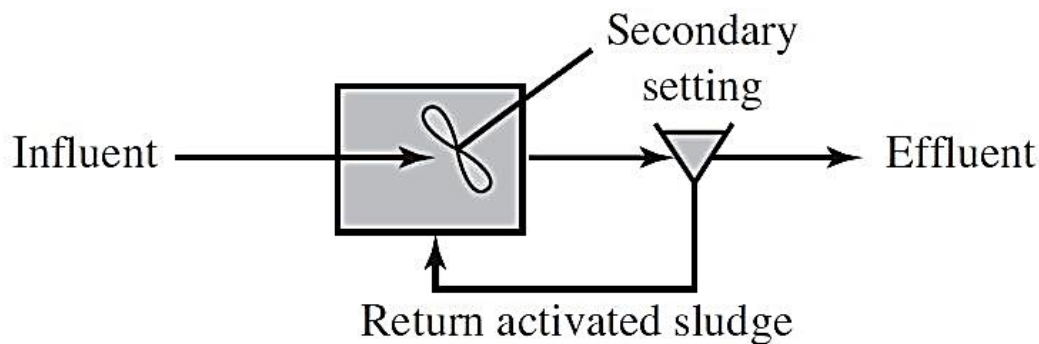
Διάφοροι μέθοδοι οξείδωσης και νιτροποίησης της ενεργού ιλύος



(a) Plug-flow (conventional) activated sludge



(b) Step-aeration activated sludge



(c) Complete mix activated sludge

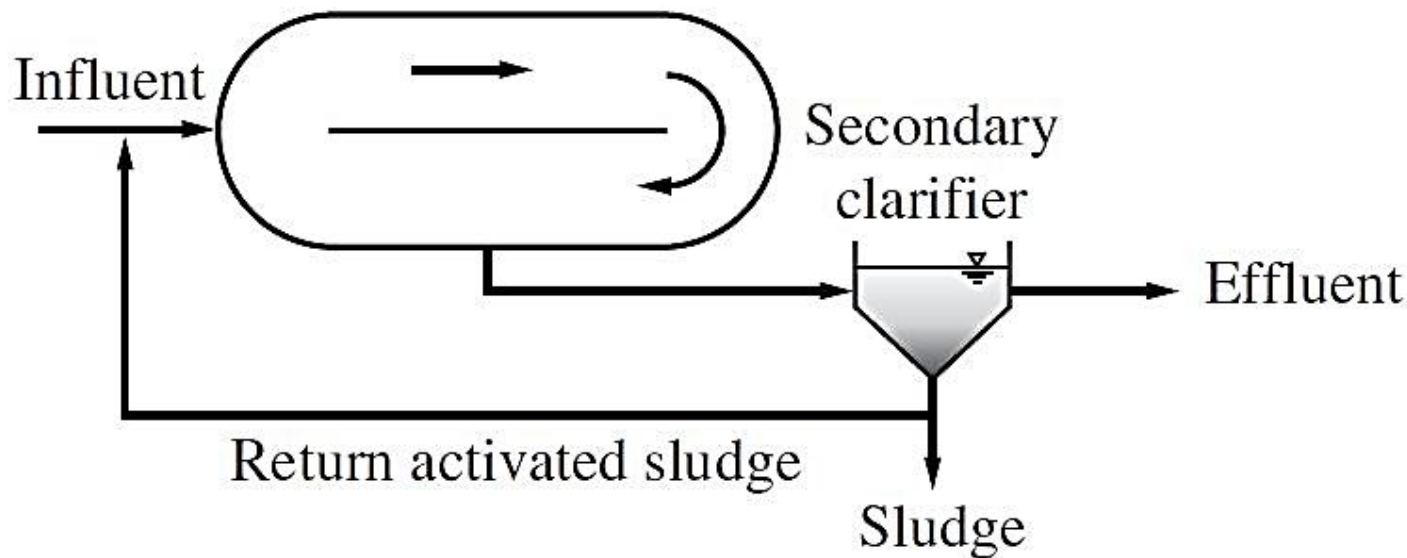


Αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης





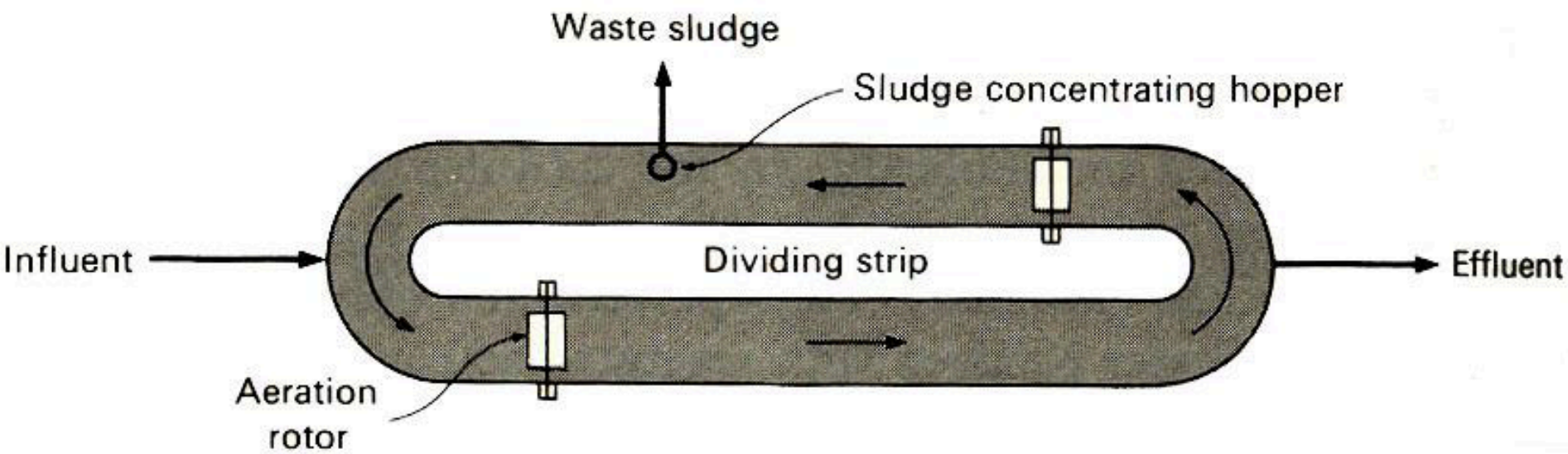
Διάφοροι μέθοδοι οξείδωσης και νιτροποίησης της ενεργού ιλύος



(d) Oxidation ditch

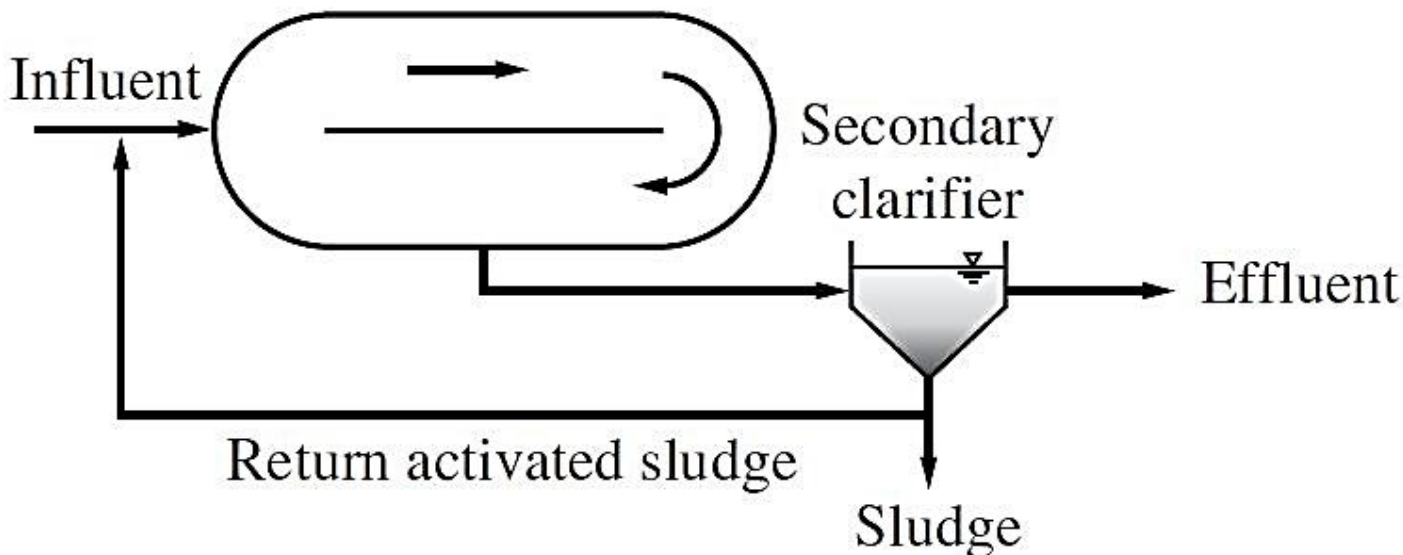


Χαντάκι εξαερισμού

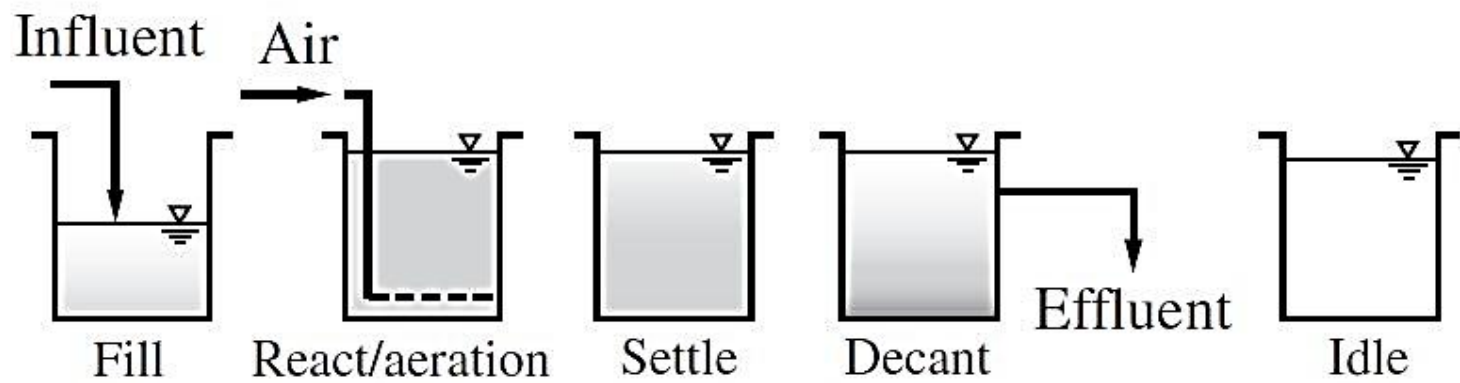




Διάφοροι μέθοδοι οξείδωσης και νιτροποίησης της ενεργού ιλύος



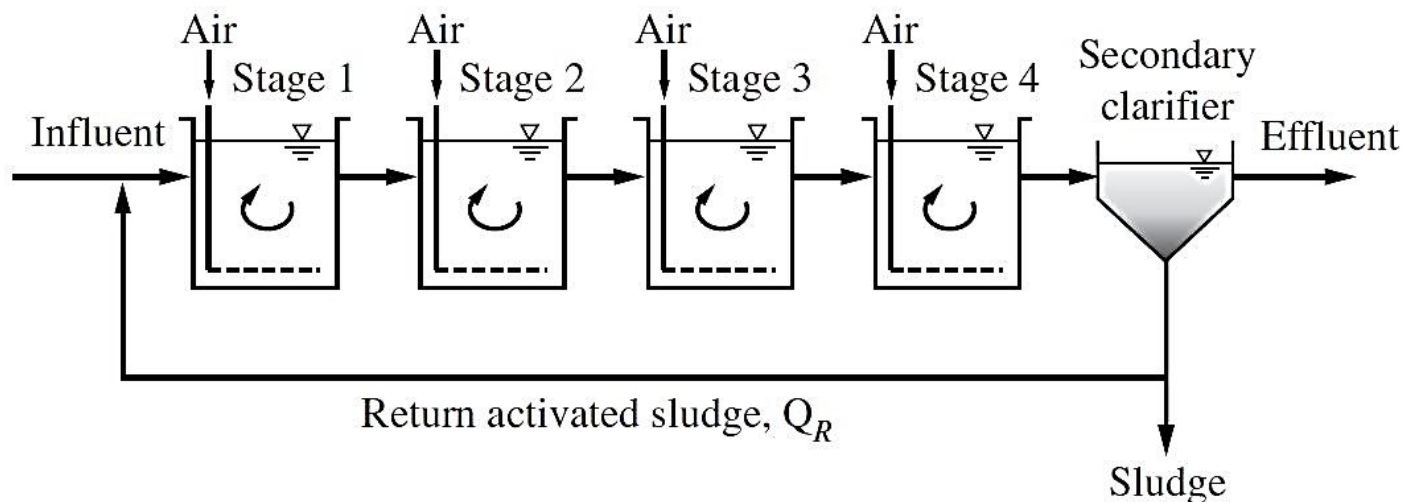
(d) Oxidation ditch



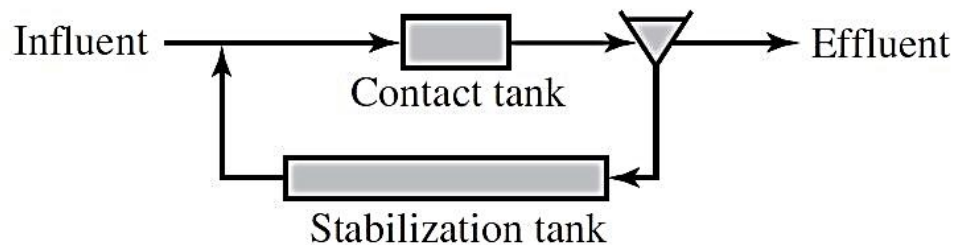
(e) Sequencing batch reactor



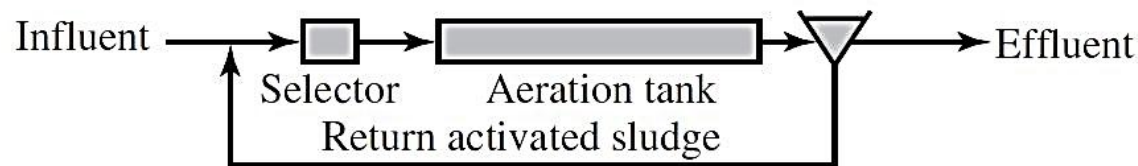
Διάφοροι μέθοδοι οξείδωσης και νιτροποίησης της ενεργού ιλύος



(f) Staged activated sludge



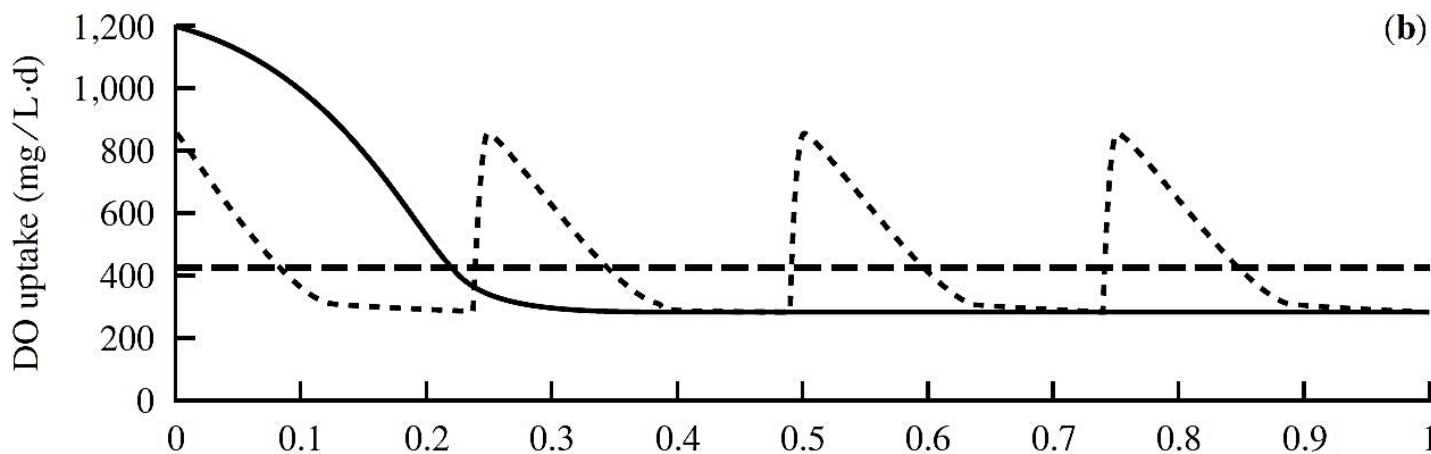
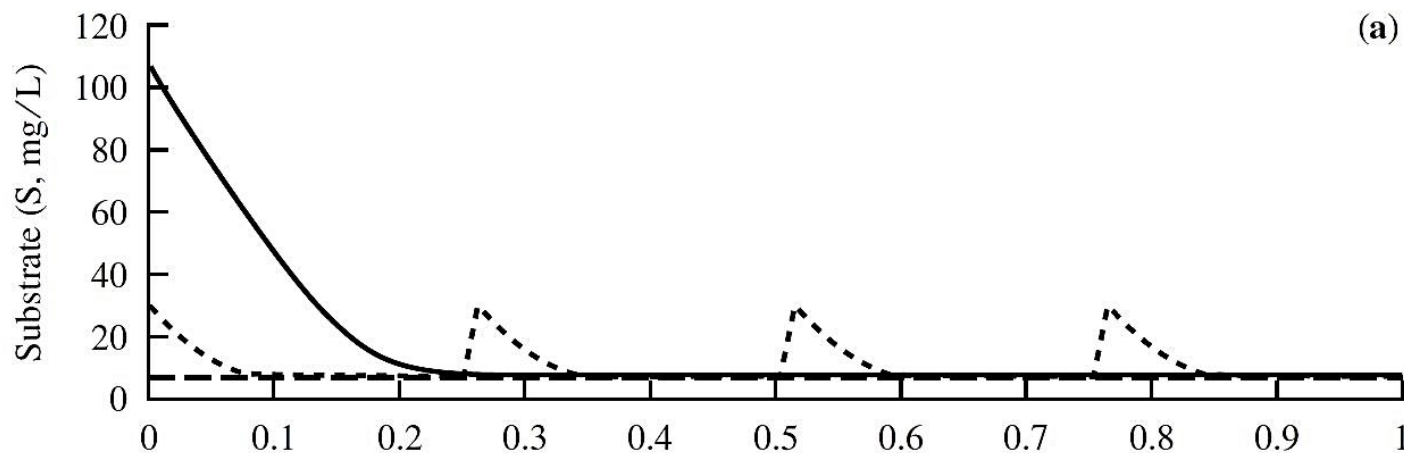
(g) Contact-stabilization activated sludge



(h) Activated sludge system with anoxic selector



Μεταβολές στις συγκεντρώσεις του ρύπου (υπόστρωμα) και στο ρυθμό απορρόφησης του διαλυμένου οξυγόνου (DO)



Changes in contaminant (substrate) concentration and oxygen (DO) uptake rate along the reactor length for plug flow (PF, solid lines), step aeration (SA, small-dash lines), and continuous-stirred tank (CSTR, large-dash lines) reactors for a typical loading with a dilute wastewater.

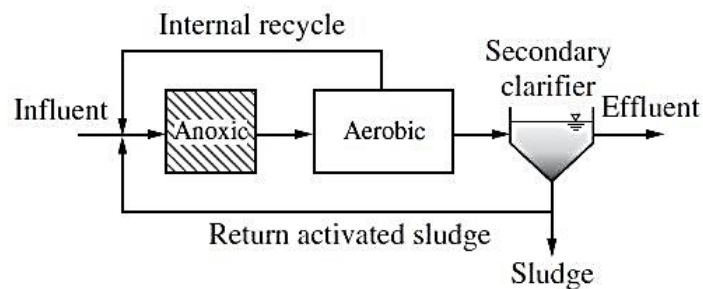
Relative distance from inlet



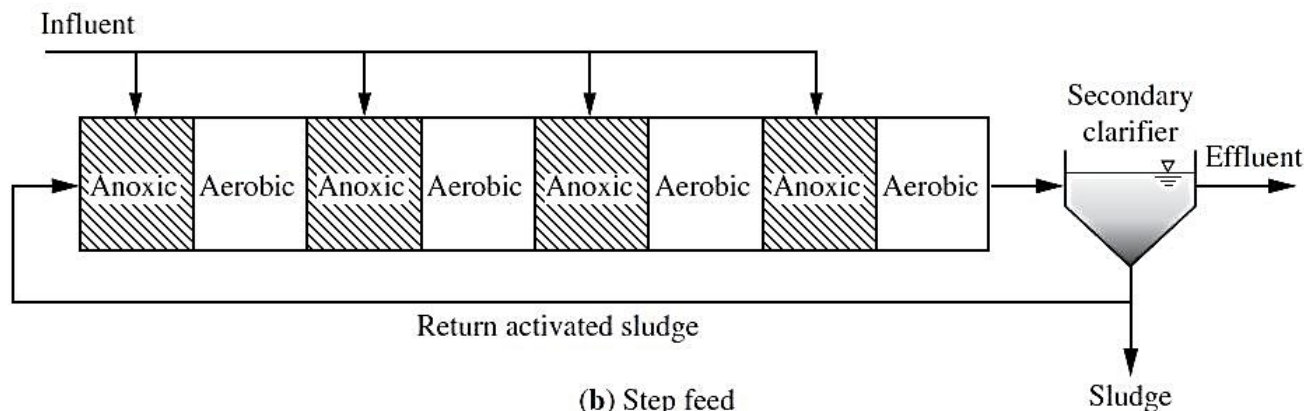
Διαδικασίες απονιτροποίησης



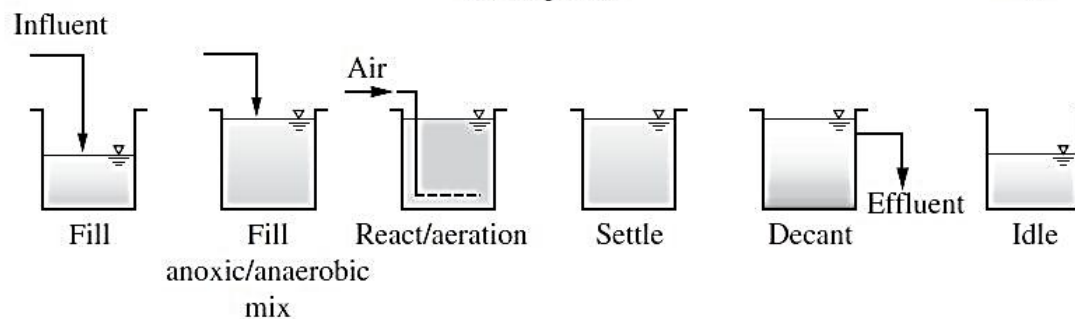
Preanoxic



(a) Modified Ludzack-Ettinger (MLE)



(b) Step feed



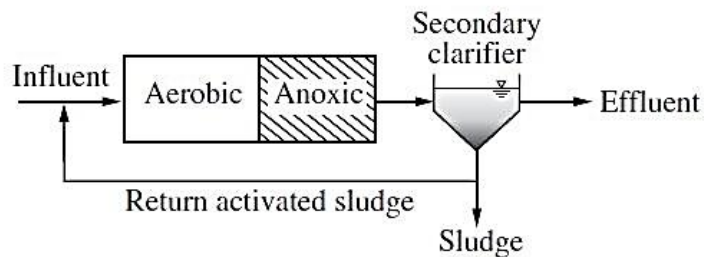
(c) Sequencing batch reactor (SBR)



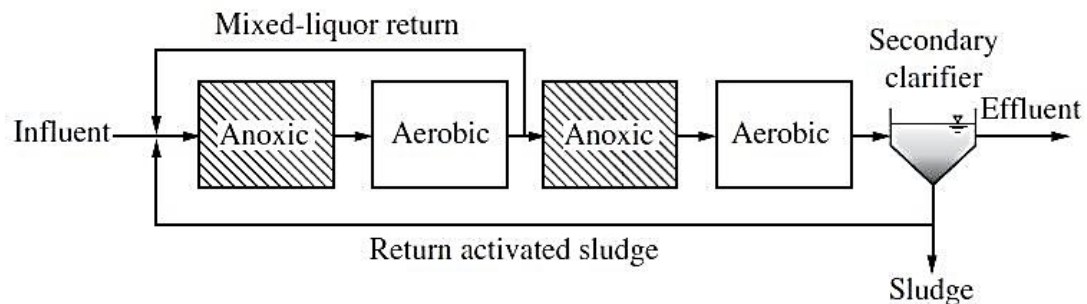
Διαδικασίες απονιτροποίησης



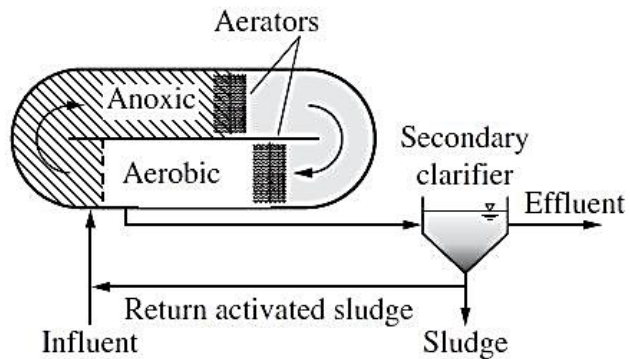
Postanoxic



(d) Single-sludge



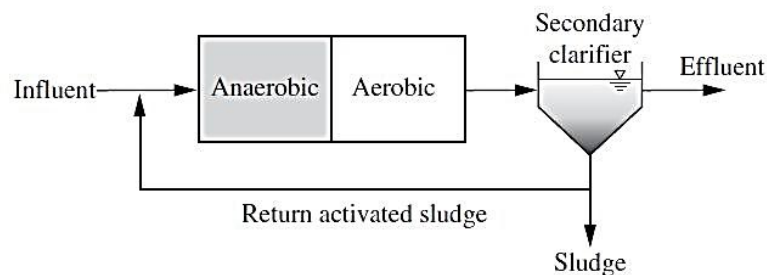
(e) Bardenpho™ (4-stage)



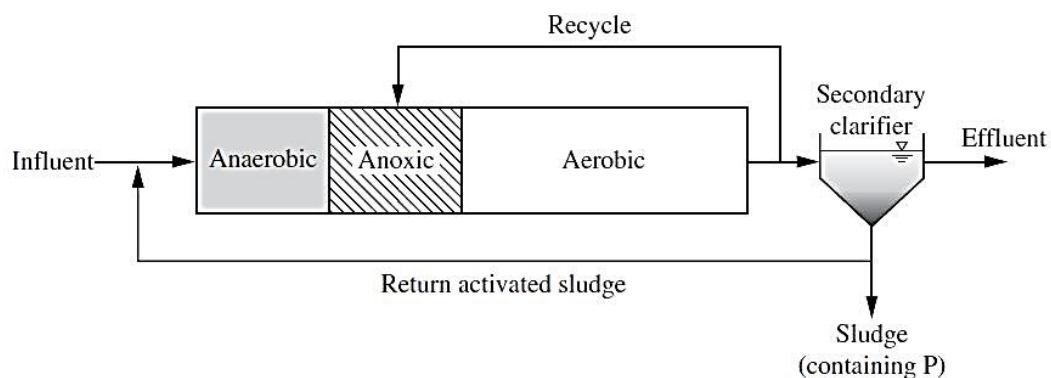
(f) Oxidation ditch



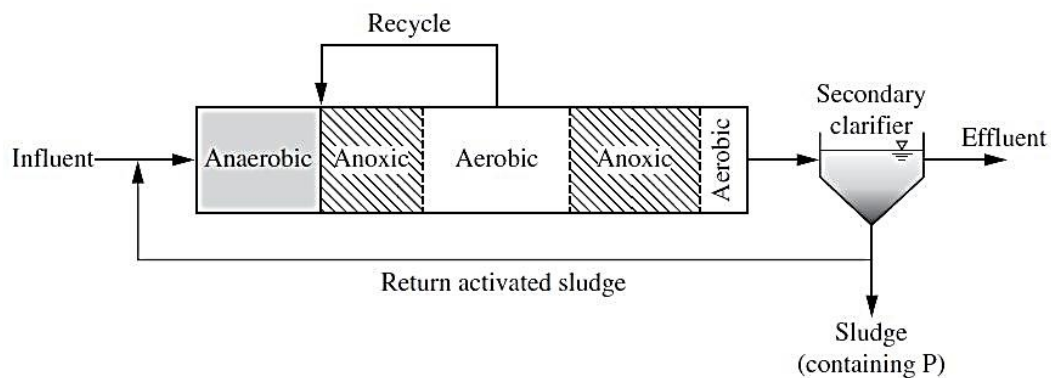
Βιολογική αφαίρεση φωσφόρου



(a) Phoredox (A/OTM)



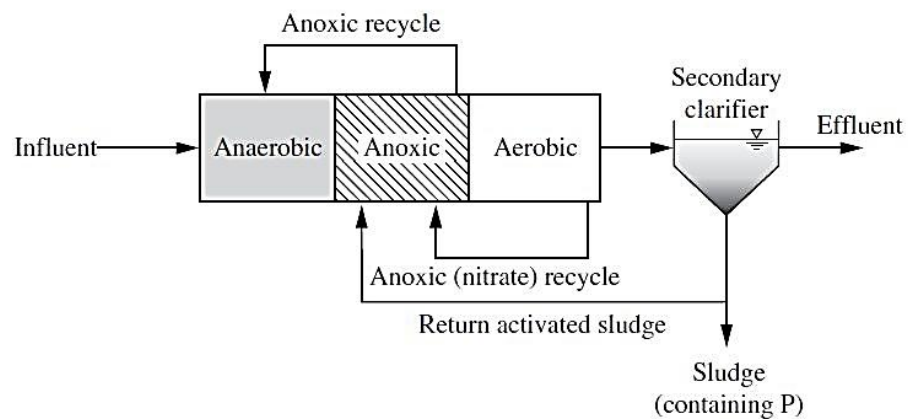
(b) A²/OTM



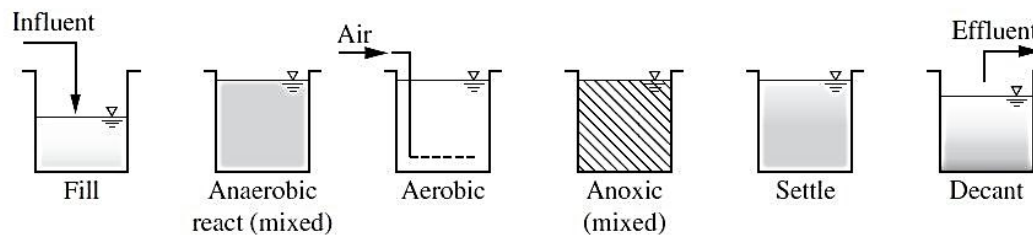
(c) Modified BardenphoTM (5-stage)



Βιολογική αφαίρεση φωσφόρου



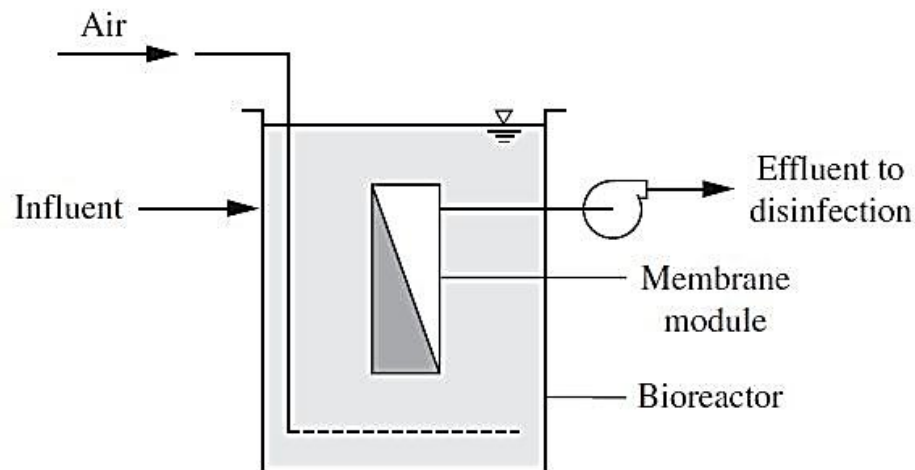
(d) UCT (standard and modified)



(e) SBR with biological phosphorus removal

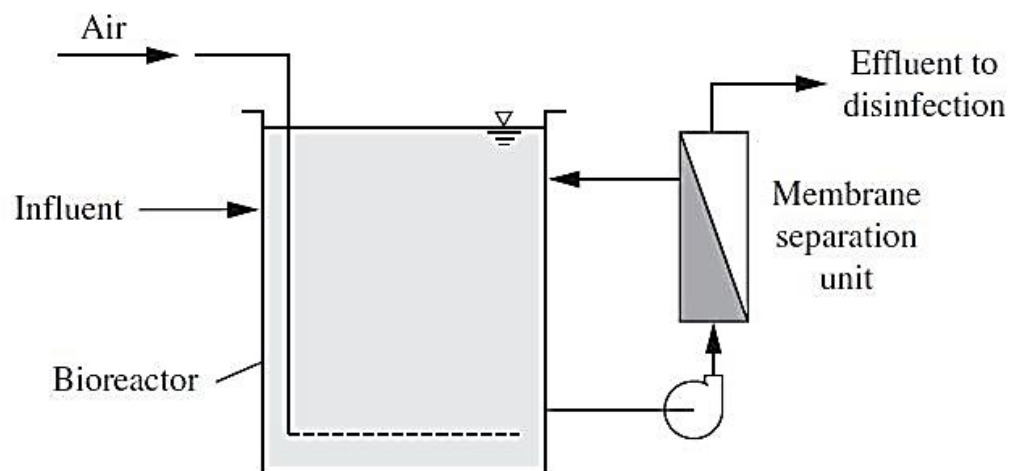


Βιοαντιδραστήρες μεμβράνης



(a) Βυθισμένη μεμβράνη

(a)

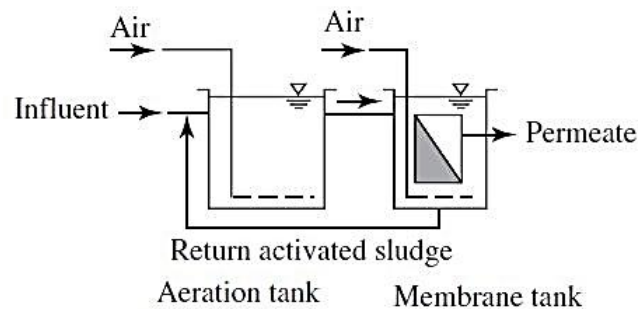


(b) Εξωτερική μεμβράνη

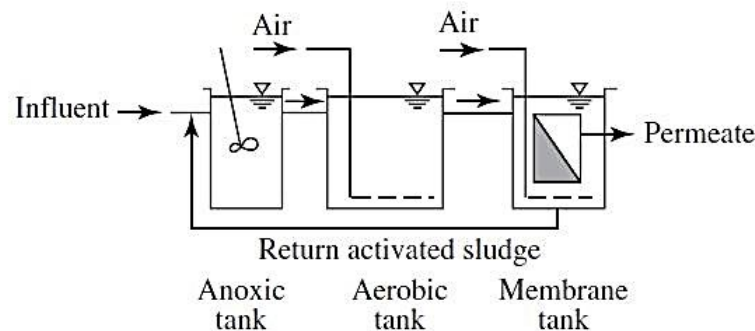
(b)



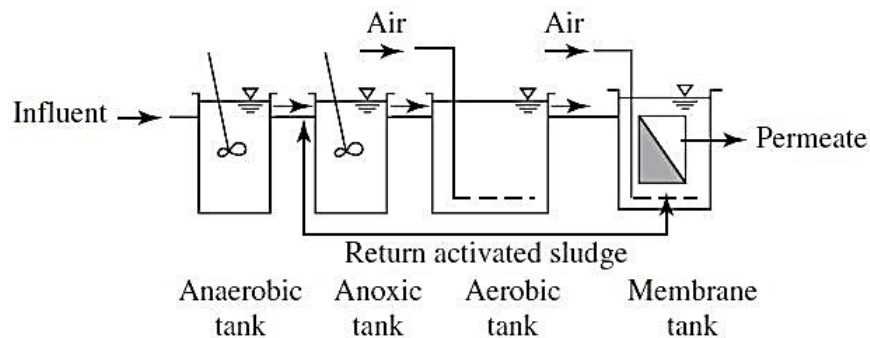
Διαδικασία ρύθμισης των βιοαντιδραστήρων μεμβράνης (MBR)



(a) Carbonaceous BOD oxidation and nitrification



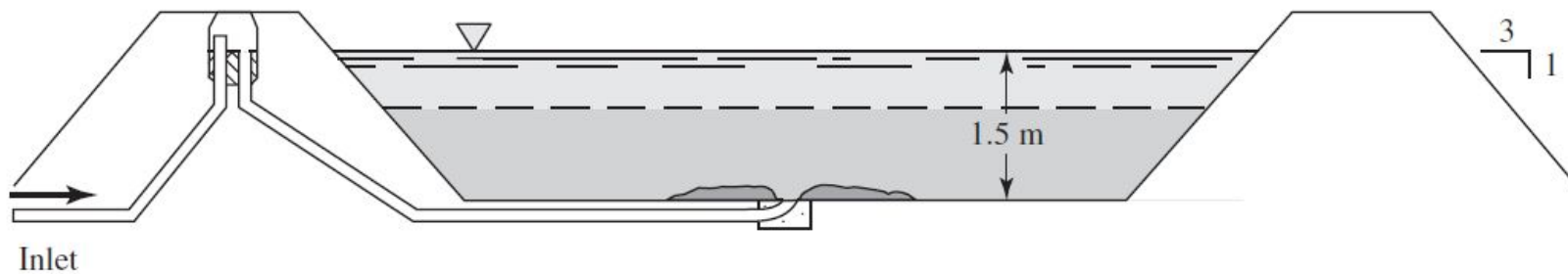
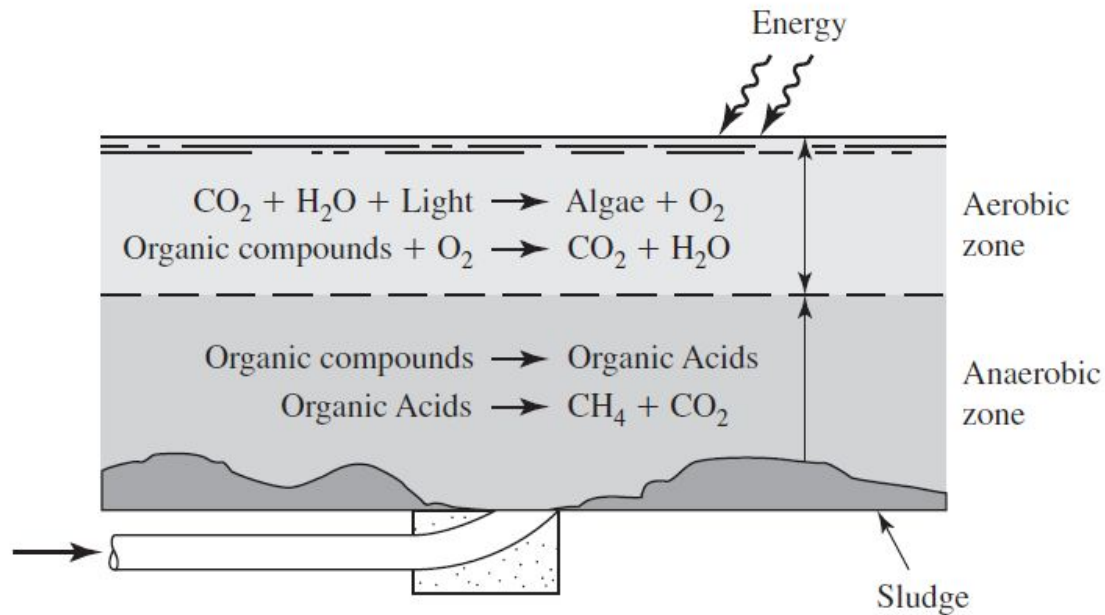
(b) Nitrogen removal



(c) Complete biological nutrient removal

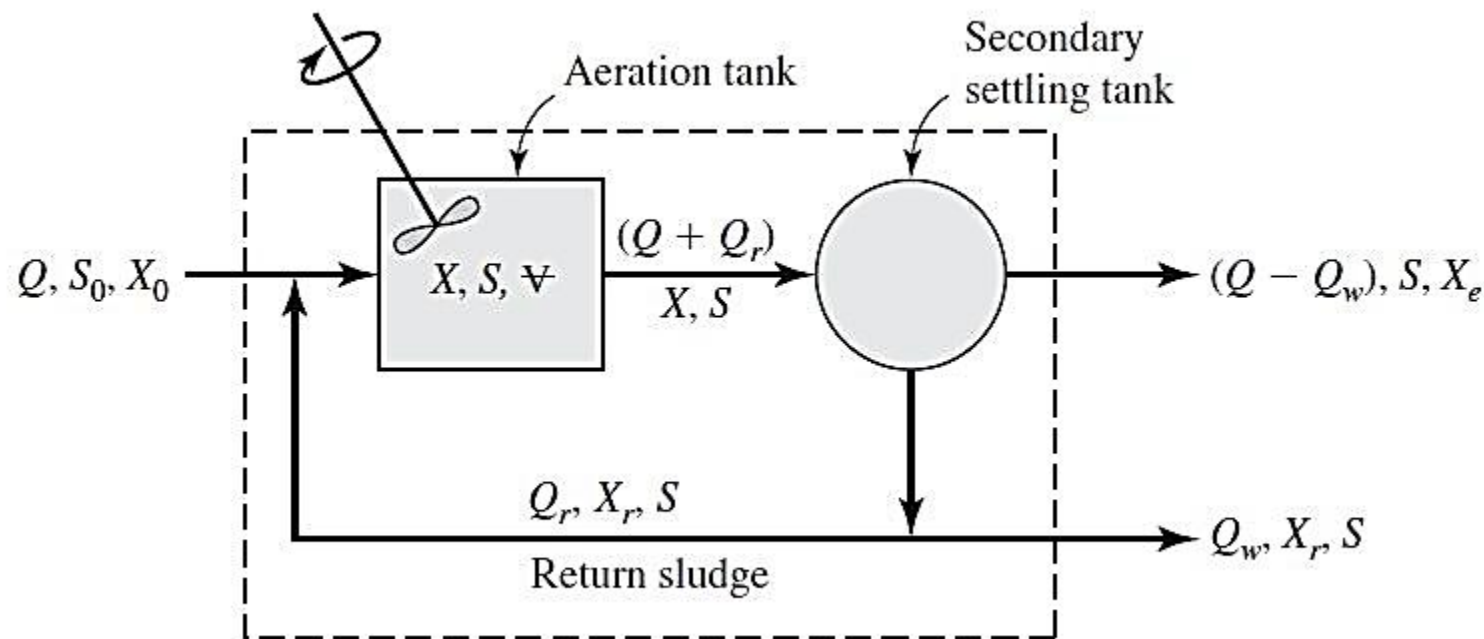


Σχηματική παράσταση Αερόβιας-Αναερόβιας Δεξαμενής Σταθεροποίησης





Βιολογικός αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης (της αιωρούμενης βιομάζας)





Βιολογικός αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης (της αιωρούμενης βιομάζας)



Ισοζύγιο μάζας για την βιομάζα

$$\text{Biomass in influent} + \text{Net biomass growth} = \text{Biomass in effluent} + \text{Biomass wasted} \quad (1)$$

Η βιομάζα (μικροβιακό αιώρημα) που αναπτύσσεται στη δεξαμενή αερισμού είναι το γινόμενο του όγκου της δεξαμενής (V) και της εξίσωσης Monod για τη μικροβιακή ανάπτυξη.

$$V \cdot \left(\frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{K_s + S} - K_d \cdot X \right) \quad (2)$$

Η Βιομάζα στην εκροή είναι το προϊόν της παροχής των υγρών αποβλήτων που φεύγουν από την εγκατάσταση ($Q - Q_w$) και της συγκέντρωσης των μικροοργανισμών που δεν καθιζάνουν στην δευτεροβάθμια καθίζηση (X_e). Η παροχή των υγρών αποβλήτων που απομακρύνονται από την εγκατάσταση δεν είναι ίση με την παροχή μέσα στην εγκατάσταση επειδή ορισμένοι μικροοργανισμοί πρέπει να αποβληθούν. Η ροή της της αποβαλλόμενης βιομάζας (Q_w) υπολογίζεται από ρεύμα εξόδου από την εγκατάσταση

$$Q \cdot X_0 + V \cdot \left(\frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{K_s + S} - K_d \cdot X \right) = (Q - Q_w) \cdot X_e + Q_w \cdot X_r \quad (3)$$



Βιολογικός αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης (της αιωρούμενης βιομάζας)



Ισοζύγιο μάζας για το υπόστρωμα

$$\text{Biomass in influent} - \text{Substrate consumed} = \text{Substrate in effluent} - \text{Substrate in WAS} \quad (4)$$

Η εισερχόμενη μάζα υποστρώματος είναι το γινόμενο της συγκέντρωσης του άμεσα βιοαποικοδομήσιμου διαλυτού COD στην είσοδο (S_0) και της παροχής των υγρών αποβλήτων (Q). Το υπόστρωμα που καταναλώνεται στη δεξαμενή αερισμού είναι το γινόμενο του όγκου των υγρών αποβλήτων στην δεξαμενή (V) και του ρυθμού που παράγεται ανά μονάδα μάζας χρησιμοποιημένου υποστρώματος

$$V \cdot \left(\frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{Y \cdot (K_s + S)} \right) \quad (5)$$

Το υπόστρωμα στην εκροή είναι το προϊόν της παροχής των επεξεργασμένων λυμάτων από την εγκατάσταση ($Q - Q_w$) και της συγκέντρωσης του άμεσα βιοαποικοδομήσιμου διαλυτού COD στην έξοδο (S). Η συγκέντρωση COD στην έξοδο (S) είναι ίδια με αυτήν στην δεξαμενή αερισμού επειδή στην δεξαμενή αερισμού έχουμε πλήρη ανάμιξη. Εξαιτίας της διαλυτότητας του COD στην δευτερεύουσα δεξαμενή καθίζησης δεν θα αλλάξει η συγκέντρωση. Έτσι η συγκέντρωση στην εκροή της δευτερεύουσας δεξαμενής καθίζησης είναι ίδια με τη συγκέντρωση στην είσοδο. Το υπόστρωμα της ενεργούς ιλύος των λυμάτων είναι το προϊόν της συγκέντρωσης του COD στην έξοδο (S) και WAS της παροχή περίσσειας λάσπης (Q_w).

$$Q \cdot S_0 - V \cdot \left(\frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{Y \cdot (K_s + S)} \right) = (Q - Q_w) \cdot S + Q_w \cdot S \quad (6)$$



Βιολογικός αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης (της αιωρούμενης βιομάζας)



Για την απλοποίηση των εξισώσεων έγιναν οι παρακάτω παραδοχές:

1. Η εισερχόμενη και εξερχόμενη συγκέντρωση της Βιομάζας είναι αμελητέα σε σύγκριση με εκείνη του αντιδραστήρα
2. Η εισερχόμενη μάζα υποστρώματος(S_0) αμέσως διαλύεται με την συγκέντρωση του αντιδραστήρα σύμφωνα με τον ορισμό του CSTR.
3. Όλες οι αντιδράσεις συμβαίνουν σε CSTR.

Από την υπόθεση 1 οι ακόλουθοι όροι μπορούν να εξαλειφούν από την εξίσωση 3 : QX_0 και $(Q-Q_w)X_e$ επειδή X_0 και X_e είναι αμελητέες σε σύγκριση με το X . Η εξίσωση 3 μπορεί να απλοποιηθεί

$$V \cdot \left(\frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{Y \cdot (K_s + S)} - k_d \cdot X \right) = Q_w X_r \quad (7)$$

Για λόγους ευκολίας η εξίσωση 7 μπορεί να ξαναγραφεί εκ νέου όσον αφορά την εξίσωση του Monod

$$\left(\frac{\mu_m \cdot S}{(K_s + S)} \right) = \frac{Q_w \cdot X_r}{V \cdot X} + k_d \quad (8)$$



Βιολογικός αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης (της αιωρούμενης βιομάζας)



Η εξίσωση 6 μπορεί επίσης να απλοποιηθεί και να ξαναγραφτεί σύμφωνα με την εξίσωση Monod

$$\left(\frac{\mu_m \cdot S}{(K_s + S)} \right) = \frac{Q}{V} \cdot \frac{Y}{X} \cdot (S_0 - S) \quad (9)$$

Παρατηρείται ότι η αριστερή πλευρά των εξισώσεων 8 και 9 είναι ίδιες άρα η δεξιά πλευρά από αυτές τις εξισώσεις είναι ίση, άρα δίνεται

$$\frac{Q_w \cdot X_r}{V \cdot X} = \frac{Q}{V} \cdot \frac{Y}{X} \cdot (S_0 - S) - k_d \quad (10)$$

Τα δύο τμήματα αυτής της εξίσωσης έχουν φυσική σημασία στο σχεδιασμό του συστήματος της πλήρους ανάμιξης ενεργού ιλύος. Το αντίστροφο του Q/V είναι ο υδραυλικός χρόνος παραμονής (θ) στον αντιδραστήρα.

$$\frac{V}{Q} = \theta \quad (11)$$



Βιολογικός αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης (της αιωρούμενης βιομάζας)



Το αντίστροφο της αριστερής πλευράς της εξίσωσης 10 προσδιορίζει τον μέσο χρόνο παραμονής των κυττάρων (θ_c):

$$\frac{V \cdot X}{Q_w \cdot X_r} = \theta_c \quad (12)$$

Ο μέσος χρόνος παραμονής των κυττάρων που φαίνεται στην εξίσωση 12 θα πρέπει να τροποποιηθεί εάν η συγκέντρωση της βιομάζας στην έξοδο δεν είναι αμελητέα. Έτσι στην εξίσωση 13 υπολογίζεται το θ_c ως ο λόγος της βιομάζας του βιοαντιδραστήρα δια την βιομάζα που απομακρύνεται στην μονάδα του χρόνου:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q_w X_r + (Q - Q_w) \cdot (X_e)} \quad (13)$$

Από τις εξισώσεις 8 και 12, βλέπουμε ότι όταν το θ_c επιλεγεί, η συγκέντρωση COD στην έξοδο (S) καθορίζεται από:

$$S = \frac{K_s \cdot (1 + k_d \cdot \theta_c)}{\theta_c \cdot (\mu_m - k_d) - 1} \quad (14)$$

COD που απομακρύνεται από το σύστημα (S) επηρεάζεται μόνο από τον μέσο χρόνο παραμονής των κυττάρων και όχι από την ποσότητα του BOD που εισέρχεται στην δεξαμενή αερισμού ή από τον υδραυλικό χρόνο παραμονής.

Η συγκέντρωση των μικροοργανισμών (βιομάζας) στην δεξαμενή αερισμού μπορεί να προσδιοριστεί από την εξίσωση 15:

$$X = \frac{\theta_c \cdot (Y) \cdot (S_0 - S)}{\theta \cdot (1 + k_d \theta_c)} \quad (15)$$



Values of growth constants for domestic wastewater

Parameter	Basis	Value ^a	
		Range	Typical
K_s	mg/L BOD ₅	25–100	60
k_d	d ⁻¹	0–0.30	0.10
μ_m	d ⁻¹	1–8	3
Y	mg VSS/mg BOD ₅	0.4–0.8	0.6

^aValues are for 20°C

Sources: Metcalf & Eddy, 2003; and Shahriar et al., 2006.



Βιολογικός αντιδραστήρας πλήρους ανάμιξης (της αιωρούμενης βιομάζας)



Άλλες χρήσιμες σχέσεις:

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \cdot \frac{r_{su}}{X} - k_d \quad (16)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu \quad (17)$$

Όπου r_{su} = ρυθμός ανάπτυξης της μάζας των μικροοργανισμών
 μ = ειδικός ρυθμός ανάπτυξης των μικροοργανισμών

Στην εξίσωση 16 ο όρος (r_{su}/X) είναι γνωστός ως **ειδικός ρυθμός ανάπτυξης του υποστρώματος**, U μπορεί να υπολογιστεί ως:

$$U = -\frac{r_{su}}{X} = \frac{Q \cdot (S_0 - S)}{V \cdot X} = \frac{S_0 - S}{\theta \cdot X} \quad (18)$$

Αντικαθιστώντας το U στις συγκεντρώσεις 23-16 δίνει:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot U - k_d \quad (19)$$



Κινητική απονιτροποίησης

$$r_{su} = -\frac{\eta \mu_m SX}{Y K_s + S}$$

where η = fraction of denitrifying bacteria in the biomass, g VSS/ g VSS

$$\eta = 0.2 - 0.8$$

Το DO μπορεί να παρεμποδίσει το ένζυμο της αντίδρασης νιτροποίησης

$$r_{su} = -\left(\frac{1}{Y} \frac{\mu_m SX}{K_s + S}\right) \left(\frac{NO_3}{K_{s,NO_3} + NO_3}\right) \left(\frac{K'_o}{K'_o + DO}\right) \eta$$

where K'_o = DO inhibition coefficient for nitrate reduction, mg/L

K_{s,NO_3} = half velocity coefficient for nitrate limited reaction, mg/L

Συνθήκες:

$$pH = 7.0 - 8.0$$

$$K'_o = 0.1 - 0.2 \text{ mg/L}$$

$$K_{s,NO_3} = 0.1 \text{ mg/L}$$



Αντιδραστήρας διαλείποντος έργου



Η αλλαγή στην συγκέντρωση του υποστρώματος με το χρόνο σε έναν αντιδραστήρα διαλείποντος έργου μπορεί να καθορίζεται στην αρχή με το ισοζύγιο μάζας του υποστρώματος για CSTR

$$\frac{dS}{dt} \cdot V = Q \cdot S_0 - Q \cdot S + r_{su} \cdot V \quad (20) \quad \text{όπου} \quad r_{su} = -\frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{Y \cdot (K_s + S)}$$

Επειδή $Q=0$ για τον αντιδραστήρα διαλείποντος έργου, η εξίσωση 20 μπορεί να απλοποιηθεί:

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{Y \cdot (K_s + S)} \quad (21)$$

Η ολοκλήρωση της εξίσωσης 21 σε σχέση με το χρόνο δίνει:

$$K_s \ln\left(\frac{S_0}{S_t}\right) + (S_0 - S_t) = X \cdot \left(\frac{\mu_m}{Y}\right) \cdot t \quad (22)$$

Για νιτροποίηση, οι συντελεστές της κινητικής εξίσωσης του Monod αντικαθίστανται στην εξίσωση 22

$$K_s \ln\left(\frac{N_0}{N_t}\right) + (N_0 - N_t) = X_n \cdot \left(\frac{\mu_{mn}}{Y_n}\right) \cdot \left(\frac{DO}{K_0 + DO}\right) \cdot t \quad (23)$$



Μοντέλο εμβολικής ροής με ανακύκλωση

Αν και είναι δύσκολο να επιτύχουμε πραγματική εμβολική ροή, η λειτουργία μεγάλου μήκους, στενών δεξαμενών αερισμού θα προσεγγίζονταν καλύτερα με μοντέλα εμβολικής ροής από ότι από ότι με μοντέλα πλήρους ανάμιξης.

Ένα κινητικό μοντέλο εμβολικής ροής είναι δύσκολο να αναπτυχθεί από τις βασικές εξισώσεις ισοζυγίου μάζας.

Οι Lawrence and McCarty (1970) ανέπτυξαν μια χρήσιμη εξίσωση, με δυο απλουστευμένες υποθέσεις, ως εξής:

1. Η συγκέντρωση των μικροοργανισμών στην είσοδο της δεξαμενής αερισμού είναι περίπου η ίδια με την έξοδο από την δεξαμενή αερισμού. Η υπόθεση αυτή ισχύει αν θ_c/θ είναι μεγαλύτερο από 5.

2. Ο ρυθμός κατανάλωσης του BOD_5 καθώς τα υγρά απόβλητα περνούν από την δεξαμενή αερισμού δίνεται από τον τύπο:

$$r_u = \frac{\mu_m \cdot S \cdot X_{avg}}{K_s + S} \quad (24)$$

Όπου X_{avg} είναι η μέση συγκέντρωση των μικροοργανισμών στην δεξαμενή. Η εξίσωση σχεδιασμού είναι:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Y \cdot \mu_m \cdot (S_0 - S)}{(S_0 - S) + (1 + RR) \cdot K_s \cdot \ln\left(\frac{S_i}{S}\right)} \quad (25)$$

where $RR =$ ρυθμός ανακύκλωσης, Q_r/Q

$S_i =$ συγκέντρωση του υποστρώματος στην είσοδο της δεξαμενής αερισμού μετά από διάλυση από την ροή ανακύκλωσης, mg/L

$$= \frac{S_0 + (RR) \cdot S}{1 + RR} \quad (26)$$



Συντελεστής ασφάλειας

Υπάρχει μια τιμή του θ_c κάτω από την οποία τα απόβλητα δεν σταθεροποιούνται. Αυτό ονομάζεται κρίσιμος μέσος χρόνος παραμονής των κυττάρων ($\theta_{c \min}$). Φυσικά, το $\theta_{c \min}$ είναι ο χρόνος παραμονής κατά τον οποίο τα κύτταρα εκπλύνονται ή απομακρύνονται από το σύστημα πιο γρήγορα από ό,τι μπορούν να αναπαραχθούν. Όταν πραγματοποιείται έκπλυση το $S = S_0$. Ο $\theta_{c \min}$ μπορεί να υπολογιστεί κάνοντας αντικατάσταση στην εξίσωση 19

$$\frac{1}{\theta_{c \min}} = \frac{\mu_m \cdot S_0}{K_s + S_0} - k_d \quad (27)$$

Επειδή S_0 είναι τυπικά πολύ μεγαλύτερο από ότι K_s , η εξίσωση 27 μπορεί να ξαναγραφτεί:

$$\frac{1}{\theta_{c \min}} \approx \mu_m - k_d \quad (28)$$

Για να ελαχιστοποιηθεί η πιθανότητα αποτυχίας της εγκατάστασης, στο σχεδιασμό/λειτουργία της θα πρέπει να αποφευχθεί η χρήση του $\theta_{c \min}$. Η προτεινόμενη προσέγγιση είναι να επιλεγεί ένα θ_c που να είναι πολλαπλάσιο του $\theta_{c \min}$. Έτσι ο συντελεστής ασφάλειας ορίζεται:

$$SF = \frac{\theta_{c-design}}{\theta_{c-min}} \quad (29)$$

Υψηλές τιμές του συντελεστή σημαίνουν ότι η ικανότητα του χειριστή της εγκατάστασης και η εποπτείας του συστήματος είναι εξαιρετικές. Ο χαμηλός συντελεστής συνεπάγεται λιγότερη προσοχή από τον εποπτεύοντα της εγκατάστασης. Ένα βασικό σημείο είναι ότι ο παράγοντας ασφαλείας για το μοντέλο είναι πολύ υψηλός ακόμα και με τα καλύτερα συστήματα.



Αξιολόγηση των υποθέσεων



Οι υποθέσεις είτε για CSTR είτε για τους αντιδραστήρες εμβολικής ροής σπάνια πετυχαίνουν σε πραγματικά συστήματα. Έτσι αυτά τα μοντέλα χρησιμεύουν μόνο ως σημεία εκκίνησης για την αξιολόγηση και τον σχεδιασμό.

Είναι επίσης σημαντικό να επαναλάβουμε ότι S είναι $rbCOD$, το οποίο είναι, το διαλυμένο COD που είναι άμεσα βιοαποδομήσιμο και όχι το συνολικό BOD. Μερικά κλάσματα των αιωρούμενων στερεών που δεν κατακάθονται στην δεξαμενή δευτεροβάθμιας καθίζησης επίσης συμβάλουν στο φορτίο BOD του ρεύματος απορροής.

Για να επιτευχθεί η επιθυμητή ποιότητα στην εκροή, τόσο τα διαλυτά όσο και τα αδιάλυτα κλάσματα του BOD πρέπει να λαμβάνονται υπόψη. Έτσι για να χρησιμοποιήσουμε τις εξισώσεις 14, 15, 18, 19, 21, ή 25 προκειμένου να επιτευχθεί μια επιθυμητή ποιότητα στην εκροή (S) από την επίλυση του θ_c ή του t , κάποια εκτίμηση του βιοαποδομήσιμου COD ($bCOD$) ή του BOD από τα αιωρούμενα στερεά πρέπει να γίνει πρώτα.

Το BOD των αιωρούμενων στερεών αφαιρείται από το συνολικό επιτρεπόμενο BOD στην εκροή για να βρεθεί το επιτρεπόμενο S .

$$S = \text{Total BOD allowed} - \text{BOD in suspended solids} \quad (30)$$



Implied safety factors for typical biological treatment design loadings

Loading	Implied SF
Conventional	10–80
High-rate	3–10
Low-rate	>80

Source: Rittmann and McCarty, 2001.



Ανακυκλοφορία της ιλύος

Το ισοζύγιο μάζας της δεξαμενής καθίζησης είναι η βάση για την επιλογή μιας παροχής για την επανακυκλοφορία της ιλύος. Υποθέτοντας ότι το ποσό της ιλύος στην δεξαμενή δευτεροβάθμιας καθίζησης παραμένει σταθερή (steady state conditions) και ότι η εκροή των αιωρούμενων στερεών (X_e) παραμένει αμελητέα, το ισοζύγιο μάζας είναι:

$$\text{Συσσώρευση} = \text{εισροή} - \text{εκροή} \quad (31)$$

$$0 = (Q + Q_r) \cdot (X') - (Q_r \cdot X_r' + Q_w \cdot X_r') \quad (32)$$

where

Q παροχή υγρών αποβλήτων, m^3/d

Q_r παροχή ανακυκλοφορίας της ιλύος, m^3/d

X' αιωρούμενα στερεά του ανάμεικτου υγρού (MLSS), g/m^3

X_r' μέγιστη συγκέντρωση της ανακυκλοφορούμενης ιλύος, g/m^3

Q_w παροχή της αποκρινόμενης ιλύος (περίσσεια ιλύος), m^3/d

Λύνοντας ως προς την παροχή της ανακυκλοφορούμενης ιλύος έχουμε:

$$Q_r = \frac{(Q \cdot X' - Q_w \cdot X_r')}{X_r' - X'} \quad (33)$$



Ανακυκλοφορία της ιλύος



Χρησιμοποιώντας την εξίσωση 12, η εξίσωση 33 μπορεί να ξαναγραφτεί:

$$Q_r = \frac{Q \cdot X' - \left(\frac{V \cdot X'}{\theta_c} \right)}{X_r' - X'} \quad (34)$$

Συχνά η παραδοχή ότι τα αιωρούμενα στερεά στην εκροή είναι αμελητέα δεν είναι έγκυρη. Εάν η ποσότητα των αιωρούμενων στερεών στην εκροή είναι σημαντική, τότε το ισοζύγιο μάζας μπορεί να εκφραστεί ως εξής:

$$0 = (Q + Q_r) \cdot (X') - (Q_r \cdot X_r' + Q_w \cdot X_r') + (Q - Q_w) \cdot X_e \quad (35)$$

Λύνοντας ως προς την παροχή της ανακυκλοφορούμενης ιλύος έχουμε:

$$Q_r = \frac{Q \cdot X' - Q_w \cdot X_r' - (Q - Q_w) \cdot X_e}{X_r' - X'} \quad (36)$$

X_r' και X' εμπεριέχουν τόσο τα πηκτικά όσο και τα αδρανή κλάσματα. Έτσι διαφέρουν από τον X_r και X κατά ένα σταθερό συντελεστή. Είναι γενικά παραδεκτό ότι το VSS είναι το 60 - 80 % από το MLVSS. Έτσι, το MLSS μπορεί να υπολογιστεί διαιρώντας με έναν συντελεστή από 0.6 - 0.8 (ή να πολλαπλασιαστεί με 1.25 - 1.67)



Παραγωγή ιλύος



Δύο μέθοδοι χρησιμοποιούνται για τον υπολογισμό της παραγόμενης ιλύος. Η πρώτη μέθοδος είναι ικανοποιητική για τον αρχικό σχεδιασμό. Βασίζεται σε πρακτικούς κανόνες και σε δημοσιευμένα στοιχεία από τις ήδη υπάρχουσες εγκαταστάσεις. Στην μέθοδο αυτή η ενεργός ιλύς που παράγεται κάθε μέρα προσδιορίζεται από:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d \cdot \theta_c} \quad (37)$$

$$P_x = Y_{obs} \cdot Q \cdot (S_0 - S) (10^{-3} \text{ kg / g}) \quad (38)$$

where P_x = ενεργός ιλύς που παράγεται κάθε μέρα όσον αφορά VSS, kg/d
 Y_{obs} = παρατηρούμενη απόδοση, kg MLVSS/kg BOD₅ που απομακρύνεται

Η ποσότητα της ιλύος που απομακρύνεται κάθε μέρα δίνεται από τη διαφορά μεταξύ της ποσότητας της αυξημένης ενεργού ιλύος και των ολικών αιωρούμενων στερεών (TSS) που χάνονται στην εκροή

$$\text{Η μαζά του σπαταλιέται} = \text{αύξηση MLSS} - \text{TSS χάνονται στην εκροή} \quad (39)$$



Παραγωγή ιλύος

Μια ακριβέστερη πρόβλεψη της παραγωγής ιλύος μπορεί να γίνει με επαρκή χαρακτηρισμό των λυμάτων. Οι παρακάτω εξισώσεις υπολογίζουν την αύξηση των ετερότροφων μικροοργανισμών (Part A), τα υπολείμματα κυττάρων από ενδογενή αποσύνθεση (Part B), το ρυθμό ανάπτυξης της νιτροποίησης (Part C), και τη ροή μη βιοαποδομήσιμων πτητικών αιωρούμενων στερεών VSS στην εισροή (Part D)

$$\begin{aligned} P_{x, VSS} &= \frac{Y \cdot Q \cdot (S_0 - S)(10^{-3} \text{ kg / g})}{1 + k_d \cdot \theta_c} && \text{(Part A)} \\ &+ \frac{(f_d) \cdot (k_d) \cdot Y \cdot Q \cdot (S_0 - S)(10^{-3} \text{ kg / g})}{1 + k_d \cdot \theta_c} && \text{(Part B)} \\ &+ \frac{Y_n \cdot Q \cdot (NO_x)(10^{-3} \text{ kg / g})}{1 + k_d \cdot \theta_c} && \text{(Part C)} \\ &+ Q \cdot (nbVSS)(10^{-3} \text{ kg / g}) && \text{(Part D)} \end{aligned} \quad (40)$$

where NO_x = συγκέντρωση NH_4-N στην εισροή που πρόκειται να νιτροποιηθεί, mg/L
 f_d = κλάσμα της μάζας των κυττάρων που παραμένει ως υπολείμματα, g VSS/g VSS



Παραγωγή ιλύος

Οι άλλοι όροι όπως ορίστηκαν προηγουμένως. Αν δεν υπάρχουν δεδομένα εργαστηριακής ανάλυσης, το f_d μπορεί να θεωρηθεί ότι είναι περίπου 0.15. Για να υπολογιστεί η συνολική μάζα των στερεών, πρέπει να συμπεριληφθούν τα ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS). Υποθέτοντας ότι το κλάσμα των VSS της ολικής βιομάζας είναι περίπου 0.85 (με βάση τη σύνθεση των κυττάρων), η παραγωγή των TSS υπολογίζεται ως εξής:

$$P_{x, VSS} = \frac{(Part A)}{0.85} + \frac{(Part B)}{0.85} + \frac{(Part C)}{0.85} + (Part D) + Q \cdot (TSS_0 - VSS_0) \quad (41)$$

where TSS_0 = εισροή υγρών αποβλήτων TSS, mg/L
 VSS_0 = εισροή υγρών αποβλήτων VSS, mg/L

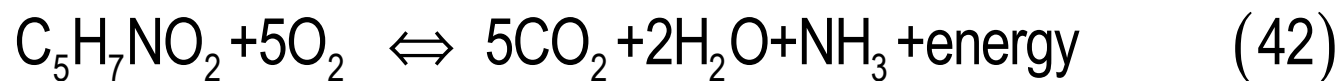
$$P_x = Y_{obs} \cdot Q \cdot (S_0 - S) (10^{-3} kg / g) \quad (38)$$

Ο υπολογισμός του μέρους B (Part B) παρουσιάζει ενδιαφέρον εάν η συγκέντρωση του bCOD είναι υψηλή. Ο υπολογισμός του Part C είναι ιδιαίτερα σημαντικός για την διαδικασία νιτροποίησης και απονιτροποίησης λόγω της πιθανότητας έκπλυσης των βακτηριδίων νιτροποίησης. Ο υπολογισμός του Part D είναι σημαντικός όταν το nbVSS στην εισροή είναι υψηλό. Αυτό μπορεί να συμβεί όταν τα βιομηχανικά λύματα που απορρίπτονται περιέχουν υψηλές συγκεντρώσεις nbVSS.



Απαίτηση σε οξυγόνο

Η εκτίμηση των αναγκών σε οξυγόνο μπορεί να γίνει από το bCOD των λυμάτων και από την ποσότητα της βιομάζας που καταναλώνεται κάθε μέρα. Αν υποθεθεί ότι όλο το bCOD μετατρέπεται σε τελικά προϊόντα, η ολική απαίτηση οξυγόνου θα είναι ίση με bCOD. Επειδή ένα μέρος των λυμάτων μετατρέπεται σε νέα κύτταρα που απομακρύνονται, το bCOD των απομακρυσμένων κυττάρων πρέπει να αφαιρείται από το συνολικό απαιτούμενο οξυγόνο. Η απαίτηση των απομακρυσμένων κυττάρων σε οξυγόνο μπορεί να υπολογιστεί υποθέτοντας ότι η οξείδωση των κυττάρων μπορεί να περιγραφεί από την παρακάτω αντίδραση:



Η αναλογία του γραμμομοριακού βάρους είναι $5(32)/113=1.42$

Έτσι η απαίτηση σε οξυγόνο της ενεργούς ιλύος μπορεί να υπολογιστεί από $1.42 (P_x)$. Η μάζα του οξυγόνου που απαιτείται μπορεί να εκτιμηθεί από τον τύπο

$$M_{\text{O}_2} = Q \cdot (S_0 - S) (10^{-3} \text{ kg / g}) - 1.42 \cdot (P_x) \quad (43)$$

where

M_{O_2} = μάζα οξυγόνου, kg/d

Q = παροχή των λυμάτων μέσα στην δεξαμενή αερισμού, m^3 / d

S_0 = συγκέντρωση bCOD στην είσοδο, g/m^3

S = συγκέντρωση bCOD στην εκροή, g/m^3

P_x = ενεργός ιλύς του παράγεται, kg/d



Απαίτηση σε οξυγόνο

Οι ορισμοί των S and S_0 έχουν αλλάξει άμεσα βιοαποικοδομήσιμο διαλυτό COD (rbsCOD) σε βιοαποδομήσιμο COD (bCOD). Όταν η νιτροποίηση περιλαμβάνεται στην διαδικασία, η απαίτηση οξυγόνου πρέπει να περιλαμβάνει έναν όρο υπολογισμού της αμμωνίας και της οξείδωσης του οργανικού N

$$M_{O_2} = Q \cdot (S_0 - S) (10^{-3} \text{ kg / g}) - 1.42 \cdot (P_x) + 4.33 \cdot Q \cdot (NO_x) \quad (44)$$

Όπου NO_x είναι η ποσότητα TKN που οξειδώνονται σε νιτρικά

Το ισοζύγιο του αζώτου που υπολογίζεται για την εισροή TKN, το άζωτο απομακρύνεται από την σύνθεση της βιομάζας, και ανοξείδωτο άζωτο στην εκροή χρησιμοποιείται για να προσδιορίσει το NO_x . Υποθέτοντας ότι η σύνθεση της βιομάζας μπορεί να περιγραφεί ως $C_5H_7NO_2$, τότε η σύνθεση του αζώτου υπολογίζεται ως 0.12 g N/g της βιομάζας. Το ισοζύγιο μάζας του αζώτου είναι:

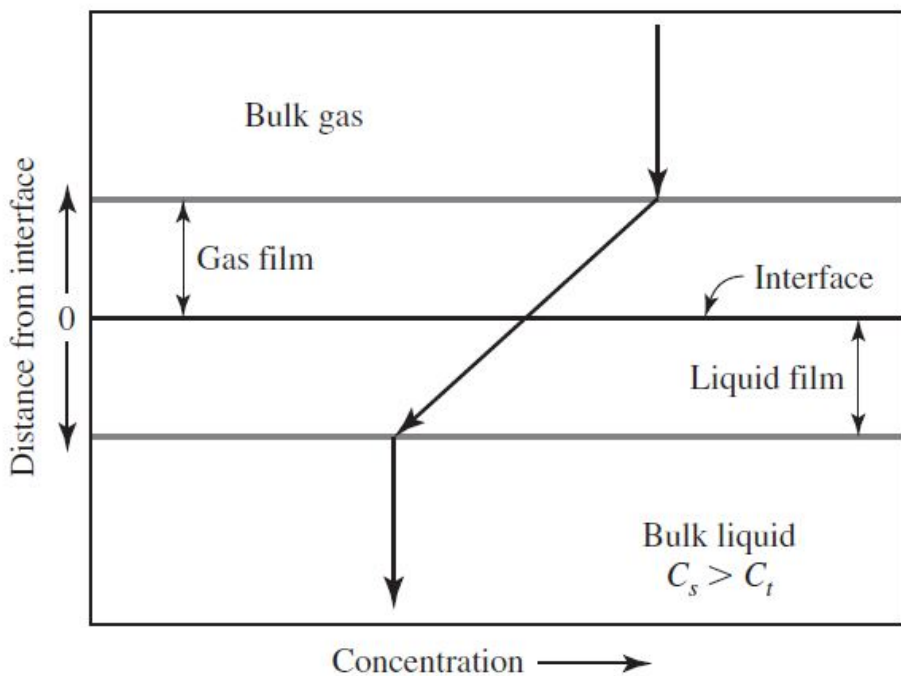
Nitrogen oxidized = Nitrogen in influent - Nitrogen in effluent - Nitrogen in cell tissue

$$Q \cdot (NO_x) = Q \cdot (TKN_0) - Q \cdot N_e - 0.12 \cdot (P_x)$$
$$NO_x = TKN_0 - N_e - 0.12 \left(\frac{P_x}{Q} \right) \quad (45)$$

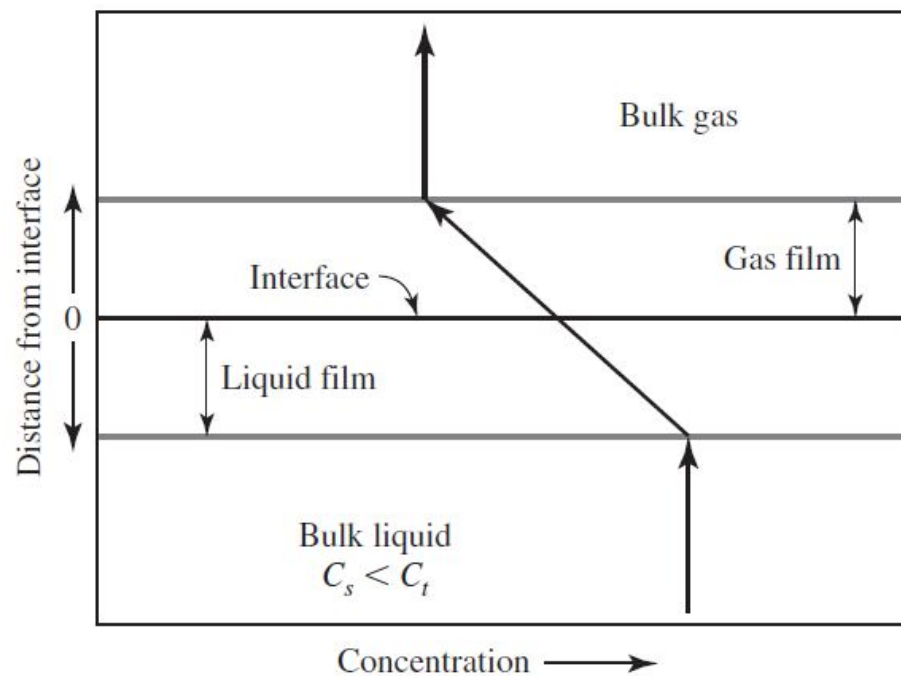
where NO_x = οξείδιο του αζώτου, mg/L
 TKN_0 = εισροή ολικού αζώτου, mg/L
 N_e = εκροή NH_4-N , mg/L



Μοντέλο δύο υμενίων για την διεπιφάνεια αερίου και υγρού



(a) absorption mode



(b) desorption mode



Μεταφορά οξυγόνου



Η κινητήρια δύναμη που προκαλεί το οξυγόνο να κινηθεί είναι η κλίση της συγκέντρωσης: $C_s - C$.

C_s είναι η συγκέντρωση κορεσμού του οξυγόνου στο υγρό, και C είναι η συγκέντρωση οξυγόνου στο υγρό. Όταν η C_s είναι μεγαλύτερη από την C , ο ρυθμός μεταφοράς οξυγόνου αυξάνει.

Ο ρυθμός μεταβολής της συγκέντρωσης του οξυγόνου είναι:

$$\frac{dC}{dt} = K_L \cdot \alpha \cdot (C_s - C_1) \quad (46)$$

Όπου K_L α είναι η σταθερά μεταφοράς οξυγόνου με μονάδα μέτρησης s^{-1} και C_t είναι η συγκέντρωση στο κυρίως σώμα του υγρού (bulk liquid) τη χρονική στιγμή t . Υποκαθιστώντας στις εξισώσεις από 23-46 τους ορούς $C = C_0$ και $C = C_t$ και $t = 0$ και $t = t$, όπου C_0 είναι η αρχική συγκέντρωση και C_t είναι η συγκέντρωση τη χρονική στιγμή t , παίρνουμε:

$$\frac{C_s - C_t}{C_s - C_0} = \exp[-(K_L \cdot \alpha) \cdot (t)] \quad (47)$$



Μεταφορά οξυγόνου

Το αποτέλεσμα της έντασης της ανάμειξης και της γεωμετρίας της δεξαμενής πρέπει να εξεταστεί κατά την διαδικασία σχεδιασμού. Στις περισσότερες περιπτώσεις οι συσκευές αερισμού που βαθμονομούνται από τους κατασκευαστές βασίζονται σε καθαρό νερό. Η σταθερά διόρθωσης α χρησιμοποιείται για να υπολογιστεί K_L σε ένα πραγματικό σύστημα:

$$\alpha = \frac{K_L \cdot \alpha(\text{wastewater})}{K_L \cdot \alpha(\text{clean water})} \quad (48)$$

Οι τυπικές τιμές της σταθεράς α είναι 0.2 - 0.5 για συμβατική οξείδωση BOD, 0.4 - 0.7 για νιτροποίηση μόνο, και 0.5 - 0.75 για νιτροποίηση απονιτροποίηση (Rosso and Stenstrom, 2007).

Ο δεύτερος συντελεστής διόρθωσης β χρησιμοποιείται για τη διόρθωση του ρυθμού μεταφοράς οξυγόνου εξαιτίας των διαφορών στην διαλυτότητα του οξυγόνου που οφείλονται στα συστατικά του νερού όπως άλατα, αιωρούμενα σωματίδια και επιφανειακές δραστικές ουσίες:

$$\beta = \frac{C_s(\text{wastewater})}{C_s(\text{clean water})} \quad (49)$$

Οι τιμές του β είναι από 0.7 - 0.98. Μια τυπική τιμή για τα υγρά απόβλητα είναι 0.95.



Μεταφορά οξυγόνου

Η αλληλεπίδραση μεταξύ αυτών των παραγόντων και της θερμοκρασίας, του υψόμετρου πάνω από την επιφάνεια της θάλασσας, και του βάθους των διαχυτήρων εκφράζεται από την εξής σχέση (Metcalf & Eddy, 2003):

$$AOTR = SOTR \cdot \left(\frac{(\beta) \cdot (C_{avg} - C_L)}{C_{s20}} \right) \cdot (1.024^{T-20}) \cdot (\alpha) \cdot (F) \quad (50)$$

where

AOTR = πραγματικός ρυθμός μεταφοράς οξυγόνου, kg O₂ /h

SOTR = κανονικός ρυθμός μεταφοράς οξυγόνου σε νερό βρύσης στους 20 °C και μηδενικό DO, kg O₂ /h

C_{avg} = μέση συγκέντρωση κορεσμένου διαλυμένου οξυγόνου σε καθαρό νερό στην δεξαμενή αερισμού σε θερμοκρασία T και υψόμετρο H, mg/L

C_L = συγκέντρωση οξυγόνου κατά την λειτουργία, mg/L

C_{s, 20} = διαλυμένο κορεσμένο οξυγόνο σε καθαρό νερό 20 °C και 1 atm, mg/L

T = θερμοκρασία λειτουργίας, °C

F = παράγοντας ακαθαρσιών (fouling factor)



Μεταφορά οξυγόνου

Η μέση συγκέντρωση διαλυμένου κορεσμένου οξυγόνου (C_{avg}) στην δεξαμενή αερισμού σε θερμοκρασία T και σε υψόμετρο H προσδιορίζεται από:

$$C_{avg} = (C_{S,T,H}) \cdot (0.5) \cdot \left(\frac{P_d}{P_{atm,H}} + \frac{O_t}{21} \right)$$

Where $C_{S,T,H}$ = συγκέντρωση κορεσμένου οξυγόνου σε θερμοκρασία T και υψόμετρο H , mg/L
 P_d = η πίεση στο βάθος όπου απελευθερώνεται ο αέρας, kPa
 $P_{atm,H}$ = ατμοσφαιρική πίεση σε υψόμετρο H , kPa
 O_t = επί τοις εκατό συγκέντρωση οξυγόνου στην έξοδο της δεξαμενής
= (21%)(1 - % O_2 που απορροφάται)

Η ατμοσφαιρική πίεση σε υψόμετρο H υπολογίζεται από το λόγο της πίεσης σε υψόμετρο H προς την πίεση στο επίπεδο της θάλασσας:

$$P_H / P_{SL} = \exp \left[- \frac{g \cdot (M) \cdot (z_H - z_{SL})}{R \cdot T} \right]$$

Where g = επιτάχυνση της βαρύτητας, 9.81 m/s²
 M = γραμμομόριο του αέρα = 28.97 kg/kg - mole
 z_H = ύψος H , m
 z_{SL} = ύψος από την επιφάνεια της θάλασσας, m
 R = παγκόσμια σταθερά αερίων, 8.314 N · m/kg · mole · K
 T = θερμοκρασία, K



Λόγος τροφής / μικροοργανισμοί (F/M)



Ο λόγος της τροφής προς τους μικροοργανισμούς αναπτύχθηκε τις δεκαετίες 1950s και 1960s. Η “τροφή” είναι το υπόστρωμα. Και εξακολουθεί να χρησιμοποιείται ευρέως. Είναι μία έκφραση που εννοιολογικά εύκολα εξηγείται και βασίζεται σε μετρήσεις που λαμβάνονται τακτικά.

Σε μορφή εξίσωσης, ο λόγος (F/M) είναι:

$$F/M = \frac{Q \cdot S_0}{V \cdot X} \quad (51)$$

Where

- Q = ημερήσια παροχή εισόδου του λύματος στην δεξαμενή αερισμού, m³ /d
- S₀ = η συγκέντρωση COD (rbsCOD) στην είσοδο, mg/L
- V = ο όγκος της δεξαμενής αερισμού, m³
- X = η συγκέντρωση των μικροοργανισμών (mixed-liquor volatile suspended solids or MLVSS) στην δεξαμενή αερισμού, mg/L

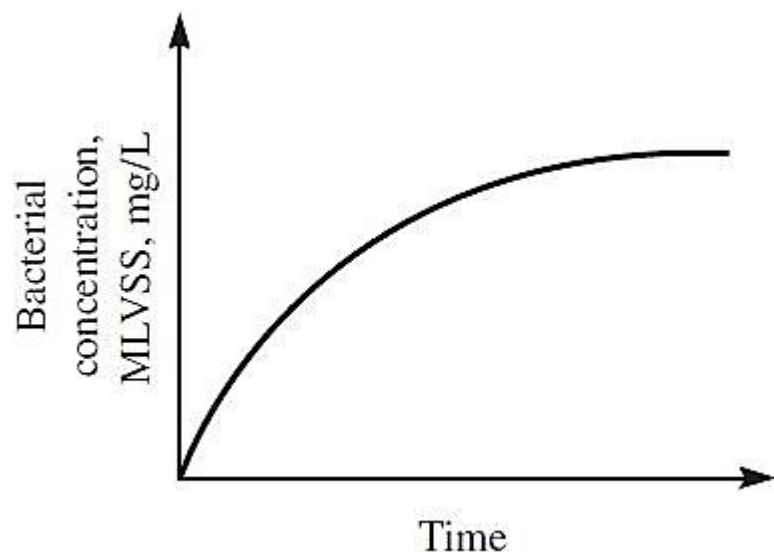
Οι μονάδες F/M είναι

$$\frac{mg \text{ BOD}_5 / d}{mg \text{ MLVSS}} = \frac{mg}{mg \cdot d}$$

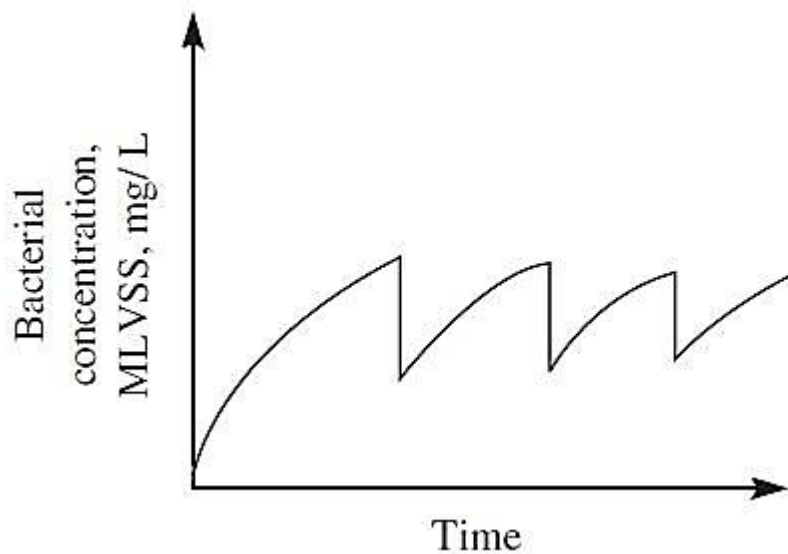
Ο λόγος F/M έχει κάποια βάση στην θεωρία αλλά οι τιμές που χρησιμοποιούνται στην πράξη προέρχονται από εμπειρικές παρατηρήσεις. Χρησιμοποιούνται ως μέσω ελέγχου των υπολογισμών του σχεδιασμού της εγκατάστασης. Ο λόγος F/M για διάφορες τροποποιήσεις της ενεργού ιλύος έχει εύρος 0.04 -2.0 mg/mg · d.



Συγκέντρωση MLVSS συναρτήσει του χρόνου



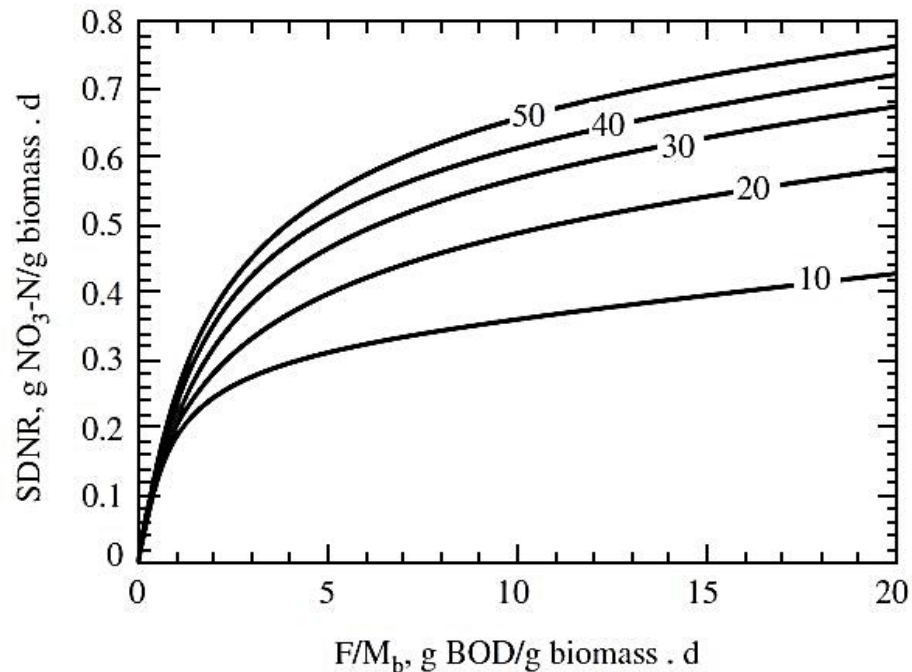
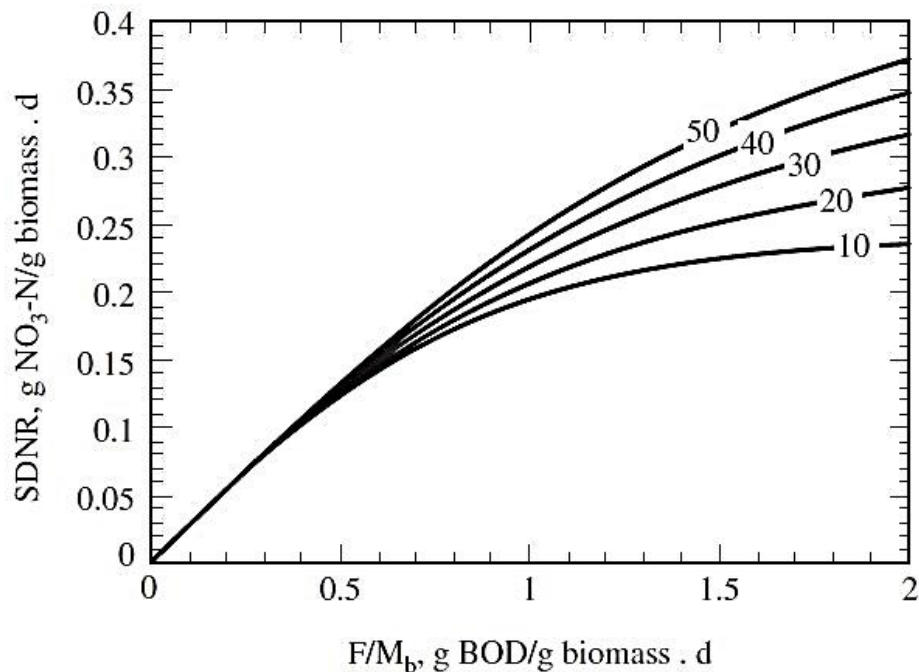
Tank A is settled once each day, and half the liquid is removed with care not to disturb the sludge that settles to the bottom. This liquid is replaced with fresh settled sewage



Tank B is not settled. Once each day half the mixed liquor is removed while the tank is being violently agitated. The liquid is replaced with fresh settled sewage



Ειδικός ρυθμός απονιτροποίησης($SDNR_b$)



Καμπύλες που παρουσιάζουν το ειδικό ρυθμό απονιτροποίησης ($SDNR_b$) βασιζόμενες στην συγκέντρωση της βιομάζας στους 20 °C σε σχέση με τον λόγο τροφής προς βιομάζα (F/M_b) για διαφορετικά ποσοστά του rbCOD σε σχέση με το βιοδιασπάσιμο COD στο εισερχόμενο απόβλητο.



Ειδικός ρυθμός απονιτροποίησης($SDNR_b$)



Η ποσότητα των νιτρικών που απομακρύνονται από την ανοξική δεξαμενή περιγράφεται στην ακόλουθη εξίσωση:

$$NO_r = (V_{anox}) \cdot (SDNR) \cdot (MLVSS) \quad (52)$$

Where NO_r = απομάκρυνση αζώτου, g/d
 V_{anox} = όγκος ανοξικής δεξαμενής, m^3
 $SDNR$ = ειδικός ρυθμός απονιτροποίησης, g NO_3^- -N/g $MLVSS \cdot d$
 $MLVSS$ = πτητικά διαλυμένα αιωρούμενα στερεά ds, mg/L

Για την επίτευξη των τυπικών ορίων εκροής, ένα μέρος της αερόβιας επεξεργασίας λυμάτων θα πρέπει να ανακυκλώνεται στην ανοξική δεξαμενή. Αυτό ονομάζεται εσωτερική ανακύκλωση. Το ισοζύγιο μάζας των νιτρικών αλάτων που παράγονται στην αερόβια ζώνη. Το ισοζύγιο μάζας εκφράζεται ως:

kg νιτρικών αλάτων που παράγονται στην αερόβια ζώνη = νιτρικά στη εισροή + νιτρικά στην εσωτερική ανακύκλωση+ νιτρικά στο λόγο ανακυκλοφορίας

$$Q \cdot (NO_x) = N_e \cdot [Q + (IR) \cdot (Q) + (R) \cdot (Q)] \quad (53)$$



Ειδικός ρυθμός απονιτροποίησης ($SDNR_b$)



Λύνοντας ως προς το λόγο εσωτερικής ανακυκλοφορίας :

$$IR = \frac{NO_x}{N_e} - 1.0 - R \quad (54)$$

Όπου

IR = λόγο εσωτερικής ανακυκλοφορίας

= παροχή εισόδου/παροχή εσωτερικής ανακυκλοφορίας

NO_x = νιτρικά που παράγονται στη ζώνη αερισμού, ως συγκέντρωση σε σχέση με τη παροχή εισόδου, mg NO_3 -N/L

N_e = συγκέντρωση εξόδου NO_3 -N, mg/L

R = RAS λόγος ανακυκλοφορίας ιλύος = RAS παροχή εισόδου/παροχή ανακυκλοφορίας ενεργού ιλύος

Διορθώσεις της θερμοκρασίας και του λόγου εσωτερικής ανακυκλοφορίας (IR) μεγαλύτερες από 1 μπορούν να χρησιμοποιηθούν από τις ακόλουθες εξισώσεις:

$$SDNR_T = SDNR_{20} (\phi)^{T-20} \quad (55)$$

Where ϕ = συντελεστής θερμοκρασίας = 1.026

T = θερμοκρασία, °C

$$\text{Για } IR = 2 \quad SDNR_{adj} = SDNR_1 - 0.0166 \ln(F/M) - 0.0078 \quad (56)$$

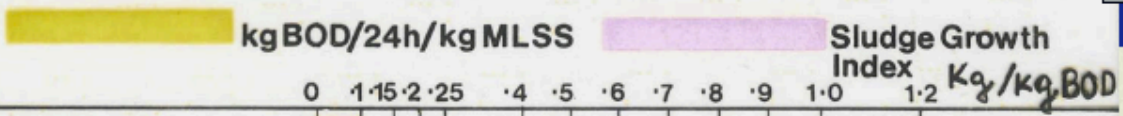
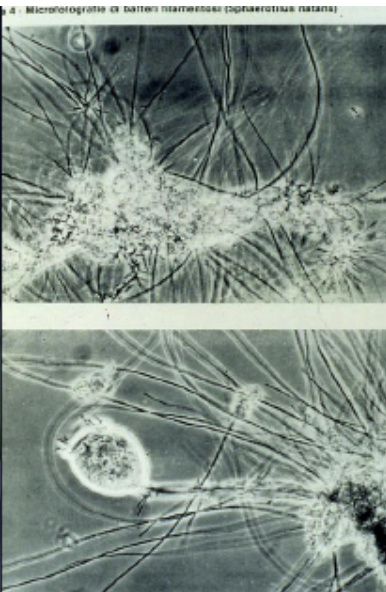
$$\text{Για } IR = 3-4 \quad SDNR_{adj} = SDNR_1 - 0.029 \ln(F/M) - 0.012 \quad (57)$$

Όπου $SDNR_1$ = $SDNR$ τιμή ρυθμού εσωτερικής ανακύκλωσης = 1.

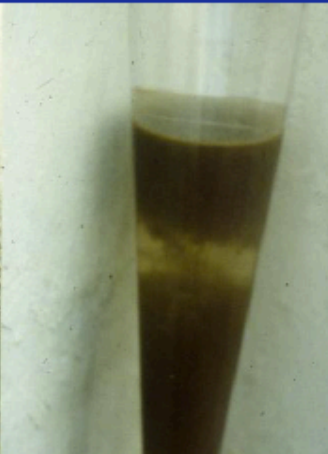


Επίδραση της παραμέτρου F/M στην ειδική κατανάλωση οξυγόνου και παραγωγή λάσπης

Mode of Treatment	O ₂ /24h(kg)					
	BOD/24h applied (kg)					
	0	0.55	0.85	1.25	1.65	2.0
Partial High Rate	Yellow					
Conventional for 20 mg/l BOD effluent		Purple	Purple			
Conventional for 10 mg/l BOD effluent		Yellow	Yellow	Yellow		
Conventional with nitrification		*mg/l N oxidised x 4.57 = additional mg/l O ₂ required				
Extended Aeration		Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow



	0	1	1.5	2	2.5	4	5	6	7	8	9	10	1.2
Extended Aeration	Yellow												
Conventional with Nitrification		Yellow	Yellow	Yellow	Yellow								
Conventional for 10mg/l BOD effluent		Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow						
Conventional		Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow	Yellow			





Δείκτης όγκου ιλύος



Ο SVI καθορίζεται βάζοντας ένα δείγμα από μίγμα υγρού σε ένα κύλινδρο 1-2 λίτρων και μετρώντας τον όγκο της ιλύος μετά από 30 λεπτά. Ένα αντίστοιχο δείγμα της ιλύος λαμβάνεται για την μέτρηση της συγκέντρωσης MLSS. Ο SVI υπολογίζεται:

$$SVI = \frac{(\text{settled volume of sludge, mL/L}) \cdot (10^{-3} \text{ mg / g})}{MLSS, \text{mg / L}} = \frac{\text{mL}}{\text{g}} \quad (58)$$

Μια ιλύς με $SVI \leq 100 \text{ mg/L}$ θεωρείται ότι καθιζάνει καλά. Όταν ο $SVI > 150 \text{ mg/L}$ τότε θεωρείται ότι υπάρχει νηματοειδής ανάπτυξη της ιλύος

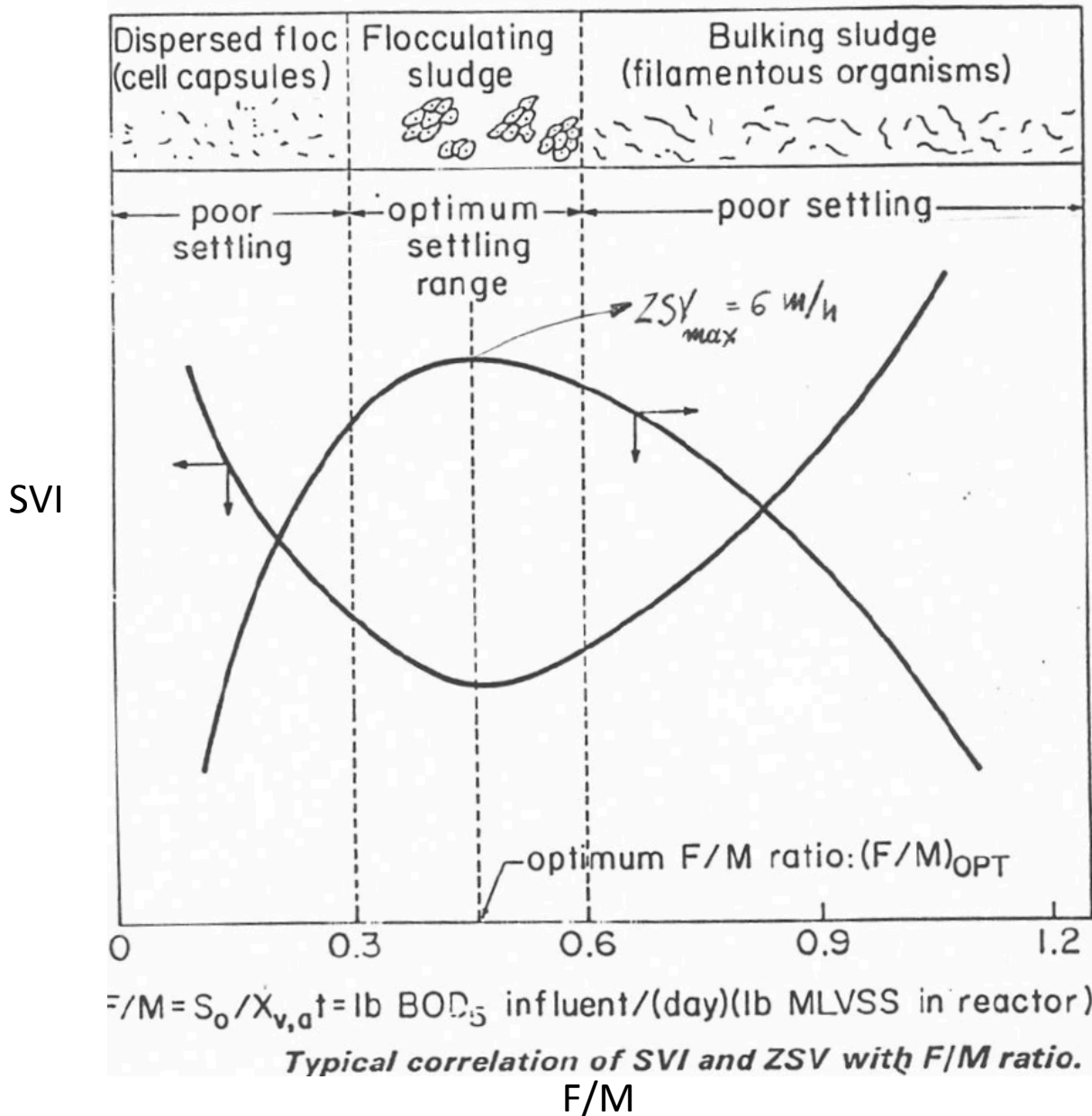
Η αναδιάταξη της εξίσωσης 58 έχει χρησιμοποιηθεί ως εργαλείο σχεδιασμού για την πρόβλεψη της συγκέντρωσής των MLSS στην ανακυκλοφορία της ιλύος. Τα MLSS εκτιμούνται από την παραδοχή του SVI:

$$X' = \frac{(1000 \text{ mg / g}) \cdot (1000 \text{ mL / L})}{SVI} \quad (59)$$

Όπου $X' = MLSS, \text{mg/L}$.



Παράγοντες που επηρεάζουν την καθίζηση



$$ZSV = V_0 \exp(-KX)$$



Typical design parameters for carbonaceous BOD oxidation and nitrification

Process	SRT, d	MLSS, mg/L	HRT, h	RAS, %
Complete mix	3–15	1,500–4,000	3–5	25–100 ^a
Contact stabilization	5–10	1,000–3,000 ^b 6,000–10,000 ^c	0.5–1 ^b 2–4 ^c	50–150
Conventional plug-flow	3–15	1,000–3,000	4–8	25–75 ^a
Extended aeration	20–40	2,000–5,000	20–30	50–150
Oxidation ditch	15–30	3,000–5,000	15–30	75–150
Sequencing batch reactor	10–30	2,000–5,000	15–40	N/A
Step feed	3–15	1,500–4,000	3–5	25–75

SRT = solids retention time; MLSS = mixed liquor suspended solids; HRT = hydraulic residence time; RAS = return activated sludge, % of average design flow rate.

^a For nitrification rates may be increased 25–50%.

^b MLSS and HRT in contact basin.

^c MLSS and HRT in stabilization basin.



Typical design parameters for denitrification



Process	SRT, d	MLSS, mg/L	HRT, h			RAS, %	Internal recycle, %
			Total	Anoxic	Aerobic		
Bardenpho (4-stage)	10–20	3,000–4,000	8–20	1st stage 1–3 3rd stage 2–4	2nd stage 4–12 4th stage 0.5–1	50–100	200–400
MLE	7–20	3,000–4,000	5–15	1–3	4–12	50–100	100–200
Oxidation ditch	20–30	2,000–4,000	18–30	Variable	Variable	50–100	N/A
Sequencing batch reactor	10–30	3,000–5,000	20–30	Variable	Variable	N/A	N/A

SRT = solids retention time; MLSS = mixed liquor suspended solids; HRT = hydraulic residence time;
 RAS = return activated sludge, % of average design flow rate; internal recycle, % of average design flow rate.
 N/A = not applicable.

Typical design parameters for phosphorus removal

Process	Aerobic zone SRT, d	MLSS, mg/L	HRT, h			RAS, %	Internal recycle, %
			Anaerobic	Anoxic	Aerobic		
A/O	2–5	3,000–4,000	0.5–1.5	N/A	1–3	25–100	N/A
A ² /O	5–25	3,000–4,000	0.5–1.5	0.5–1	4–8	25–100	100–400
Bardenpho (5-stage)	10–20	3,000–4,000	0.5–1.5	1st stage 1–3 2nd stage 2–4	1st stage 4–12 2nd stage 0.5–1	50–100	200–400
Sequencing batch reactor	20–40	3,000–4,000	1.5–3	1–3	2–4	N/A	N/A
UCT	10–25	3,000–4,000	1–2	2–4	4–12	80–100	200–400
Virginia Initiative Plant (VIP)	5–10	2,000–4,000	1–2	1–2	4–6	80–100	100–200

SRT = solids retention time; MLSS = mixed liquor suspended solids; HRT = hydraulic residence time;
 RAS = return activated sludge, % of average design flow rate.
 Notes: With the exception of A/O, these processes also remove nitrogen in the anoxic stage. A/OTM, A²/OTM, BardenphoTM, and VIPTM processes are patented.



Πρακτικές σχεδιασμού για φουσητήρα νιτροποίησης



Οι φουσητήρες πρέπει να διαστασιολογούνται με τρόπο ώστε να έχουν την απαιτούμενη χωρητικότητα για μια ζεστή καλοκαιρινή μέρα, όπως και αρκετή ισχύ για τους ψυχρούς καλοκαιρινούς μήνες. Η απαίτηση σε ισχύ για αδιαβατική συμπίεση αέρα, υπολογίζεται ως ακολούθως:

$$P_w = \frac{w \cdot R \cdot T}{29.7 \cdot (0.283) \cdot (e)} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{0.283} - 1 \right] \quad (63)$$

Where

P_w = απαίτηση σε ισχύ του φουσητήρα, kW

w = ροή αέρα, kg/s

R = σταθερά αερίων, 8.314 kJ/k mol K

T = απόλυτη θερμοκρασία, K

p_1 = απόλυτη πίεση εισαγωγής, atm

p_2 = απόλυτη πίεση εξαγωγής, atm

29.7 = σταθερά μετατροπής του συστήματος SI

0.283 = σταθερά για τον αέρα

e = απόδοση (συνήθως κυμαίνεται μεταξύ 0.70 και 0.90)



Αγωγοί αέρα

Οι γραμμικές απώλειες στους αγωγούς μεταφοράς αέρα μπορεί να εκτιμηθεί από την ακόλουθη εξίσωση (Steel and McGhee, 1979):

$$h_L = 9.82 \times 10^{-8} \left(\frac{f \cdot L \cdot T \cdot Q^2}{P \cdot D^5} \right) \quad (64)$$

Where

- h_L = γραμμικές απώλειες, mm
- f = συντελεστής τριβής
- L = μήκος αγωγού, m
- T = απόλυτη θερμοκρασία, K
- Q = παροχή, m³ /min
- P = απόλυτη πίεση, atm
- D = διάμετρος αγωγού, m

Η απόλυτη θερμοκρασία δίνεται από τον τύπο:

$$T = T_0 \cdot \left(\frac{P}{P_0} \right)^{0.283} \quad (65)$$

Όπου

- T_0 = θερμοκρασία περιβάλλοντος, K
- P = απόλυτη πίεση, atm
- P_0 = ατμοσφαιρική πίεση, atm

Συνιστάται η μέγιστη θερμοκρασία του αέρα το καλοκαίρι να χρησιμοποιείται για T_0 .



Αγωγοί αέρα

Ο αδιάστατος συντελεστής τριβής(f) μπορεί να ληφθεί από το διάγραμμα Moody ή, για τους σωλήνες χάλυβα, μπορεί να προσεγγιστεί από (Steel and McGhee, 1979):

$$f \approx 0.029 \cdot \left(\frac{D^{0.027}}{Q^{0.148}} \right) \quad (66)$$

Μικρές απώλειες μπορούν να εκτιμηθούν ίσες με το μήκος του σωλήνα χρησιμοποιώντας την ακόλουθη εξίσωση:

$$L=55.4 \cdot CD^{1.2} \quad (67)$$

Όπου L = μήκος σωλήνα, m
 C = συντελεστής αντίστασης, αδιάστατος
 D = διάμετρος σωλήνα, m



Activated sludge kinetic coefficients for heterotrophic bacteria at 20°C

Coefficient	Range	Typical value
μ_m , g VSS/g VSS · d	3.0–13.2	6.0
K_s , g bCOD/m ³	5.0–40.0	20.0
Y , g VSS/g bCOD	0.30–0.50	0.40
k_d , g VSS/g VSS · d	0.06–0.20	0.12
f_d^a , g/g	0.08–0.2	0.15
Values for ϕ in the temperature correction equation: $C_t = C_{20}(\phi)^{T - 20}$		
μ_m	1.03–1.08	1.07
K_s	1.00	1.00
k_d	1.03–1.08	1.04

^a f_d = fraction of cell mass remaining as cell debris.



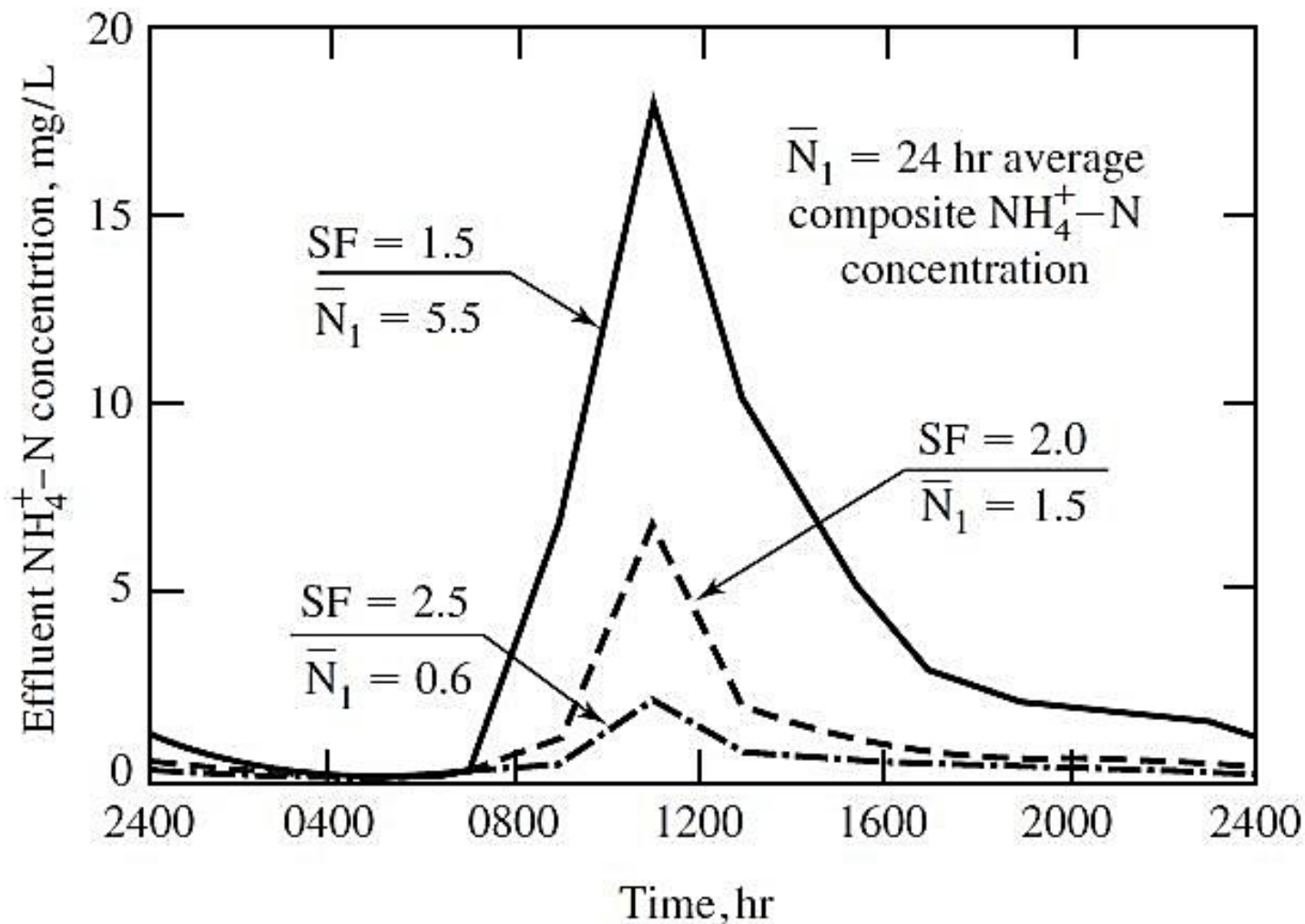
Activated sludge nitrification kinetic coefficients at 20°C^a

Coefficient	Range	Typical value ^b
μ_{mn} , g VSS/g VSS · d	0.20–0.90	0.75
K_n , g NH ₄ -N/m ³	0.50–1.0	0.74
Y_n , g VSS/g NH ₄ -N	0.10–0.15	0.12
k_{dn} , g VSS/g VSS · d	0.05–0.15	0.08
K_0 , g/m ³	0.40–0.60	0.50
Values for ϕ in the temperature correction equation: $C_T = C_{20}(\phi)^{T - 20}$		
μ_n	1.06–1.123	1.07
K_n	1.03–1.123	1.053
k_{dn}	1.03–1.08	1.04

^aBecause reported nitrification kinetics cover a wide range, bench-scale or in plant testing are recommended.



Επίδραση του παράγοντα ασφαλείας (SF) για την ημερήσια διακύμανση της αμμωνίας στα λύματα





Αλκαλικότητα



Η αλκαλικότητα απαιτείται για να εξισορροπήσει την αντίδραση νιτροποίησης. Η απαραίτητη αλκαλικότητα υπολογίζεται από την ακόλουθη εξίσωση (Metcalf & Eddy, 2003):

$$\text{Alkalinity to maintain pH 7} = \text{Influent Alk} - \text{Alk used} + \text{Alk to be added} \quad (60)$$

Τυπικά η ποσότητα της βάσης για να διατηρηθεί ουδέτερο το pH είναι μεταξύ 80 και 90 mg/L σε CaCO_3 .

Επιπλέον επιλογές για αύξηση της αλκαλικότητας:

- Διπτανθρακικό Νάτριο (NaHCO_3) πιο συχνά συναντάται διότι είναι εύκολο στην χρήση.
- Ανθρακικά άλατα (ανθρακικό νάτριο, Na_2CO_3 είναι γενικά εύκολο να χρησιμοποιηθεί και είναι και φθηνότερο από NaHCO_3 .
- Ο Ασβέστης (CaO) είναι το πιο φθινό υλικό αλλά έχει αρκετά μειονεκτήματα. Έχει την τάση να παράγει περισσότερη ιλύ.



Σχεδιασμός ροής ή φόρτου

Η ροή πρέπει να σχεδιάζεται έτσι ώστε να είναι 1.2 με 3.4 φορές μεγαλύτερη της ετήσιας μέσης ημερήσιας τιμής (τυπική τιμή 2 φορές μεγαλύτερη). Ο Silverstein (1982) πρότεινε ότι ο λόγος του ειδικού οργανικού φορτίου, L , προς το μέγιστο ρυθμό απομάκρυνσης του ειδικού οργανικού φορτίου μπορεί να χρησιμοποιείται ως δείκτης σταθερότητας, ορισμένο ως:

$$L = \frac{Q \cdot C_i}{V \cdot X} \quad (61)$$

Όπου

- L = ρυθμός ειδικού οργανικού φορτίου, h^{-1}
- Q = ογκομετρική ροή, m^3/h
- C_i = εισροή οργανικής συγκέντρωσης, g/m^3
- V = όγκος αντιδραστήρα, m^3
- X = συγκέντρωση MLSS, g/m^3