



Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino

Appunti universitari

Tesi di laurea

Cartoleria e cancelleria

Stampa file e fotocopie

Print on demand

Rilegature

NUMERO: 1834A -

ANNO: 2016

A P P U N T I

STUDENTE: D'Angelo Deva

MATERIA: Ingegneria sanitaria ambientale (esercizi e temi d'esame di Stato svolti) prof. Bonomo

Il presente lavoro nasce dall'impegno dell'autore ed è distribuito in accordo con il Centro Appunti.

Tutti i diritti sono riservati. È vietata qualsiasi riproduzione, copia totale o parziale, dei contenuti inseriti nel presente volume, ivi inclusa la memorizzazione, rielaborazione, diffusione o distribuzione dei contenuti stessi mediante qualunque supporto magnetico o cartaceo, piattaforma tecnologica o rete telematica, senza previa autorizzazione scritta dell'autore.

**ATTENZIONE: QUESTI APPUNTI SONO FATTI DA STUDENTIE NON SONO STATI VISIONATI DAL DOCENTE.
IL NOME DEL PROFESSORE, SERVE SOLO PER IDENTIFICARE IL CORSO.**



LIBRO: Bonomo - Trattamento Acque Reflue

TUTTI GLI ESERCIZI SVOLTI

PARTE I



Ave D'Angelo

3.4 P.247

in cui è disponibile una capacità max di riciccolo pari al 100%, è stato dimensionato per un $c_v = 1,00 \text{ KgBOB/m}^3 \cdot \text{d}$, nelle hp di mantenere un $c_f = 0,25 \text{ KgBOB/KgSS} \cdot \text{d}$ con una concentrazione di secco in aeraazione di 4 KgSS/m^3

Tale valore di c_v non può più essere modificato ad avvenuto realizzazione dell'impianto, salva de riciclando senza trattamento una parte della portata. È da infatti, risulta pari al rapporto tra il corio squaliera smentato B_0 ed il volume dei reattori.

Dati e esercizio, l'effettivo valore di X_2 risulta 10 kg/m^3

- Per rispettare i valori di X previsti dal progetto, è sufficiente limitare la portata di riciccolo:

$$q_r = q \frac{X}{X_2 - X} = q \frac{4}{10 - 4} = 0,67 \cdot q$$

(questo può essere fatto, ad esempio, temporizzando il funzionamento delle pompe di riciccolo).

- In alternativa: si mantiene il riciccolo di progetto, con un conseguente aumento della X :

$$X = \frac{X_2 \cdot q_r}{q + q_r} = \frac{10 \cdot q}{2q} = 5 \text{ KgSS/m}^3$$

Ne deriva anche una diminuzione del c_f , che risulta:

$$c_f = \frac{c_v}{X} = \frac{1,00 \frac{\text{KgBOB}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}}{5 \frac{\text{KgSS}}{\text{m}^3}} = 0,2 \frac{\text{KgBOB}}{\text{KgSS} \cdot \text{d}}$$

mentre il valore di progetto era $0,25 \Rightarrow$ Prudente per il buon funzionamento dell'impianto.

- Se per fenomeni di bulking, X_2 si riduce a $X_2 = 6 \frac{\text{KgSS}}{\text{m}^3}$

- Mantenere $X = 4 \frac{\text{KgSS}}{\text{m}^3}$ comporta ~~realizzare~~ ^{un aumento} della portata di riciccolo:

$$q_r = \frac{qX}{X_2 - X} = q \frac{4}{6 - 4} = 2 \cdot q$$

\Rightarrow impossibile, non disponibile presso l'impianto.

- Riciclando il minimo valore di portata disponibile (100%), la X diminuirebbe a:

$$X = \frac{X_2 \cdot q_r}{q + q_r} = \frac{6 \cdot q}{2q} = 3 \frac{\text{KgSS}}{\text{m}^3}$$

con un aumento di c_f a:

$$c_f = \frac{c_v}{X} = \frac{1,00 \frac{\text{KgBOB}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}}{3 \frac{\text{KgSS}}{\text{m}^3}} = 0,33 \frac{\text{KgBOB}}{\text{KgSS} \cdot \text{d}}$$

\Rightarrow corrisponde ad una condizione di funzionamento molto meno cautelativa di quella di progetto.

Scorre mltre calcolare:

$$(K_d)_{18} = (K_d)_{20} \cdot \theta^{T-20} = 0,05 \frac{1}{d} \cdot 1,03^{18-20} = 0,047 d^{-1}$$

$$\eta_{ox} = \frac{L_0 - L}{L_0} = \frac{178 - 8}{178} = 0,955$$

Calcolo il fango volatile prodotta:

$$\begin{aligned} \Delta M_v &= Y \cdot \eta_{ox} \cdot L_0 \cdot q_{24} - (K_d)_{18} \cdot M_v = \\ &= 0,85 \frac{kg_{SSV}}{kg_{BOD}} \cdot 0,955 \cdot 178 \frac{mg}{l} \cdot 16250 \frac{m^3}{d} \cdot \frac{1kg}{10^6mg} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} - 0,047 \frac{1}{d} \cdot 9031,2 kg_{SSV} = \\ &= 1923,5 \frac{kg_{SSV}}{d} \end{aligned}$$

Per la frazione non volatile ΔM_{nv} , serve la concentrazione NV in ingresso al BIO:

$$SS_{in} \equiv BOD_{in} = 240 \frac{mg}{l} \rightarrow \text{mercato dell'impianto, con } SS/BOD = 1$$

$$SS_0 = SS_0 \cdot (1 - \eta_{SS}) \cdot \frac{SS_{nv}}{SS} = 240 \frac{mg}{l} \cdot (1 - 0,55) \cdot 0,35 = 37,8 \frac{mg_{SS_{nv}}}{l}$$

$$\Delta M_{nv} = q_{24} \cdot SS_{nv} = 16250 \frac{m^3}{d} \cdot 37,8 \frac{mg_{SS_{nv}}}{l} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} \cdot \frac{1kg}{10^6mg} = 614,2 \frac{kg_{SS_{nv}}}{d}$$

Produzione complessiva di fango:

$$\Delta M_{tot} = \Delta M_v + \Delta M_{nv} = 1923,5 + 614,2 = 2537,7 \frac{kg_{SS}}{d}$$

Abbiamo anche, parte dei SS finisce nei reflui depurati:

$$\Delta M_{out} = L \cdot q_{24} = 18 \frac{mg}{l} \cdot 16250 \frac{m^3}{d} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} \cdot \frac{1kg}{10^6mg} = 292,5 \frac{kg_{SS}}{d}$$

Il fango di supero che ne risulta è:

$$\Delta M_s = \Delta M_{tot} - \Delta M_{out} = 2537,7 - 292,5 = 2245,2 \frac{kg_{SS}}{d}$$

Produzione specifica di fango di supero:

$$\frac{\Delta M_s}{\eta_{ox} \cdot q_{24} \cdot L_0} = \frac{2245,2 \frac{kg_{SS}}{d}}{0,955 \cdot 16250 \frac{m^3}{d} \cdot 178 \frac{mg_{BOD}}{l} \cdot \frac{10^3l}{10^6mg}} = 0,81 \frac{kg_{SS}}{kg_{BOD}}$$

Percentuale di volatile nel fango

$$\frac{\Delta M_v}{\Delta M_{tot}} = \frac{1923,5}{2537,7} = 0,76$$

Percentuale di materiale inpen allo scolo, rispetto alla prod. di biomassa:

$$\frac{\Delta M_{out}}{\Delta M_{tot}} = \frac{292,5}{2537,7} = 0,12 \rightarrow \text{Limitate, dato la loro qualità dell'effluente.}$$

ERO del fango con cui opera l'impianto:

$$SRT = \frac{M_v}{\Delta M_v} = \frac{9031,2}{1923,5} = 4,7 d$$

9.7 P. 254 - FABBISOGNO OSSIGENO

Calcolare il fabbisogno di ossigeno in condizioni di punta nei reattori biologici dell'es 9.5, onnendo i seguenti valori:

- $K_p = 1,7$ → coeff. di punta del carico organico
- $K_c = 1,5$ → coeff. di punta della portata
- $a = 0,5 \text{ kg}_{O_2}/\text{kg}_{BOD}$ → coeff. di respirazione attiva
- $b_{20} = 0,10 \text{ kg}_{O_2}/\text{kg}_{SS} \cdot \text{d}$ → coeff. di respirazione endogena a 20°C

Valori di BOD in entrata dai reattori bio:

$$L_0 = BOD_{in} = 178 \text{ ng/l} = 0,178 \text{ kg/m}^3$$

$$L = BOD_{out} = 8 \text{ ng/l} = 0,008 \text{ kg/m}^3$$

Si ammette alla serie una concentrazione di ossigeno disciolto: $OD_{out} = 1,5 \text{ ng/l}$
 Portata di ricambio in condizioni di punta: $Q_R = 800 \text{ m}^3/\text{h}$

Per calcolare il consumo di O_2 di punta, si calcolano:
 e Portata media giornaliera:

$$Q_{24} = \alpha \cdot d \cdot AE = 0,250 \frac{\text{m}^3}{\text{AE} \cdot \text{d}} \cdot 65000 \text{ AE} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} = 677,08 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

• Biomassa presente nel reattore; in termini di SS:

$$M = \frac{M_V}{\frac{SS_V}{SS_T}} = \frac{9031,2 \text{ kg}_{SSV}}{0,76} = 11883,2 \text{ kg}_{SS}$$

• Costante di respirazione endogena per $T = 18^\circ\text{C}$:

$$b_{T=18} = b_{20} \cdot 1,084^{T-20} = 0,10 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{kg}_{SS} \cdot \text{d}} \cdot 1,084^{18-20} = 0,0851 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{kg}_{SS} \cdot \text{d}} = 0,0035 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{kg}_{SS} \cdot \text{h}}$$

Consumo di punta:

$$\begin{aligned} (\Delta O_2)_{\max} &= a \cdot K_p \cdot Q (L_0 - L) + b \cdot M = \\ &= 0,5 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{kg}_{BOD}} \cdot 1,7 \cdot 677,08 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot (0,178 - 0,008) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 0,0035 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{kg}_{SS} \cdot \text{h}} \cdot \sqrt{11883,2 \text{ kg}_{SS}} \\ &= 139,43 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Consumo medio giornaliero → Lo stesso rimpiazzando K_p :

$$(\Delta O_2)_{24} = 57,55 + 41,59 = 99,14 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{h}}$$

Perdite di ossigeno in uscita dal reattore:

$$\begin{aligned} (\Delta O_2)_{out} &= Q_{scaricata} \cdot OD_{out} = (K_c \cdot Q_{24} + Q_R) \cdot OD_{out} = \\ &= \left(1,5 \cdot 677,08 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} + 800 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) \cdot 1,5 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot \frac{1}{10^6} \cdot 10^3 = 2,72 \frac{\text{kg}_{O_2}}{\text{h}} \end{aligned}$$

10.1 P. 257 TKN - EFFETTI DI BIO E DI SEDIMENTAZIONE

Si calcoli la concentrazione di TKN alla scarica di un impianto dotato di sedimentazione primaria e di fase biologica dimensionate per la sola rimozione dell'inquinamento organico.

Rendimenti di rimozione nei trattamenti meccanici:

$$\eta_{\text{IRON}} = 25\%$$

$$\eta_{\text{IN}} = 10\%$$

Alla scarica, le BOD residue e': $BOD_{\text{out}} = L = 12 \text{ mg/l}$

$$d = 250 \text{ g/ab.d}$$

$$b = 60 \text{ g/ab.d} \rightarrow \text{Apparato di BOD}$$

$$n = 12 \text{ g/ab.d} \rightarrow \text{Apparato di TKN}$$

Concentrazioni in ingresso all'impianto:

$$BOD_{\text{IN}} = \frac{b}{d} = \frac{60 \frac{\text{g}}{\text{ab.d}}}{250 \frac{\text{g}}{\text{ab.d}}} \cdot \frac{10^3 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 240 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$TKN_{\text{IN}} = \frac{n}{d} = \frac{12 \frac{\text{g}}{\text{ab.d}}}{250 \frac{\text{g}}{\text{ab.d}}} \cdot \frac{10^3 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 48 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Concentrazioni in ingresso alla fase bio:

$$L_0 = BOD_{\text{IN}} \cdot (1 - \eta_{\text{IRON}}) = 240 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot (1 - 0,25) = 180 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$TKN_0 = TKN_{\text{IN}} \cdot (1 - \eta_{\text{ITKN}}) = 48 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot (1 - 0,10) = 43,2 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Concentrazioni di BOD rimaste nella fase biologica:

$$BOD_{\text{RIM}} = L_0 - L = 180 - 12 = 168 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Viene rimossa una quantità di TKN pari al 5% del BOD rimasta:

$$TKN_{\text{RIM}} = 0,05 \cdot BOD_{\text{RIM}} = 0,05 \cdot 168 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 8,4 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Alla scarica ci sarà:

$$TKN_{\text{OUT}} = TKN_0 - TKN_{\text{RIM}} = 43,2 - 8,4 = 34,8 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Rendimento di rimozione dell'azoto nell'intero processo:

$$\eta_{\text{TKN}_{\text{TOT}}} = \frac{TKN_{\text{IN}} - TKN_{\text{OUT}}}{TKN_{\text{IN}}} = \frac{48 - 34,8}{48} = 0,27$$

10.4 P.267 NITRIFICAZIONE IN FANGHI ATTIVI

Calcolo del volume dei reattori bio a miscelazione completa in un impianto a fanghi attivi, per assicurare la nitrificazione dello scarico (oltre che la consistente rimozione del BOD) in condizioni invernali

- $q_0 = 13392 \text{ m}^3/\text{d}$ → portata giornaliera
 - $q_c = 837 \text{ m}^3/\text{h}$ → portata oraria di calcolo
 - $S_0 = 208 \text{ mg/l}$ → BOD₀
 - $S_e = 10 \text{ mg/l}$ → BOD allo scarico
 - $\text{TKN}_0 = 40 \text{ mg/l}$ → TKN_N
 - $\text{TKN}_e = 2 \text{ mg/l}$ → allo scarico
 - $X_e = 25 \text{ mg/l}$ → Solidi sospesi allo scarico
 - $T_{\text{inv}} = 12^\circ\text{C}$ → temperatura di esercizio
 - $\text{OD} = 2,5 \text{ mg/l}$ → conc. di ossigeno disciolto mantenuta nei reattori
 - $\text{FS} = 1,7$ → fattore di sicurezza
- Alcalinità del acqua = sufficiente a mantenere il pH in campo alcalino

Costanti cinetiche → vedi tab 9.1 e 10.1

1. Valore minimo Teorico di SRT

- velocità di nitrificazione nelle reali condizioni operative:

$$(v_N)_T = (v_N)_{20} \cdot \frac{\text{TKN}_e}{K_N + \text{TKN}_e} \cdot \frac{\text{OD}}{K_O + \text{OD}} \cdot \theta^{T-20} \cdot [1 - 0,333(7,2 - \text{pH})]$$

dove: • la parte del pH è trascurata (alcalinità sufficiente)

- $(v_N)_{20} = 5,0 \text{ kg TKN/kg SSV} \cdot \text{d}$

- $K_N = 1,0 \text{ mg TKN/l}$

- $K_O = 1,0 \text{ mg O}_2/\text{l}$

$$\Rightarrow (v_N)_{12} = 5,0 \frac{\text{kg TKN}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}} \cdot \frac{2}{1+2} \cdot \frac{2,5}{1+2,5} \cdot 1,07^{12-20} = 1,39 \frac{\text{kg TKN}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

- Detritaggio:

$$(d_N)_T = Y_N \cdot (v_N)_T = 0,18 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg TKN}} \cdot 1,39 \frac{\text{kg TKN}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}} = 0,249 \text{ d}^{-1}$$

- S. oper. e SRT:

$$\text{SRT} = \frac{1}{(d_N)_{12} - (K_d)_N} = \frac{1}{0,249 \frac{1}{\text{d}} - 0,05 \frac{1}{\text{d}}} = 5,01 \text{ d}$$

2. Definizione del tempo di residenza allibere di calcolo

$$\text{SRT}_c = \text{SRT} \cdot \text{FS} = 5,01 \cdot 1,7 = 8,52 \text{ d}$$

3. Calcolo della biocena nitrificante nel sistema

- Si calcola la velocità di nitrificazione corrispondente a SRT_c :

$$\text{SRT}_c = \frac{1}{(d_N)_{12R} - (K_d)_N} = \frac{1}{Y_N \cdot (v_N)_{12R} - (K_d)_N}$$

$$\Delta TKN_p = q_c \cdot [TKN_o - TKN_c - 0,05(S_o - S_c)] =$$

$$= 837 \frac{m^3}{h} \cdot [40 - 2 - 0,05(208 - 10)] \frac{mg}{l} = 23,52 \frac{kgTKN}{h}$$

- Le corrispondenti volte di velocità di nitrificazione (date la portata del reattore fissa):

$$\frac{(V_N)_N}{(V_N)_T} = \frac{q_c \cdot \Delta TKN}{(V_N)_T} \Rightarrow (V_N)_{TP} = \frac{q_c \Delta TKN}{(M_V)_N} = \frac{\Delta TKN_p}{(M_V)_N} =$$

$$= \frac{23,52 \frac{kgTKN}{h}}{405 \frac{kgSSV}{d}} = 1,39 \frac{kgTKN}{kgSSV \cdot d}$$

- Rapporto tra la velocità di punta e la velocità media:

$$\frac{(V_N)_{TP}}{(V_N)_T} = \frac{1,39}{0,929} = 1,50$$

\Rightarrow la fattore di sicurezza unito ($FS = 1,7$) copre tale differenza.

10.6 P. 273 PRE-DEMITRO - PORTATA DI RICICLAGGIO

Impianto di pre-demitro. Definire la portata di riciccolo della miscela aerata necessaria per conseguire alla scarica una concentrazione di nitrati pari a $(N-NO_3)_e = 6 \text{ ng/l}$

$$q = 1200 \text{ m}^3/\text{h} \quad \rightarrow \text{portata di alimentazione}$$

$$S_0 = 180 \text{ ng/l} \quad \rightarrow \text{BOD IN}$$

$$TKN_0 = 35 \text{ ng/l} \quad \rightarrow \text{TKN IN}$$

La fase di nitrificazione è stata dimensionata per avere in uscita $TKN_e = 2 \text{ ng/l}$, con un corrispondente valore di BOD pari a $S_e = 8 \text{ ng/l}$

Portata di fanghi riciccolati dalla sedimentazione $q_B = 1100 \text{ m}^3/\text{h}$

Determino il rapporto di riciccolo:

$$r = \frac{TKN_0 - TKN_e - (N-NO_3)_e - 0,05(S_0 - S_e)}{(N-NO_3)_e} =$$

$$= \frac{35 - 2 - 6 - 0,05(180 - 8)}{6} = 3,07$$

Portata complessiva di riciccolo (che deve arrivare alla demitro):

$$q_r = r \cdot q = 3,07 \cdot 1200 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 3684 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Assumo un margine di sicurezza del 20% per contenere le punte

$$\Rightarrow q_{rc} = 1,2 \cdot q_r = 1,2 \cdot 3684 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 4421 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Tenendo conto del riciccolo dei fanghi biologici già presente, la portata di miscela aerata è:

$$q_{rc} = q_B + q_H$$

$$\rightarrow q_H = q_{rc} - q_B = 4421 - 1100 = 3321 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

10.8 P. 277 NITRO + DENITRO - CONSUMO OSSIGENO

Si calcoli il consumo estivo di ossigeno in un impianto a fogli attivi con stadio di predenitro, di cui sono note le principali dimensioni e la fase aerobica $(M_v)_N = 13'090 \text{ KgSSV}$, es. 10.4) e la fase anossica $(M_v)_{DE} = 9'650 \text{ KgSSV}$, es. 10.7)

Dati di portanza

$$q_0 = 13'392 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$S_0 = 208 \text{ ng/l}$$

$$S_e = 10 \text{ ng/l}$$

$$TKN_0 = 40 \text{ ng/l}$$

$$TKN_e = 2 \text{ ng/l}$$

$$(N-NO_3)_e = 6 \text{ ng/l}$$

$$OD = 2,5 \text{ ng/l}$$

$$T = 20^\circ\text{C} \rightarrow \text{condizioni estive}$$

$$a = 0,5 \text{ KgO}_2/\text{KgSSV}$$

$$b_{20} = 0,1 \text{ KgO}_2/\text{KgSSV} \cdot \text{d}$$

$$c = 4,6 \text{ KgO}_2/\text{KgTKN}$$

$$d = 2,86 \text{ KgO}_2/\text{KgN-NO}_3$$

Si assumono:

$$X = 3,5 \text{ KgSS/m}^3 \rightarrow \text{concentrazione di biomassa nel reattore}$$

$$X_r = 8,0 \text{ KgSS/m}^3 \rightarrow \text{conc. di biomassa nei fogli di ricircolo}$$

$$SSV/SS = 0,7 \rightarrow \text{nella biomassa}$$

1. Calcolo le portate di ricircolo, per le condizioni medie:

• Portata di ricircolo complessiva:

$$q_r = r \cdot q_0 = \frac{TKN_0 - TKN_e - (N-NO_3)_e - 0,05(S_0 - S_e)}{(N-NO_3)_e} \cdot q_0$$

$$= \frac{[40 - 2 - 6 - 0,05(208 - 10)] \text{ ng}}{6} \cdot 13'392 = 49'327 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

• Portata di ricircolo dei fogli biologia

$$q_{r2} = q_0 \frac{X}{X_r - X} = 13'392 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{3,5}{8 - 3,5} = 10'416 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

• Portata di ricircolo della nitrato ossidato:

$$q_{r3} = q_r - q_{r2} = 49'327 - 10'416 = 38'911 \text{ m}^3/\text{d}$$

2. Le biomasse nei reattori sono:

$$(M_v)_N = V_{ox} \cdot X = 13'090 \text{ KgSSV}$$

$$\Rightarrow (M_v)_N = \frac{13'090}{0,7} = 18'700 \text{ KgSS}$$

$$(M_v)_{DE} = V_{den} \cdot X = 9'650 \text{ KgSSV}$$

$$\Rightarrow (M_v)_{DEN} = \frac{9'650}{0,7} = 13'786 \text{ KgSS}$$

3. La richiesta di ossigeno è:

$$\Delta O_2 = a \cdot q_{r1} \cdot (S_0 - S_e) + b \cdot (V_{ox} + V_{den}) \cdot X + c \cdot q_{r2} [TKN_0 - TKN_e - 0,05(S_0 - S_e)] - d \cdot (q_{r3} + q_{r2}) (N-NO_3)_e =$$

10.9 P. 281 DENITRO

Dimensionare l'impianto di denitrificazione per lo scarico di un'industria chimica contenente nitrati, mancanza di TKM e inquinante organico.

Sistema dotato di una vasca di accumulo di fessia che consente di operare a portata cost. 10 24h

$$q_0 = 305 \text{ m}^3/\text{d} \rightarrow \text{portata giornaliera}$$

$$(N-NO_3)_0 = 150 \text{ mg/l} \rightarrow \text{Nitrati in ingresso}$$

$$(N-NO_3)_e = 10 \text{ mg/l} \rightarrow \text{Nitrati richiesti allo scarico}$$

$$(OD)_0 = 8 \text{ mg/l} \rightarrow \text{Ossigeno disciolto in ingresso}$$

$$T = 17^\circ\text{C} \rightarrow \text{Temperatura media dei reflui}$$

Nitrati in ingresso ossenti

Carbonio esterno = fornito sotto forma di CH_3OH

1. Calcolo del fabbisogno di metanolo

Quantità Teorica:

0

$$\text{CH}_3\text{OH} = 2,47(N-NO_3) + 1,53(N-NO_2) + 0,87 \text{ OD} =$$

$$= 2,47 \cdot (150 - 10) \text{ mg/l} + 1,53 \cdot 0 + 0,87 \cdot 8 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 352,8 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Si deve dosare con un eccesso rispetto al Teorico, ma tale eccesso è limitato al 20% per la grande regolabilità dell'impianto:

$$\text{CH}_3\text{OH}_e = 1,2 \cdot \text{CH}_3\text{OH} = 1,2 \cdot 352,8 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 423,4 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Consumo medio di metanolo:

$$C_{\text{CH}_3\text{OH}} = \text{CH}_3\text{OH}_e \cdot q_0 = 423,4 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 305 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} = 129,1 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

2. Calcolo del BOD complementare richiesto nel processo (fase denitro e successiva fase di ossidazione):

Si assume di avere allo scarico: $\text{BOD}_{\text{out}} = 10 \text{ mg/l}$

Si assume: $0,96 \text{ g BOD/g CH}_3\text{OH}$

$$\text{BOD}_{\text{ritroso}} = \text{BOD}_{\text{in}} - \text{BOD}_{\text{out}} = 0,96 \cdot \text{CH}_3\text{OH}_e - \text{BOD}_{\text{out}}$$

$$= 0,96 \frac{\text{mg BOD}}{\text{mg CH}_3\text{OH}} \cdot 423,4 \frac{\text{mg CH}_3\text{OH}}{\text{l}} - 10 \frac{\text{mg BOD}}{\text{l}} = 396,5 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

3. Calcolo dei quantitativi orari di nitrati da ridurre.

Si tiene conto del consumo per la sintesi batterica pari al 5% di ΔBOD

$$\Delta N_{\text{DEN}} = q_0 \cdot [(N-NO_3)_0 - (N-NO_3)_e - 0,05 \cdot \text{BOD}_{\text{ritroso}}] =$$

$$= 305 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \cdot \left[150 - 10 - 0,05 \cdot 396,5 \right] \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} =$$

$$= 1,527 \frac{\text{kg N-NO}_3}{\text{h}}$$

3. Verifica dei Tempi di permanenza:

$$HRT_{DEN} = \frac{V_D}{q_m} = \frac{70 \text{ m}^3}{305 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} = 5,5 \text{ h} \quad \rightarrow \text{OK}$$

$$HRT_{OX} = \frac{V_{OX}}{q_m} = \frac{23 \text{ m}^3}{305 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} = 1,8 \text{ h} \quad \rightarrow \text{Anzianate su p. aere} \\ \times \text{strappare } N_2$$

5. Biomassa da mantenere nel reattore post-denitrificazione:

$$(M_b) = \frac{\Delta N_{den}}{(V_R)_{12}} = \frac{20'723 \frac{gN-mb_3}{h}}{5,92 \frac{gN-mb_3}{kg_{SSU} \cdot h}} = 3'500 \text{ Kg}_{SSU}$$

6. Assunto: $SSU/SS = 0,7$

$$\Rightarrow M_D = \frac{(M_b)D}{\frac{SSU}{SS}} = \frac{3'500 \text{ Kg}_{SSU}}{0,7} = 5'000 \text{ Kg}_{SS}$$

Considero $X_D = 3 \frac{\text{Kg}_{SS}}{\text{m}^3}$

Il volume:

$$V_D = \frac{M_D}{X_D} = \frac{5'000 \text{ Kg}_{SS}}{3 \frac{\text{Kg}_{SS}}{\text{m}^3}} = 1'667 \text{ m}^3$$

7. Volume di aerazione finale:

Arieggio in volume HRT = 15 min (necessario per la stripping dell' N_2)

$$\Rightarrow V_{ox} = Q_0 \cdot 0,25 = 646 \text{ m}^3$$

- Corso di BOD complessivo alimentato:

$$B_{in} = B_{air} + B_{ind} = 3180 + 654,75 = 3834,75 \frac{kg_{BOD}}{d}$$

- Popolazione equivalente servita:

$$AE = \frac{B}{b} = \frac{3834,75 \frac{kg_{BOD}}{d}}{60 \frac{kg_{BOD}}{ab \cdot d}} \cdot \frac{10^3 g}{1 kg} = 63912 AE$$

- Produzione di fango biologico di supero:

$$M_{Bio} = X_{aio} \cdot AE = 28 \frac{g_{SS}}{AE} \cdot 63912 AE \cdot \frac{1 kg}{10^3 g} = 1789,5 \frac{kg_{SS}}{d}$$

- Nelle fasi bio c'è unano e 1,5% del fango di supero su base secca
=> Corso di fango in eccesso nelle fasi bio:

$$\Delta P_{II} = 1,5\% M_{Bio} = 0,015 \cdot 1789,5 \frac{kg_{SS}}{d} = 26,84 \frac{kg_{SP}}{d}$$

- 6. Corso di fango miscelato dell'impianto:

$$P_{out} = P_{in} - \Delta P_I - \Delta P_{II} = 106,1 - 9,54 - 26,84 = 69,72 \frac{kg_{SP}}{d}$$

- Concentraz di fango miscelato dell'impianto:

$$[P_{out}] = \frac{P_{out}}{Q_{in}} = \frac{69,72 \frac{kg_{SP}}{d}}{20750 \frac{m^3}{d}} = 3,36 \frac{ng}{e}$$

- 7. Caso verifica: calcolo il rapporto tra i corredi di P e di BOD rimasti nelle fasi bio

- Corso di BOD rimesso nella sezione primaria ($\eta_{BOD} = 25\%$)

$$\Delta B_I = \eta_{BOD} \cdot B_{in} = 0,25 \cdot 3834,75 \frac{kg_{BOD}}{d} = 958,7 \frac{kg_{BOD}}{d}$$

- Corso di BOD alimentato alla fase Bio

$$B_{Bio} = B_{in} - \Delta B_I = 3834,75 - 958,7 = 2876,05 \frac{kg_{BOD}}{d}$$

- Corso di BOD rimesso in fase Bio:

$$\Delta B_{II} = B_{Bio} - q \cdot B_{out} = 2876,05 \frac{kg_{BOD}}{d} - 20750 \cdot 20 = 2461,05 \frac{kg_{BOD}}{d}$$

- Rapporto tra i corredi rimasti:

$$\frac{\Delta P_{II}}{\Delta B_{II}} = \frac{26,84}{2461,05} = 0,0109$$

=> Poco più del 1% => Giusto

11.3 P.292 DOSAGGIO STACCAGIO SOLFATO DI ALLUMINIO

Definire il volume del serbatoio di stoccaggio per le reflui di alluminio e la potenzialità del sistema di dosaggio in un impianto idrico con una portata $Q = 22.400 \text{ m}^3/\text{d}$ di reflui. Le prove di laboratorio condotte mediante jar test hanno individuato un dosaggio di 9 mg/l di Al , che viene incrementato di circa il 20% per assicurare condizioni di sicurezza in esercizio.

Il quantitativo effettivamente necessario di Al è:

$$\text{Al}_e = \text{Al} \cdot 1,2 = 9 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 1,2 = 11 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Intensità di $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ corrisponde a:

$$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 = \text{Al}_e \cdot \frac{\text{MW}_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3}}{2 \cdot \text{MW}_{\text{Al}}} = 11 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{342}{2 \cdot 27} = 70 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

La soluzione commerciale ha titolo: $335 \frac{\text{g Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\text{l}}$
 \Rightarrow Quantità di soluzione necessaria:

$$\text{Sol} = Q \cdot \frac{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\text{titolo}} = \frac{70 \frac{\text{mg Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\text{l}}}{335 \frac{\text{g Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\text{l}}} \cdot 22.400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 4,68 \frac{\text{m}^3 \text{ sol}}{\text{d}}$$

Per avere un'autonomia di ~ 1 settimana, si dispone una stoccaggio: $V = 40 \text{ m}^3$

Sistema di dosaggio = deve ~~essere~~ essere in grado di erogare una portata di punta $q_p = 2 \cdot \text{Sol}$

In tal caso, si assume che nel caso di maggiore portata possibile, in tempo di pioggia, la concentrazione di Al nei reflui diminuisca per effetto della diluizione senza rendere necessario un ulteriore aumento dei dosaggi.

$$\Rightarrow q_p = \frac{2 \cdot 4,68}{86.400} = 0,11 \frac{\text{l}}{\text{s}}$$

11.5 P.294 FANGHI CHIMICI - INCIDENZA

Per l'impianto dell'es 11.4, si calcoli l'incidenza di fanghi chimici sui solidi sospesi, presenti nei reattori biologici

Si suppone di avere un rapporto fra biomassa prodotta (come SS) e BOD removed pari 0,85

Produzione di biomassa:

$$\Delta B_{iom} = 0,85 \cdot \Delta BOD = 0,85 \frac{mg_{SS}}{mg_{BOD}} \cdot (190 - 20) \frac{mg_{BOD}}{l} = 144,5 \frac{mg_{SS}}{l}$$

Produzione di fanghi chimici (da 10:4): $F_c = 27,4 \frac{mg_{SS}}{l}$

Frazione dei fanghi chimici:

$$f = \frac{F_c}{F_c + \Delta B_{iom}} = \frac{27,4}{27,4 + 144,5} = 0,16$$

→ 16% dei solidi sospesi, presenti nei reattori

$$\begin{aligned}
 [rbcOD]_{diso} &= [rbcOD]_{AN} - 2,3[O_2]_{AN} - 6,6[N-NO_3]_{AN} = \\
 &= 48,96 \frac{kgCOD}{h} - 2,3 \cdot 1,08 \frac{kgO_2}{h} - 6,6 \frac{kgN-NO_3}{h} = \\
 &= 36,97 \frac{kgCOD}{h}
 \end{aligned}$$

- I batteri P. cumulant, hanno un consumo di $rbcOD: P=10$
 \Rightarrow il carico di lavoro eliminabile è:

$$\Delta P' = \frac{[rbcOD]_{diso}}{10} = \frac{36,97 \frac{kgCOD}{h}}{10} = 3,70 \frac{kgP}{h}$$

- Carico di lavoro eliminabile con le estrazioni delle resorte biomassa di super (avendo $\%p = 0,015$):

$$\begin{aligned}
 \Delta P'' &= \%p \cdot Q_0 \cdot \Delta X = 0,015 \cdot 720 \frac{m^3}{h} \cdot 127 \frac{ngSS}{e} \cdot \frac{1kg}{10^9ng} \cdot \frac{10^3}{1m^3} = \\
 &= 1,37 \frac{kgP}{h}
 \end{aligned}$$

- Rimozione complessiva di fanghi:

$$\Delta P = \Delta P' + \Delta P'' = 3,70 + 1,37 = 5,07 \frac{kgP}{h}$$

Concentrazione residua:

$$C_p = \frac{\Delta P}{Q_0} = \frac{5,07 \frac{kgP}{h}}{720 \frac{m^3}{h}} \cdot \frac{10^6}{10^3} = 7,04 \frac{ngP}{e}$$

• CONDIZIONI ESTIVE

- il carico di nitrati in ingresso alla fase bio aumenta per il contributo della portata di ricambio:

$$\begin{aligned}
 [N-NO_3]_{AN}^{EST} &= Q_0 \cdot [N-NO_3]_b + Q_R \cdot [N-NO_3]_R = \\
 &= 720 \frac{m^3}{h} \cdot 2,0 \frac{ng}{e} \cdot \frac{10^3}{10^6} + 0,80 \cdot 720 \frac{m^3}{h} \cdot 10 \frac{ng}{e} \cdot \frac{10^3}{10^6} = \\
 &= 7,20 \frac{kgN-NO_3}{h}
 \end{aligned}$$

- Carico di rbcOD disponibile:

$$\begin{aligned}
 [rbcOD]_{diso}^{EST} &= [rbcOD]_{AN} - 2,3[O_2]_{AN} - 6,6[N-NO_3]_{AN}^{EST} = \\
 &= 48,96 - 2,3 \cdot 1,08 - 6,6 \cdot 7,20 = -1,04 \frac{kgCOD}{h}
 \end{aligned}$$

\Rightarrow In tali condizioni non può essere rimozione od opera di PAO₂.
 Neanche introdurre quantitativi supplementari di rbcOD mediante appalti esterni o adottare un diverso schema processuale dei flussi gli appalti di nitrati con la portata di ricambio.

- Carico volumetrico:

$$C_v = \frac{B_b}{V_{ox}} = \frac{270 \frac{\text{kg BOD}}{\text{d}}}{771 \text{ m}^3} = 0,35 \frac{\text{kg BOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

- Tempo di residenza ideale nella portata media:

$$HRT = \frac{V_{ox}}{Q_0} = \frac{771 \text{ m}^3}{1125 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 0,68 \text{ d} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} = 16,5 \text{ h}$$

STAGIONE ESTIVA

Le condizioni si modificano:

- Portata giornaliera:

$$Q_0 = (\alpha \cdot d)_{RES} \cdot AE_{RES} + (\alpha \cdot d)_{TUR} \cdot AE_{TUR} = 0,250 \frac{\text{e}}{\text{ab} \cdot \text{d}} \cdot 4500 \text{ ab} + 0,200 \frac{\text{e}}{\text{ab} \cdot \text{d}} \cdot 6200 \text{ ab} = 2365 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

- Carico organico alimentare:

$$B_b = \text{BOD}_w \cdot AE_{TOT} = 60 \frac{\text{g}}{\text{ab} \cdot \text{d}} \cdot (4500 + 6200) \text{ ab} = 642 \frac{\text{kg BOD}}{\text{d}}$$

Si deve utilizzare lo stesso reattore appena dimensionato, mantenendo le stesse X ed H:

- Carico volumetrico:

$$C_v = \frac{B_b}{V_{ox}} = \frac{642 \frac{\text{kg BOD}}{\text{d}}}{771 \text{ m}^3} = 0,83 \frac{\text{kg BOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

- Carico del fango:

$$C_f = \frac{B_o}{X \cdot V_{ox}} = \frac{642 \frac{\text{kg BOD}}{\text{d}}}{5 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3} \cdot 771 \text{ m}^3} = 0,17 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SS} \cdot \text{d}}$$

- Tempo di residenza ideale:

$$HRT = \frac{V_{ox}}{Q_0} = \frac{771 \text{ m}^3}{2365 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 0,32 \text{ d} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} = 7,8 \text{ h}$$

Assumo di avere una produzione specifica di fango accresciuto in conseguenza del maggior carico di fango applicato:

$$\text{Prod}_{Fest} = 0,8 \frac{\text{kg SS}}{\text{kg BOD}}$$

- Produzione di fango di supero:

$$\begin{aligned} \Delta M &= \text{Prod}_{Fest} \cdot \eta_{BOD} B_b = \\ &= 0,8 \frac{\text{kg SS}}{\text{kg BOD}} \cdot 0,95 \cdot 642 \frac{\text{kg BOD}}{\text{d}} = 498 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}} \end{aligned}$$

12.2 P. 318 FANGHI ATTIVI MULTISTADIO

Si chiede il dimensionamento (per rimozione del solo inquinamento organico) del reattore di un impianto realizzato su quattro stadi in serie e il calcolo dei fabbisogni di ossigeno in ogni stadio.

Sono noti:

- $Q_0 = 8000 \text{ m}^3/\text{d}$ → portata giornaliera
- $K_p = 1,7$ → coeffic. orzo di punta
- $S_{i0} = 165 \text{ ng BOD}/\text{e}$ → BOD in ingresso
- $S_e = 10 \text{ ng}/\text{e}$ → BOD residuo allo scavo
- $\hat{v} = 4 \text{ Kg}_{\text{BOD}}/\text{Kg}_{\text{SSV}} \cdot \text{d}$ → velocità max di rimozione
- $K_s = 50 \text{ ng}/\text{e}$ → cost. di saturazione
- $T = 14^\circ\text{C}$ → temperatura di esercizio
- $\theta = 1,03$ → coeffic di raccoglimento di T per \hat{v}
- $b_{20} = 0,14 \text{ Kg}_{\text{O}_2}/\text{Kg}_{\text{SSV}} \cdot \text{d}$ → coef. di respiraz endogena
- $\theta_b = 1,024$ → coef di raccoglimento di T per b_{20}
- $a = 0,5 \text{ Kg}_{\text{O}_2}/\text{Kg}_{\text{SSV}}$ → coef di respirazione aerea

Si ammettono:

- $X_2 = 8 \text{ Kg}_{\text{SSV}}/\text{m}^3$ → concentraz di biomassa nei fanghi di riciclo
- $X_2 = \frac{SSV}{SS} \cdot X_2 = 0,7 \cdot 8 = 5,6 \frac{\text{Kg}_{\text{SSV}}}{\text{m}^3}$
- $r = 0,8$ → Rapporto di riciclo

Calcolo la concentraz di biomassa nel reattore:

$$X = X_2 \cdot \frac{r}{1+r} = 5,6 \frac{\text{Kg}_{\text{SSV}}}{\text{m}^3} \cdot \frac{0,8}{1+0,8} = 2,5 \frac{\text{Kg}_{\text{SSV}}}{\text{m}^3}$$

Si assume che tutti gli stadi abbiano volume $V = V_i$ e $M_i = M$

Per definire il valore di M da usare nella 1^a iterazione, calcola la biomassa relativa ad un reattore monostadio completamente miscelato

$$M_{CH} = \frac{K_p \cdot Q_0 \cdot (S_{i0} - S_e)}{\hat{v} \cdot \frac{S_e}{K_s + S_e} \cdot \theta^{T-20}} =$$

$$= \frac{1,7 \cdot 8000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (165 - 10) \frac{\text{ng}}{\text{e}} \cdot \frac{10^3}{10^6}}{4 \frac{\text{Kg}_{\text{BOD}}}{\text{Kg}_{\text{SSV}} \cdot \text{d}} \cdot \frac{10}{50+10} \cdot 1,03^{14-20}} = 4059 \text{ Kg}_{\text{SSV}}$$

Assumo di ridurre tale biomassa del 50% e di suddividerla nei 4 stadi

$$\Rightarrow M_i = \frac{0,5 \cdot M_{CH}}{4} = \frac{0,5 \cdot 4059 \text{ Kg}_{\text{SSV}}}{4} = 507 \text{ Kg}_{\text{SSV}}$$

Inizio del fondo e calcolo la concentraz di primo tentativo in ingresso a ciascuno stadio.

$$S_{i-1} = S_i + \frac{M_i \cdot \hat{v} \cdot \theta^{T-20}}{K_p \cdot Q_0 \cdot (1+r)} \cdot \frac{S_i}{K_s + S_i}$$

1^a ITERAZIONE

Fabbisogno di ossigeno: calo dal 1° al 4° stadio, perché colà ve
 lica organica trattata.
 Per lo stadio i-esimo (la formula è la stessa):

$$\Delta O_{2,i} = a \cdot K_p \cdot q_0 \cdot (1+r) \cdot (S_{i-1} - S_i) + b_{20} \cdot \theta^{T-20} \cdot M_i$$

Primo stadio → consumo max ossigeno alla T di progetto:

$$\begin{aligned} \Delta O_{2,1} &= a \cdot K_p \cdot q_0 \cdot (1+r) \cdot (S_0 - S_1) + b_{20} \cdot \theta^{T-20} \cdot M_1 = \\ &= 0,5 \frac{\text{kgO}_2}{\text{kgSSV}} \cdot 1,7 \cdot 8600 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{d}}{\text{d}} \cdot \frac{10}{24\text{h}} \cdot (1+0,8) \cdot (96,5 - 62,9) \frac{\text{ng}}{\text{e}} \cdot \frac{10^3}{10^6} + \\ &\quad + 0,14 \frac{\text{kgO}_2}{\text{kgSSV} \cdot \text{d}} \cdot 1,084^{14-20} = 474 \text{ kgSSV} = 18,4 + 1,7 = \\ &= 20,1 \frac{\text{kgO}_2}{\text{h}} \end{aligned}$$

idem per gli altri stadi:

$$\Delta O_{2,2} = 15,8 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

$$\Delta O_{2,3} = 11,1 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

$$\Delta O_{2,4} = 7,2 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

Nota: la respirazione aerea pesa molto + della respirazione endogena, per:

- minor presenza di biomassa rispetto alle soluzioni tracciarole
- i costi non m. riferiti alle cond. estive, per le quali ve' bel b_r ↑↑↑

12.4 P. 339 SBR

Si dimensiona un impianto SBR, privo di equalizzazione iniziale, per rimozione del solo inquinamento organico, alimentato con una portata $Q_0 = 11200 \text{ m}^3/\text{d}$ con $S_0 = 180 \text{ mgss/l}$ e $S_e = 10 \text{ mgss/l}$

In ingresso, gli SS_{tot} valgono: $X_0 = 60 \text{ mgss/l}$

Temperatura di esercizio: $T = 20^\circ\text{C}$

Costanti cinetiche

$$\hat{\mu} = 3,7 \text{ d}^{-1}$$

$$K_s = 53 \text{ mg/l}$$

$$Y = 0,82 \text{ Kgssv / Kgss}$$

$$K_d = 0,054 \text{ d}^{-1}$$

Si ha: $\hat{\mu} = \hat{\mu} \cdot Y = 3,7 \text{ d}^{-1} \cdot 0,82 \frac{\text{Kgssv}}{\text{Kgss}} = 3,034 \text{ d}^{-1}$

Si realizzano 3 reattori con:

$T_C = 6 \text{ h}$ → durata del ciclo

t_s → durata della fase di sedimentazione

t_a → durata della fase di scoria

t_z → durata della fase di maturità

$$t_s = t_a = t_z = 1 \text{ h}$$

Durante il ciclo, l'aerazione è mantenuta in funzione

→ $t_r = 0$ → durata della fase di corso

Tempo di reazione:

$$t_r = T_C - t_s - t_a - t_z - t_r = 6 - 1 - 1 - 1 - 0 = 3 \text{ h}$$

Tempo di residenza cellulare efficace:

$$\begin{aligned} \text{SRT}_e &= (\hat{\mu} - K_d)^{-1} = \\ &= \left[\frac{\hat{\mu} \cdot S_e}{K_s + S_e} - K_d \right]^{-1} = \\ &= \left[\frac{3,034 \cdot 10}{53 + 10} - 0,054 \right]^{-1} = 2,34 \text{ d} \end{aligned}$$

Tempo di residenza cellulare:

$$\text{SRT} = \text{SRT}_e \cdot \frac{T_C}{t_a} = 2,34 \text{ d} \cdot \frac{6 \text{ h}}{3 \text{ h}} = 4,68 \text{ d}$$

In seguito si valgono i calcoli relativi ad un singolo reattore

• Volume di reattore trattato per ciclo:

$$V = \frac{Q_0 \cdot T_C}{n} = \frac{11200 \cdot 6}{3} = \frac{1}{24} = 933 \text{ m}^3$$

• Produzione giornaliera di fango di superficie (componente volatile dovuta ^{alla 1. fase}):

$$\text{AMV} = \frac{Y \cdot Q_0 \cdot S_0}{1 + K_d \cdot \text{SRT}_e} = \frac{0,82 \cdot \left(\frac{1}{24} \cdot 11200\right) \cdot 180}{1 + 0,054 \cdot 2,34} = 489 \frac{\text{Kgssv}}{\text{d}}$$

• Produzione di fango (componente non volatile dovuta ai solidi inerti, alimentati con il liquore):

12.5 P.340 SBR - VOLUME EGUALIZZAZIONE

Impianto SBR alimentato con una portata giornaliera $q_0 = 6400 \text{ m}^3/\text{d}$, composta da 3 unità, con $TC = 8 \text{ h}$

Si richiede il volume di equalizzazione V_{eq} necessario per ottenere un tempo di riempimento per singola unità $t_F = 1 \text{ h}$

Si calcola il Filling Time Ratio (rapporto tra tempo di carico e tempo del ciclo):

$$FTR = \frac{t_F}{TC} = \frac{1}{8} = 0,125$$

Calcolo del volume di equalizzazione:

$$V_{eq} = q_0 \cdot TC \cdot (1 - n \cdot FTR) = 6400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \cdot 8 \text{ h} \cdot (1 - 3 \cdot 0,125) = 1333 \text{ m}^3$$

La presenza della vasca di carico permette di ridurre il tempo di carico: si ha $t_F = 1 \text{ h}$, mentre altrimenti si avrebbe

$$t_F = \frac{TC}{n} = \frac{8}{3} = 2,67 \text{ h}$$

13.2 P. 357 FILTRI BIOLOGICI - NITRIFICAZIONE

Si riduce la superficie dei supporti di un filtro biologico nitrificante (ammono in condizioni di nitrificazione completa) utilizzato per la nitrificazione (terziaria) di un refluo urbano già trattato biologicamente con rimozione dell'inquinamento organico. Sono noti:

- $q = 15'000 \text{ m}^3/\text{d}$ → portata da trattare
- $S_0 = 40 \text{ ng/l}$ → conc. di N-NH_4 ingresso
- $S_e = 5 \text{ ng/l}$ → conc. di N-NH_4 richiesta allo scarico
- $S_{O_2} = 6 \text{ ng/l}$ → conc. di O_2 nel reattore
- $K_{1/2, O_2} = 2,5 \text{ g}^{1/2}/\text{m}^{1/2}\text{d}$ → Cost. cinetica di ordine $\frac{1}{2}$, a $T = 20^\circ\text{C}$ → Prov. Pilotta
- $T = 12^\circ\text{C}$ → Temperatura di progetto
- $\theta = 1,1$ → Coefficiente di regressione della T

Rapporto tra le concentrazioni di N-NH_4 e di O_2 nel reattore:

$$\frac{\text{N-NH}_4}{\text{O}_2} = \frac{S_e}{S_{O_2}} = \frac{5}{6} = 0,83$$

⇒ Per le condizioni di progetto, l'ossigeno è il substrato limitante.

⇒ Si calcola la velocità di consumo dell' O_2 , e si ricava di conseguenza quella dell' N .

Velocità di consumo dell' O_2 per unità di superficie a 20°C :

$$r_{A, O_2} = K_{1/2, O_2} \cdot (S_{O_2})^{1/2} = 2,5 \frac{\text{g}^{1/2}}{\text{m}^{1/2}\text{d}} \cdot (6 \frac{\text{ng}}{\text{l}})^{1/2} = 0,124 \frac{\text{g}^{O_2}}{\text{m}^2\text{d}}$$

Il rapporto tra le velocità di reazione e pari al rapporto stechiometrico di consumo dei substrati.

⇒ Velocità di reazione dell' N-NH_4^+ :

$$r_{A, \text{N-NH}_4^+} = \frac{r_{\text{N-NH}_4^+}}{r_{O_2}} \cdot r_{A, O_2} = \frac{1}{4,2} \cdot 0,124 = 1,46 \frac{\text{gN}}{\text{m}^2\text{d}}$$

Questo vale a 20°C , ma alla T di esercizio questo si riduce:

$$(r_{A, \text{N-NH}_4^+})_{12^\circ} = r_{A, \text{N-NH}_4^+} \cdot \theta^{T-20} = 1,46 \cdot 1,1^{12-20} = 0,68 \frac{\text{gN}}{\text{m}^2\text{d}}$$

Per trovare la superficie dei supporti, si imposta un bilancio di massa tra ingresso e uscita del reattore (IN = OUT + RITENUTO):

$$q \cdot S_0 = q \cdot S_e + A \cdot r_{A, \text{N-NH}_4^+}$$

$$\Rightarrow A = \frac{q(S_0 - S_e)}{r_{A, \text{N-NH}_4^+}} = \frac{15'000 \text{ m}^3/\text{d} \cdot (40 - 5) \frac{\text{gN}}{\text{m}^3}}{0,68 \frac{\text{gN}}{\text{m}^2\text{d}}} = 772'059 \text{ m}^2$$

Ipotesizzando un supporto con superficie specifica utile $a_{AV} = 1'000 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$

⇒ Volume del reattore:

$$V = \frac{A}{a_{AV}} = \frac{772'059 \text{ m}^2}{1'000 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}} \approx 772 \text{ m}^3$$

13.4 P.366 PERCOLATORE

Depuratore urbano alimentato con una portata di tempo secco $q_0 = 5.450 \text{ m}^3/\text{d}$ e con un carico organico dopo clorificazione $B_b = 1200 \text{ KgBOD}/\text{d}$.

Fase biologica condotta con percolatori di volume utile complessivo $V = 1500 \text{ m}^3$ e altezza $H = 3 \text{ m}$, alimentati con un rapporto di ricambio $r = 1,5$.

Si richiede il rendimento di reazione del BOD e la verifica del corso idraulico applicato.

- Numero di passaggi reali:

$$R = 1 + r = 1 + 1,5 = 2,5$$

- Numero di passaggi efficaci:

$$R^* = \frac{1+r}{(1+0,12 \cdot r)^2} = \frac{2,5}{(1+0,12 \cdot 1,5)^2} = 1,80$$

- Corso volumetrico applicato:

$$C_v = \frac{B_b}{V} = \frac{1200 \frac{\text{KgBOD}}{\text{d}}}{1500 \text{ m}^3} = 0,80 \frac{\text{KgBOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

- Ammenda $k = 0,28$

=> Rendimento di reazione del BOD per un passaggio:

$$\eta_b = 0,93 - k \cdot C_v = 0,93 - 0,28 \cdot 0,80 = 0,706$$

- Rendimento globale di reazione del BOD:

$$\eta_{tot} = 1 - (1 - \eta_b)^{R^*} = 1 - (1 - 0,706)^{1,80} = 0,89$$

- Portata alimentata al percolatore:

$$q_{tot} = q_0 \cdot (1+r) = 5.450 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 2,5 = 13.625 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

- Superficie in pianta dei percolatori:

$$A = \frac{V}{H} = \frac{1500 \text{ m}^3}{3 \text{ m}} = 500 \text{ m}^2$$

- Corso idraulico sui percolatori:

$$C_i = \frac{q_{tot}}{A} = \frac{13.625 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{500 \text{ m}^2} = 27,25 \frac{\text{m}}{\text{d}}$$

- Volume dei percolatori: $V_p = \frac{Bb}{c_v}$
- Volume della sedimentazione finale: $V_s = b_s \cdot q_0 \cdot (1+r)$
- Volume complessivo delle vasche: $V_{tot} = V_p + V_s$
- Volume ragguagliato, proporzionale al costo di ciascuna soluzione:
 $V_{rag} = 2,8 \cdot V_p + V_s$

n	c_v	$V_p [m^3]$	$V_s [m^3]$	$V_{tot} [m^3]$	$V_{rag} [m^3]$
0	0,07	16'500	433	16'933	46'633
0,5	0,32	3'485	650	4'135	10'408
1	0,50	2'188	867	3'054	6'992
1,5	0,64	1'723	1'083	2'806	5'907
2	0,74	1'493	1'300	2'793	5'479
3	0,86	1'277	1'733	3'010	5'309
4	0,93	1'186	2'167	3'353	5'487

Minimo volume dei manufatti: $n=2$

⇒ Si adotta tale n per ridimensionamento, perché un suo aumento non porta incrementi significativi sul piano economico

⇒ Volume utile dei percolatori:

$$V_p = \frac{Bb}{c_v} = \frac{1'100 \frac{kg \cdot 200}{d}}{0,74 \frac{kg \cdot 200}{m^3 \cdot d}}$$

Superficie in pianta dei percolatori:

Si assume un corso idraulico: $c_i = 30 \text{ m/h}$

$$\Rightarrow A_p = \frac{q_0(1+r)}{c_i} = \frac{5'200 \frac{m^3}{d} (1+2)}{30 \frac{m}{h}} = 520 \text{ m}^2$$

Bisogna riferire tale $(Ca)_N$ al carico di TKN alimentato ai rotori, dopo le reazioni dei trattamenti primari e del bio.
 Si assume di avere in ingresso agli stadi di nitrificazione una concentrazione di BOD pari a: $BOD_{ox} = 20 \text{ ng/l}$

- Carico di azoto in ingresso all'impianto:

$$N_{IN} = Q_0 \cdot TKN_{IN} = 1560 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 32 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{ g}}{10^3 \text{ ng}} = 49920 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

- Carico di azoto a valle dei trattamenti primari:

$$N_B = N_{IN} \cdot (1 - \eta_{IN}) = 49920 \frac{\text{g}}{\text{d}} \cdot (1 - 0,10) = 44928 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

- Carico di BOD rimosso nel biologico (sui rotori)

$$\Delta BOD = B_b - Q_0 \cdot BOD_{ox} = 292500 \frac{\text{g}}{\text{d}} - 1560 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 20 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot \frac{10^3}{10^3} = 261300 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

- Carico di azoto rimosso nei rotori:

$$\Delta N = 5\% \cdot \Delta BOD = 0,05 \cdot 261300 \frac{\text{g}}{\text{d}} = 13065 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

- Carico di azoto alimentato alla nitrificazione:

$$N_{NIT} = N_B - \Delta N = 44928 - 13065 = 31863 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

- Superficie dei supporti necessari per la nitrificazione:

$$A_N = \frac{N_{NIT}}{(Ca)_N} = \frac{31863 \frac{\text{g}}{\text{d}}}{1,5 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = 21242 \text{ m}^2$$

Tale superficie va aggiunta a quella necessaria x il trattamento del carico organico \Rightarrow è quasi un raddoppio

Per non aumentare troppo il numero di celle:

Si aumenta la superficie unitaria: $a = 6000 \text{ m}^2$

\Rightarrow Ogni linea può essere articolata in due stadi per la rimozione del BOD e due per la nitrificazione, ciascuna equipaggiata con un solo rotore.

Superficie per abitante necessaria per la rimozione di BOD:

$$\frac{A_{BOD}}{AE} = \frac{24000}{6500} = 3,7 \frac{\text{m}^2}{\text{AE}}$$

Raddoppio, considerando la nitrificazione

14.1 P.406 AERO VS ANAERO - VELOCITÀ

Si deve sottoporre un refluo industriale contenente solubili e rapidamente degradabili ad un pre-trattamento biologico per consentire l'emissione in un sistema fognario pubblico, riducendone del 90% ($\eta_b = 0,9$) la concentrazione di COD iniziale $S_0 = 6000 \text{ ng/l}$.

Si confrontino le velocità di rimozione conseguibili per via aerobica (20°C) e anaerobica mesofila (35°C), utilizzando costanti cinetiche ottenute mediante prove di laboratorio.

Si supponga il processo condotto in condizioni di miscelazione completa.

PARAMETRO	AERO (20°C)	ANAERO (35°C)
μ [d^{-1}] \rightarrow Max velocità di crescita	6	0,4
K_s [ng COD/l] \rightarrow Cost. di saturazione	70	300
Y [g SSV/g COD] \rightarrow Coef. di resa cellulare	0,8	0,07

Concentrazione di substrato nel reattore:

$$S = S_0 \cdot (1 - \eta_b) = 6000 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot (1 - 0,9) = 600 \frac{\text{ng}}{\text{l}}$$

Velocità in condiz. aera:

$$V_{\text{AER}} = \frac{\mu}{Y} \cdot \frac{S}{K_s + S} = \frac{6 \text{ d}^{-1}}{0,8 \frac{\text{g SSV}}{\text{g COD}}} \cdot \frac{600}{70 + 600} = 6,7 \frac{\text{kg COD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

Velocità in condiz. anaerobica:

$$V_{\text{ANAER}} = \frac{\mu}{Y} \cdot \frac{S}{K_s + S} = \frac{0,4 \text{ d}^{-1}}{0,07 \frac{\text{g SSV}}{\text{g COD}}} \cdot \frac{600}{300 + 600} = 3,8 \frac{\text{kg COD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

14.2 P.407

Si vuole impingere la depurazione del refluo di es. ^{14.1} ~~14.1~~ fino a $S = 50 \text{ ng/l}$, compatibile con la diretta immissione nell'ambiente, con gli stessi valori delle cost. cinetiche.

Velocità aera:

$$V_{\text{AER}} = \frac{6 \text{ d}^{-1}}{0,8 \frac{\text{g SSV}}{\text{g COD}}} \cdot \frac{50}{70 + 50} = 3,12 \frac{\text{kg COD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

Velocità anaerobica:

$$V_{\text{ANAER}} = \frac{0,4 \text{ d}^{-1}}{0,07 \frac{\text{g SSV}}{\text{g COD}}} \cdot \frac{50}{300 + 50} = 0,81 \frac{\text{kg COD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

14.4 P. 412 ANAERO - ALCALINITÀ

Calcolare e alcalinità necessaria in condizioni mesofile a mantenere il pH attorno alla neutralità in un reattore anaerobico in cui il biogas è costituito per il 35% da CO_2 e la pressione è mantenuta a $P = 1,02 \text{ atm}$.

NOTI: $H = 2.092 \text{ atm}$ → cost. di Henry per la CO_2 a 35°C
 $K_a = 4,85 \cdot 10^{-7} \text{ mol/l}$ → cost. di equilibrio per il sistema $\text{CO}_2 / \text{HCO}_3^-$

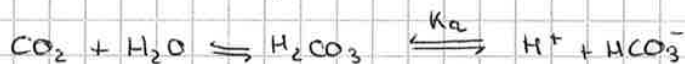
Legge di Henry: la frazione molare di CO_2 che discioglie nel liquido (x_{CO_2}) è calcolabile a partire dalla pressione parziale della stessa nell'atmosfera sovrastante (P_{CO_2}):

$$x_{\text{CO}_2} = \frac{P_{\text{CO}_2}}{H} = \frac{y_{\text{CO}_2} \cdot P}{H} = \frac{0,35 \cdot 1,02 \text{ atm}}{2.092 \text{ atm}} = 1,71 \cdot 10^{-4}$$

Concentrazione molare di CO_2 a saturazione:

$$n_{\text{CO}_2} = x_{\text{CO}_2} \cdot 55,6 = 1,71 \cdot 10^{-4} \cdot 55,6 = 9,5 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{l}}$$

Trascuro il contributo all'acidità totale dovuto agli acidi volatili.
 => Il pH della sospensione è dato dall'equilibrio tra CO_2 disciolta (presente come acido carbonico) e bicarbonato (a pH neutro, la frazione di bicarbonato è due terzi formata carbonato e trascrivibile):



$$\Rightarrow K_a = \frac{[\text{H}^+][\text{HCO}_3^-]}{[\text{CO}_2]}$$

Condizioni operative richieste: $\text{pH} = 7$

=> Concentrazione protonica richiesta:

$$[\text{H}^+] = 10^{-\text{pH}} = 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{l}}$$

=> Determino la concentrazione di bicarbonato cui corrisponde il mantenimento delle condizioni di neutralità:

$$[\text{HCO}_3^-] = \frac{K_a \cdot [\text{CO}_2]}{[\text{H}^+]} = \frac{4,85 \cdot 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 9,5 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{l}}}{10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{l}}} = 0,046 \frac{\text{mol}}{\text{l}}$$

Se l'acidità del refluo fosse più bassa => Si deve prevedere un dosaggio.

Per limitare la formazione di precipitati, reagente usato = bicarbonato di sodio.

14.6 P. 427 ANAERO BISTADIO

Refluo di un'industria farmaceutica, ha una portata media oraria $q = 55 \text{ m}^3/\text{h}$ alla temperatura $T = 31^\circ\text{C}$, con le seguenti concentrazioni:

- $S_{in} = 5,07 \text{ gCOD/l}$ → Sostanza organica
- $\text{TKN} = 136 \text{ mg/l}$ → Azoto organico
- $P = 11,5 \text{ mg/l}$ → Fosforo

S'intende realizzare un pre-trattamento per la rimozione del 95% del COD mediante un processo di digestione anaerobica bistadio costituito da un reattore di pre-acidificazione e da un reattore UASB di metanizzazione.

Mechante sperimentazione pilota si sono definiti i parametri di dimensionamento alla T di processo $T = 30^\circ\text{C}$ (mantenibile con semplice coibentazione dei reattori, mancanza di riscaldamento):

- $\text{HRT} = 2,5 \text{ h}$ → Tempo di residenza in pre-acidificazione
- $c_v = 16 \text{ kgCOD/m}^3\cdot\text{d}$ → carica volumetrica in metanizzazione

- Volume del reattore di preacidificazione:

$$V_A = q \cdot \text{HRT} = 55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 2,5 \text{ h} = 137 \text{ m}^3$$

- Carica organica alimentata al reattore UASB: assunto pari al carico originario della stanza, dato che il reattore di preacidificazione non ha significativi effetti di rimozione:

$$B = q \cdot S_{in} = 55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 5,07 \frac{\text{gCOD}}{\text{l}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{10^3 \text{ g}} = 279 \frac{\text{kgCOD}}{\text{h}} = 6692 \frac{\text{kgCOD}}{\text{d}}$$

- Volume del reattore UASB riferito alla sola fase liquida: si applica un coefficiente dovuto al volume occupato dal blanket (assunto pari al 15% del volume del letto di fango):

$$V_{\text{UASB}} = 1,15 \cdot \frac{B}{c_v} = 1,15 \cdot \frac{6692 \frac{\text{kgCOD}}{\text{d}}}{16 \frac{\text{kgCOD}}{\text{m}^3\cdot\text{d}}} = 481 \text{ m}^3$$

- Tempo di residenza idraulico:

$$\text{HRT}_{\text{UASB}} = \frac{V_{\text{UASB}}}{q} = \frac{481 \text{ m}^3}{55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 8,7 \text{ h}$$

⇒ Soddisfatti i volumi richiesti in campo mesofilo (Tab. 14.9)

- Stabilisco l'altezza del reattore: $H = 6 \text{ m}$

→ Calcolo la sezione:

$$A = \frac{V_{\text{UASB}}}{H} = \frac{481 \text{ m}^3}{6 \text{ m}} = 80 \text{ m}^2$$

- Velocità ascensionale:

$$v = \frac{q}{A} = \frac{55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{80 \text{ m}^2} = 0,69 \frac{\text{m}}{\text{h}}$$

- Produzione di metano

(Avendo nota la corrispondenza stechiometrica tra metano e COD:

$$f_s = 0,35 \frac{\text{Nm}^3\text{CH}_4}{\text{kgCOD}} \text{ e nota la resa di conversione voluttata}$$

dalla sperimentazione pilota: $\eta = 0,85$

14.7 P. 428 ANAERO-UASB

Dimensionare un reattore UASB per il trattamento di liquami di un centro urbano avente portata $q = 4.550 \text{ m}^3/\text{d}$, con una concentrazione di COD in alimentazione $S_0 = 520 \text{ ngcod/l}$.

È richiesto un abbattimento di COD del 65%.

Mediante prove sperimentali si sono definiti i seguenti parametri di dimensionamento:

$$C_v = 2,5 \text{ Kgcod/m}^3 \cdot \text{d}$$

$$\text{HRT} = 10 \text{ h}$$

→ carico volumetrico

→ Tempo di residenza idraulico

• Carico organico in alimentazione al reattore:

$$B = q \cdot S_0 = 4.550 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 520 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot \frac{10^3}{10^6} = 2.366 \frac{\text{Kgcod}}{\text{d}}$$

• Volume del reattore → calcolabile in 2 modi:

• Su base del carico volumetrico:

$$V'_{\text{UASB}} = \frac{B}{C_v} = \frac{2.366 \frac{\text{Kgcod}}{\text{d}}}{2,5 \frac{\text{Kgcod}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}} = 946 \text{ m}^3$$

• Su base del HRT:

$$V''_{\text{UASB}} = q \cdot \text{HRT} = 4.550 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 10 \text{ h} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} = 1.896 \text{ m}^3$$

$V'' > V'$ ⇒ V'' condiziona il dimensionamento.

Tale valore è aumentato del 10% per tenere conto dei volumi accessori

$$\Rightarrow V_{\text{UASB}} = 1,10 \cdot V'' = 1,10 \cdot 1.896 = 2.086 \text{ m}^3$$

• Fissata una velocità ascensionale di $v = 0,6 \frac{\text{m}}{\text{h}}$

⇒ Superficie:

$$A = \frac{q}{v} = \frac{4.550 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{0,6 \frac{\text{m}}{\text{h}}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} = 316 \text{ m}^2$$

• Altezza del reattore:

$$H = \frac{V_{\text{UASB}}}{A} = \frac{2.086 \text{ m}^3}{316 \text{ m}^2} = 6,6 \text{ m}$$

13.3 P. 432 LAGUNAGGIO AERATO

Per la nitrificazione considerata nella prima alternativa del precedente es 13.2, si calcoli la concentrazione di solidi sospesi miscelati dal bacino di lagunaggio. Sono noti la concentrazione di solidi sospesi, non volatili nel refluo da Trattare $SS_{NV} = 60 \text{ ng/l}$ ed il valore delle costanti cinetiche $Y = 0,8 \text{ gSS/gSS}$ e $K_d = 0,11 \text{ d}^{-1}$

In uscita, i SS sono dati dai SS_{NV} in ingresso e dalla biomassa che si è prodotta.

• Produzione di biomassa per sintesi cellulare:

$$X_e = \frac{(S_{in} - S_{out}) \cdot Y}{1 + K_d \cdot HRT} = \frac{(160 - 30) \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot 0,8 \frac{\text{gSS}}{\text{gSS}}}{1 + 0,11 \frac{1}{\text{d}} \cdot 9,42 \text{d}} = 51 \frac{\text{ngSS}}{\text{l}}$$

Solidi sospesi miscelati

$$X_{out} = X_e + SS_{NV} = 51 + 60 = 111 \frac{\text{ngSS}}{\text{l}}$$

13.4 P. 443 LAGUNAGGIO FACOLTATIVO

Dimensionare un lagunaggio facoltativo per un centro di 850 AB con un apporto iniziale in piovatura $d.d = 200 \text{ l/ab.d}$. Si prevede la dicitazione primaria dello scarico, con abbattimento di BOS del $\eta_I = 25\%$.

Carico organico alimentato alla laguna (assunto il carico iniziale $b = 60 \frac{\text{gBOD}}{\text{ab} \cdot \text{d}}$)

$$B_b = b \cdot AB (1 - \eta_I) = 60 \frac{\text{g}}{\text{ab} \cdot \text{d}} \cdot 850 \text{ ab} \cdot (1 - 0,25) = 38,25 \frac{\text{kgBOD}}{\text{d}}$$

Si assume un carico superficiale: $C_A = 40 \frac{\text{kgBOD}}{\text{ha} \cdot \text{d}}$

Superficie della laguna:

$$A_L = \frac{B_b}{C_A} = \frac{38,25 \frac{\text{kgBOD}}{\text{d}}}{40 \frac{\text{kgBOD}}{\text{ha} \cdot \text{d}}} = 0,96 \text{ ha} \rightarrow A_L = 9.563 \text{ m}^2$$

Stabilisco la profondità utile: $h = 1,20 \text{ m}$

• Tempo di permanenza idraulica (calcolato nella portata nera alimentata):

$$HRT = \frac{A_L \cdot h}{Q_d \cdot AB} = \frac{9.563 \text{ m}^2 \cdot 1,20 \text{ m}}{200 \frac{\text{l}}{\text{ab} \cdot \text{d}} \cdot 850 \text{ ab}} = 67,5 \text{ d}$$

• Carico organico volumetrico

$$C_v = \frac{B_b}{A_L \cdot h} = \frac{38,25 \frac{\text{kgBOD}}{\text{d}}}{9.563 \text{ m}^2 \cdot 1,20 \text{ m}} = 0,0033 \frac{\text{kgBOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

16.2 P. 473 ISOTERMA DI ADSORBIMENTO

Per un refluo di origine civile e industriale (componente ferrile) già trattato biologicamente, con una concentrazione residua COD = 85 mg/l, si richiede la determinazione dell'isoterma di adsorbimento del COD a 25°C

Risultati delle prove sperimentali, eseguite secondo la metodologia descritta e con l'uso di 5 becker da 1 l, sono riportati in tabella.

Prove precedenti hanno stabilito in 3h il tempo necessario per il raggiungimento di una condizione di equilibrio

CARBONE UTILIZZATO M/V [mg/l]	COD RESIDUO ALL'EQUILIBRIO c [mg/l]
100	51
200	39
400	27
600	22
800	19

Per ciascuno dei 5 reattori è possibile calcolare (reattori: V=1l):

- Massa di COD rimosa:

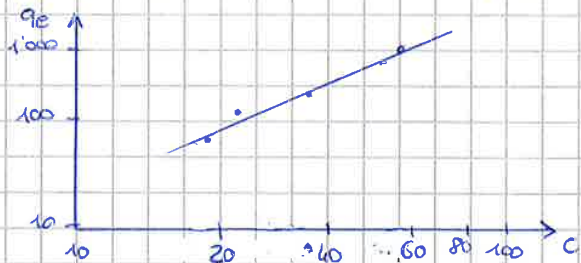
$$X = (c_0 - c) \cdot V$$

- Capacità di adsorbimento

$$q_e = \frac{X}{\frac{M}{V} \cdot V} \cdot 1000$$

Si ottengono così coppie di dati (c, q_e) rappresentabili in un grafico

c [mg/l]	q _e [mg COD/g CA]
51	340,0
39	230,0
27	145,0
22	105,0
19	82,5



Piano logaritmico.

Retta interpolante

$$\Rightarrow \begin{cases} \text{Interzetta: } \log K_F = 0,1225 \\ \text{Coefficiente angolare: } \frac{1}{n} = 1,4099 \end{cases}$$

Parametri dell'isoterma:

$$n = (1,4099)^{-1} = 0,71$$

$$K_F = 10^{0,1225} = 1,34 \frac{\text{mg COD}}{\text{g CA}} \cdot \left(\frac{\text{g}}{\text{mg COD}} \right)^{1,4099}$$

La riduzione di COD nelle prove non è stata alta, e ciò può suggerire la presenza nel refluo da trattare di una componente non adsorbibile di entità notevolmente pari al valore residuo per i massimi dosaggi di carbone.

- Si assume assenza di attività biologica, per il calcolo della durata del CA.
- Capacità di adsorbimento del carbone in equilibrio con la concentrazione influente:

$$q_e = \left(\frac{X}{M}\right)_e = k_F \cdot C_e^{\frac{1}{n}} = 1,34 \cdot 70^{1,4099} = 535 \frac{\text{mg COD}_{\text{ads}}}{\text{g GAC}}$$

- Tono di utilizzo del carbone attivo:

$$\text{AUR} = \frac{C_0 - C_e}{\left(\frac{X}{M}\right)_e} = \frac{70 - 20}{535} = 0,093 \frac{\text{kg GAC}}{\text{m}^3 \text{ REFLUO}}$$

- Volume del refluo complessivamente trattabile

$$V_{\text{RT}} = \frac{n_e \cdot M_{\text{GAC}}}{\text{AUR}} = \frac{4 \cdot 12'152 \text{ kg GAC}}{0,093 \frac{\text{kg GAC}}{\text{m}^3 \text{ REFLUO}}} = 522'667 \text{ m}^3$$

- Volume trattabile da ogni area:

$$(V_{\text{RT}})_e = \frac{V_{\text{RT}}}{n_e} = \frac{522'667 \text{ m}^3}{4} = 130'667 \text{ m}^3 \left(\equiv \frac{M_{\text{GAC}}}{\text{AUR}} \right)$$

- Durata del carbone attivo:

$$t_{\text{GAC}} = \frac{V_{\text{RT}}}{Q_0} = \frac{522'667 \text{ m}^3}{5'200 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 100,5 \text{ d}$$

- Durata del 1° stadio di tutte le aree:

$$t_{\text{RS}} = \frac{\frac{(V_{\text{RT}})_e}{n_s}}{\frac{Q_0}{n_s}} = \frac{\frac{130'667 \text{ m}^3}{2}}{\frac{5'200 \text{ m}^3}{4}} = 50,25 \text{ d}$$

18.2 P. 516 PRODUZIONE FANGO - FLOCCULAZIONE CHIMICA

Determinare la produzione di fango in un impianto di flocculazione linea degli scarichi di una segheria di marmo ($q = 400 \text{ m}^3/\text{d}$). Secondo le indicazioni ottenute in laboratorio (jar test), il tenore di solidi sospesi può essere ridotto da 420 a 25 mg/l dosando 60 mg/l di $\text{Al}(\text{OH})_3$ e mantenendo il pH a 7,2, con aggiunta di calce $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Si ricorda che l'azione del sulfato di alluminio si esplica attraverso la formazione di fiocchi di idrato di alluminio $\text{Al}(\text{OH})_3$ che si producono sulla base della reazione (mantiene conto dell'acqua di idratazione):



Per le concentrazioni migliori, il sulfato di calcio non precipita e viene tutta allontanata in soluzione ed è effluente. Viceversa, l'idrato di alluminio, per le condizioni di pH prescelte, può essere considerato insolubile.

Valutare la produzione di fango \Rightarrow conteggiare i solidi sospesi rimasti dall'acqua oltre che l'idrato di alluminio prodotto.

- Idrato di alluminio ($2 \text{ Al}(\text{OH})_3$): se ne producono 2 moli per 1 mole di $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$$M_{W \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} = 342 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$M_{W \text{Al}(\text{OH})_3} = 78 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$\Rightarrow 1 \text{ mol Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 2 \text{ mol Al}(\text{OH})_3$$

$$\Rightarrow 342 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 2 \cdot 78 \frac{\text{g Al}(\text{OH})_3}{\text{mol}} = 156 \text{ g Al}(\text{OH})_3$$

Quantità di ole virizzata:

$$q_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} = q \cdot d_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} = 400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 60 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} = 24000 \frac{\text{g}}{\text{d}} = 24 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Produzione di idrato di alluminio conseguente:

$$\Delta M_{\text{Al}(\text{OH})_3} = q_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} \cdot \frac{156 \text{ g Al}(\text{OH})_3}{342 \text{ g Al}_2(\text{SO}_4)_3} = 24 \frac{\text{kg Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\text{d}} \cdot \frac{156}{342} = 10,95 \frac{\text{kg Al}(\text{OH})_3}{\text{d}}$$

- Solidi sospesi rimasti:

$$\Delta M_{\text{SS}} = (\text{SS}_{\text{in}} - \text{SS}_{\text{out}}) \cdot q = (420 - 25) \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} = \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ g}} = 158 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

- Produzione totale di fango su base secca:

$$\Delta M = \Delta M_{\text{SS}} + \Delta M_{\text{Al}(\text{OH})_3} = 158 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 10 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 168,95 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

- Si può ottenere lo stesso risultato direttamente:

$$\Delta M = q \cdot \left[d_f \cdot \frac{n_i \cdot M_{W_i}}{n_f \cdot M_{W_f}} + \eta_f \cdot \text{SS}_{\text{in}} \right] =$$

$$= 400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \left[60 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{2 \cdot 78 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{1 \cdot 342 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} + \frac{420 - 25}{420} \cdot 420 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \right] = 168,95$$

19.1 P. 530 ISPESSITORE A GRAVITÀ - DIMENSIONARE

Ispezzatore a gravità alimentato con una portata di fanghi misti freschi $q_0 = 120 \text{ m}^3/\text{d}$. L'umidità in ingresso è 0,96; quella in uscita 0,94.

Il summatante ha un contenuto di SS_{SUR} = 0,3 g/l.

Si richiede il dimensionamento dell'ispezzatore ed il calcolo della portata dei fanghi ispezzati e del summatante.

Si assume in via approssimativa una densità dei fanghi in ingresso $\rho_{IN} = 1000 \text{ kg/m}^3$.

Siccità dei fanghi in ingresso e ispezzati

$$s_{IN} = 1,00 - u_{IN} = 1,00 - 0,96 = 0,04$$

$$s_{ISP} = 1,00 - u_{ISP} = 1,00 - 0,94 = 0,06$$

=> Concentrazione di SS dei fanghi in ingresso e ispezzati:

$$SS_{IN} = 40 \text{ g/l}$$

$$SS_{ISP} = 60 \text{ g/l}$$

Carico di sostanza secca alimentata:

$$C_{SSIN} = SS_{IN} \cdot q_0 = 40 \frac{\text{g}}{\text{l}} \cdot 120 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1000}{\text{m}^3} = 4800 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}$$

Si assume un carico applicabile: $FS = 60 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^2 \text{d}}$ → TAB. 19.2

Si assume una profondità utile della vasca: $H = 4 \text{ m}$

Calcolo la superficie dell'ispezzatore:

$$A_{ISP} = \frac{C_{SS}}{FS} = \frac{4800 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}}{60 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^2 \text{d}}} = 80 \text{ m}^2$$

Volume:

$$V_{ISP} = H \cdot A_{ISP} = 4 \text{ m} \cdot 80 \text{ m}^2 = 320 \text{ m}^3$$

Tempo di permanenza medio:

$$T_{ISP} = \frac{V_{ISP}}{q_0} = \frac{320 \text{ m}^3}{120 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 2,67 \text{ d}$$

Per calcolare la portata ^{in uscita} dei fanghi, in prima approssimazione trascurare le perdite di SS col summatante.

Portata di fango ispezzato:

$$q_{ISP} = \frac{C_{SS}}{SS_{ISP}} = \frac{4800 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}}{60 \frac{\text{g}}{\text{l}}} = 80 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Portata di summatante

$$q_{SUR} = q_0 - q_{ISP} = 120 - 80 = 40 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Trascurare le perdite di SS con il summatante da un'ipotesi non significativa. Il calcolo preciso si basa sul bilancio:

$$C_{SS} = q_{ISP} \cdot SS_{ISP} + (q_0 - q_{ISP}) \cdot SS_{SUR}$$

$$\Rightarrow \text{Si ricava: } q_{ISP} = 79,80 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad q_{SUR} = 40,20 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

DIMENSIONAMENTO CON ARRESTO DEI SISTEMI DI AERAZIONE, ISPESIMENTO
SIMULTANEO E SCARICO DI SURMANTIE

Quantità su base secca di fango stabilizzato:

$$\begin{aligned}\Delta M_{STAB} &= \Delta M_{FFNU} + \Delta M_V (1-x) = \Delta M_{FF} \cdot (1-SV_{FF}) + \Delta M_{FF} \cdot SV_{FF} \cdot (1-x) = \\ &= 1050 \frac{\text{kgss}}{\text{d}} (1-0,68) + 1050 \frac{\text{kgss}}{\text{d}} \cdot 0,68 \cdot (1-0,33) = 814,4 \frac{\text{kgss}}{\text{d}}\end{aligned}$$

Quantità di fango (su base secca) da mantenere nella vasca di stab. e. z. z.:

$$M_{STAB} = SFR_{STAB} \cdot \Delta M_{STAB} = 16,14 \text{ d} \cdot 814,4 \frac{\text{kgss}}{\text{d}} = 13.144 \text{ kgss}$$

Siccità nella vasca di stabilizzazione:

$$S_{STAB} = 1 - U_{STAB} = 1 - 0,975 = 0,025$$

$$\Rightarrow \text{Concentrazione di solidi sospesi: } X_{STAB} = 25 \frac{\text{kgss}}{\text{m}^3}$$

Volume di stabilizzazione:

$$V_{STAB} = \frac{M_{STAB}}{X_{STAB}} = \frac{13.144 \text{ kgss}}{25 \frac{\text{kgss}}{\text{m}^3}} = 526 \text{ m}^3$$

\(\Rightarrow\) evidente vantaggio di volume, rispetto all'alternativa 1.

Rapporto SSV/SS nel fango stabilizzato:

$$SV_{STAB} = \frac{\Delta M_{FF} \cdot SV_{FF} \cdot (1-x)}{\Delta M_{STAB}} = \frac{814,4 \frac{\text{kgss}}{\text{d}} \cdot 0,68 \cdot (1-0,33)}{814,4 \frac{\text{kgss}}{\text{d}}} = 0,59$$

Senza ispessimento simultaneo:

Portata di fango stabilizzato = portata di fango dnenato

\(\Rightarrow\) Concentrazione di SS dopo stabilizzazione:

$$X_{STAB} = \frac{\Delta M_{STAB}}{Q_{FF}} = \frac{814,4 \frac{\text{kgss}}{\text{d}}}{58,33 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 13,96 \frac{\text{kgss}}{\text{m}^3}$$

$$S_{STAB} = 0,014$$

$$\Rightarrow \text{Umidità} = 0,986$$

\(\Rightarrow\) Fango meno umido di quello dnenato, essendo prodotto una parziale rimozione dei solidi volatili in presenza della stessa quantità d'acqua.

20.3 P. 548 FANGHI - STABILIZZAZIONE ANAEROBICA

Impianto a fanghi attivi, con sedimentazione primaria, a ricevimento di 28'000 AE per una produzione di fango misto fresco (su base secca) di $\Delta M_{FF} = 1650 \text{ Kgss/d}$, con rapporto SSV/SS $SV_{FF} = 0,72$ e umidità $U_{FF} = 0,97$.

Si richiede il calcolo del volume del digestore anaerobico freddo, assumendo $SRT_{DIG} = 90 \text{ d}$, $U_{DIG} = 0,94$ e una riduzione di solidi volatili nel digestore $r = 0,45$.

Si assume densità del fango fresco unitaria. $\gamma_{FF} = 1 \frac{\text{kg}}{\text{e}}$
Portata di fango fresco:

$$Q_{FF} = \frac{\Delta M_{FF}}{\gamma_{FF} (1 - U_{FF})} = \frac{1650 \frac{\text{Kgss}}{\text{d}}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{e}} (1 - 0,97) \cdot \frac{10^3}{1 \text{ m}^3}} = 55 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Produzione di fango digerito su base secca (suma la componente volatile e non volatile):

$$\begin{aligned} \Delta M_D &= \Delta M_{FFNV} + \Delta M_{FFV} (1 - r) = \Delta M_{FF} (1 - SV_{FF}) + \Delta M_{FF} \cdot SV_{FF} \cdot (1 - r) = \\ &= 1650 \frac{\text{kgss}}{\text{d}} \cdot (1 - 0,72) + 1650 \frac{\text{kgss}}{\text{d}} \cdot 0,72 \cdot (1 - 0,45) = 1115 \frac{\text{kgss}}{\text{d}} \end{aligned}$$

Portata di fango digerito

$$Q_D = \frac{\Delta M_D}{\gamma_D (1 - U_D)} = \frac{1115 \frac{\text{kgss}}{\text{d}}}{1000 \frac{\text{kg}}{\text{e}} \cdot (1 - 0,94)} = 18,58 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Volume digestore:

$$\begin{aligned} V_{DIG} &= \left[Q_{FF} - \frac{2}{3} \cdot (Q_{FF} - Q_D) \right] \cdot SRT_{DIG} = \\ &= \left[55 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} - \frac{2}{3} \left(55 - 18,58 \right) \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right] \cdot 90 \text{ d} = 2765 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume precipite del digestore:

$$V_{PC} = \frac{V_{DIG}}{AE} = \frac{2765 \text{ m}^3}{28000 \text{ AE}} = 99 \frac{\text{e}}{\text{AE}}$$

Carico volumetrico applicato:

$$C_{SSV} = \frac{(\Delta M_{FF})_V}{V_{DIG}} = \frac{SV_{FF} \cdot \Delta M_{FF}}{V_{DIG}} = \frac{0,72 \cdot 1650 \frac{\text{kgss}}{\text{d}}}{2765 \text{ m}^3} = 0,43 \frac{\text{kgssv}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

20.5 P. 550 FANGO - STABILIZZAZIONE AMERO

Ripetere il dimensionamento precedente, nel caso di impianto completo di fase biologica, ammettendo un apporto unitario di $SS = 67 \text{ g}_{SS}/\text{AE} \cdot \text{d}$, di cui $SV = 47 \text{ g}_{SSV}/\text{AE} \cdot \text{d}$ e un'umidità iniziale $U_{FF} = 0,96$

Produzione di fango fresco su base secca:

$$\Delta M_{FF} = SS \cdot AE = 67 \frac{\text{g}_{SS}}{\text{AE} \cdot \text{d}} \cdot 45'000 \text{ AE} = 3'015 \frac{\text{kg}_{SS}}{\text{d}}$$

Produzione di fango fresco, su base secca volatile:

$$(\Delta M_{FF})_V = SV \cdot AE = 47 \frac{\text{g}_{SSV}}{\text{AE} \cdot \text{d}} \cdot 45'000 \text{ AE} = 2'115 \frac{\text{kg}_{SSV}}{\text{d}}$$

Portata di fango fresco:

$$Q_{FF} = \frac{\Delta M_{FF}}{q_{FF} \cdot (1 - U_{FF})} = \frac{3'015 \frac{\text{kg}_{SS}}{\text{d}}}{1'000 \frac{\text{kg}}{\text{e}} \cdot (1 - 0,96)} = 75,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Si ammette un carico volumetrico:

$$c_{SSV} = 1,2 \frac{\text{kg}_{SSV}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Volume del digestore

$$V_{diger} = \frac{(\Delta M_{FF})_V}{c_{SSV}} = \frac{2'115 \frac{\text{kg}_{SSV}}{\text{d}}}{1,2 \frac{\text{kg}_{SSV}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}} = 1'762,5 \text{ m}^3$$

Tempo di residenza idraulica apparente:

$$HRT = \frac{V_{diger}}{Q_{FF}} = \frac{1'762,5 \text{ m}^3}{75,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 23,4 \text{ d}$$

Volume ricoperte:

$$V_{R} = \frac{V_{diger}}{AE} = \frac{1'762,5 \text{ m}^3}{45'000 \text{ AE}} = 39,2 \frac{\text{e}}{\text{AE}}$$

20.7 P. 559 ANAERO - PRODUZIONE BIOGAS

Un digestore anaerobico mesofilico è alimentato con il fango di supero pre-inspessito derivante da un trattamento biologico con età del fango pari a 12 d, direttamente applicato in assenza di acidificazione primaria. Sono noti:

- $AE = 78'000 \text{ ab}$ → popolazione servita
- $q_{FF} = 155 \text{ m}^3/\text{d}$ → portata di fango fresco
- $SSV_{in} = 22 \text{ g}_{SSV}/\text{e}$ → concentrazione di solidi volatili in ingresso
- $G_{GAS} = 0,6 \frac{\text{Nm}^3}{\text{Kg}_{SSV, \text{in}}}$ → produzione specifica di biogas del fango
- $f_d = 0,30$ → frazione biodegradabile dei fanghi biologici

Assumendo il digestore completamente miscelato avente $HRT = SRT = 25 \text{ d}$, e considerando una costante cinetica di idrolisi $k = 0,15 \text{ d}^{-1}$, si trova la produzione di biogas anaerobico.

Produzione anaerobica:

$$\begin{aligned}
 q_{GAS} &= G_{GAS} \cdot f_d \cdot \left(1 - \frac{1}{1 + k \cdot SRT}\right) \cdot q_{FF} \cdot SSV_{in} = \\
 &= 0,6 \frac{\text{Nm}^3}{\text{Kg}_{SSV, \text{in}}} \cdot 0,30 \cdot \left(1 - \frac{1}{1 + 0,15 \frac{1}{\text{d}} \cdot 25}\right) \cdot 155 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 22 \frac{\text{g}_{SSV}}{\text{e}} = \\
 &= 484 \frac{\text{Nm}^3}{\text{d}}
 \end{aligned}$$

Produzione unitaria:

$$q_{PC} = \frac{q_{GAS}}{AE} = \frac{484 \frac{\text{Nm}^3}{\text{d}}}{78'000 \text{ ab}} = 6,2 \frac{\text{e}}{\text{ab} \cdot \text{d}}$$

20.9 P. 562 ANIERO - SURMANTRE - SOVRACCARICO LINEA ACQUE

Con riferimento al digestore del 20.8, calcolare il contributo del surmatante alla concentrazione media di BOD e TKN nella linea acque, rispettivamente in termini di sovraccarico in denitrificazione, nel caso di nitrificazione nella sezione di ingresso, e di peggioramento della qualità dello scarico, nel caso di diretta immissione nella sezione di uscita.

Sono note la portata e le concentrazioni in entrata e in uscita nella linea acque in assenza di ricircolo:

$$q_0 = 28.800 \text{ m}^3/\text{d} \quad \text{BOD}_{in} = 175 \text{ ng/l} \quad \text{BOD}_{out} = 20 \text{ ng/l}$$

$$\text{TKN}_{in} = 28 \text{ ng/l} \quad \text{TKN}_{out} = 5 \text{ ng/l}$$

Concentrazioni del surmatante, in ammontare:

$$q_{sur} = 125 \text{ m}^3/\text{d} \quad \text{BOD}_{sur} = 3 \text{ g/l} \quad \text{TKN}_{sur} = 0,6 \text{ g/l}$$

Le concentrazioni risultanti dalla miscelazione dei 2 flussi:

• Iniezione nella sezione d'ingresso:

$$\text{BOD}_{in}^* = \frac{\text{BOD}_{in} \cdot q_0 + \text{BOD}_{sur} \cdot q_{sur}}{q_0 + q_{sur}} = \frac{175 \cdot 28.800 + 3.000 \cdot 125}{28.800 + 125} = 187,2 \text{ ng/l}$$

$$\text{TKN}_{in}^* = \frac{\text{TKN}_{in} \cdot q_0 + \text{TKN}_{sur} \cdot q_{sur}}{q_0 + q_{sur}} = \frac{28 \cdot 28.800 + 600 \cdot 125}{28.800 + 125} = 30,5 \text{ ng/l}$$

• Iniezione diretta nella sezione di uscita:

$$\text{BOD}_{out}^* = \frac{\text{BOD}_{out} \cdot q_0 + \text{BOD}_{sur} \cdot q_{sur}}{q_0 + q_{sur}} = \frac{20 \cdot 28.800 + 3.000 \cdot 125}{28.800 + 125} = 32,9 \text{ ng/l}$$

$$\text{TKN}_{out}^* = \frac{\text{TKN}_{out} \cdot q_0 + \text{TKN}_{sur} \cdot q_{sur}}{q_0 + q_{sur}} = \frac{5 \cdot 28.800 + 600 \cdot 125}{28.800 + 125} = 7,6 \text{ ng/l}$$

Sovraccarichi:

- Ricircolo in Tenta alla linea acque:

$$\text{SOV}_{\text{BOD}_{in}} = \frac{\text{BOD}_{in}^* - \text{BOD}_{in}}{\text{BOD}_{in}} = \frac{187,2 - 175}{175} = 0,069 \sim 7\%$$

$$\text{SOV}_{\text{TKN}_{in}} = \frac{\text{TKN}_{in}^* - \text{TKN}_{in}}{\text{TKN}_{in}} = \frac{30,5 - 28}{28} = 0,089 \sim 9\%$$

- Iniezione diretta nello scarico:

$$\text{SOV}_{\text{BOD}_{out}} = \frac{\text{BOD}_{out}^* - \text{BOD}_{out}}{\text{BOD}_{out}} = \frac{32,9 - 20}{20} = 0,645 \sim 65\%$$

$$\text{SOV}_{\text{TKN}_{out}} = \frac{\text{TKN}_{out}^* - \text{TKN}_{out}}{\text{TKN}_{out}} = \frac{7,6 - 5}{5} = 0,52 \sim 52\%$$

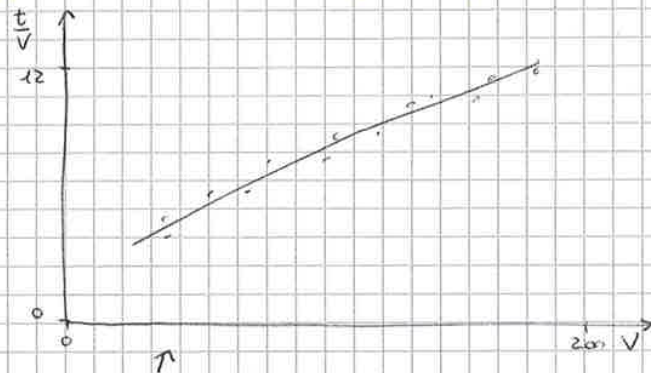
24,1 P. 599 SRF - RESISTENZA SPECIFICA A FILTRAZIONE

Utilizzando imbuto di Büchner viene condotta una prova di filtrazione su un campione di 200 ml di fango nelle seguenti condizioni:

- Concentraz di SS nel fango da filtrare = 45,3 g/l
- Concentraz di SS nel filtrato = 1,8 g/l
- Depressione applicata: $\Delta p = 49 \text{ kPa}$
- Superficie del filtro: $A = 40 \text{ cm}^2$
- Temperatura del fango: $T = 16^\circ\text{C}$
- Viscosità del filtrato: $\mu = 0,0112 \text{ P}$

Condensato in fase di avviamento, si riscontrano le seguenti produzioni di filtrato

t [s]	v [ml]	$\frac{t}{v} \left[\frac{\text{s}}{\text{ml}} \right]$
60	20	3,00
120	31	3,87
180	43	4,19
300	60	5,00
600	87	6,90
900	112	8,04
1200	132	9,09
1500	150	10,00
1800	166	10,84



I risultati sono riportati su un piano $(t/v, v)$

Retta d'interpolazione: minimi quadrati,

$$\Rightarrow \text{coeff. angolare} = 0,0536 \cdot 10^{12} \frac{\text{s}}{\text{ml}} = m$$

Quantità in peso dei solidi presenti inizialmente nel fango:

$$S_{in} = V_{in} \cdot SS_{in} = 0,200 \text{ l} \cdot 45,3 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 9,06 \text{ g}$$

Quantità in peso dei solidi presenti nel filtrato al termine della prova:

(dopo 1800 s):

$$S_{out} = V_{out} \cdot SS_{out} = 0,166 \text{ l} \cdot 1,8 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 0,3 \text{ g}$$

Quantità in peso dei solidi trattenuti:

$$\Delta S = S_{in} - S_{out} = 9,06 - 0,3 = 8,76 \text{ g}$$

Rapporto tra il peso secco dei solidi trattenuti ed il volume filtrato:

$$p_f = \frac{\Delta S}{V_{out}} = \frac{8,76 \text{ g}}{0,166 \text{ l}} = 52,77 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

Conversione viscosità: $\mu = 0,0112 \text{ P} = 0,00112 \text{ Pa} \cdot \text{s}$

Resistenza specifica alla filtrazione:

$$\begin{aligned} \text{SRF} &= \frac{2 \cdot m \cdot A^2 \cdot \Delta p}{\mu \cdot p_f} = \frac{2 \cdot 0,0536 \cdot 10^{12} \frac{\text{s}}{\text{ml}} \cdot (40 \cdot 10^{-4})^2 \text{ m}^2 \cdot 49.000 \text{ Pa}}{0,00112 \text{ Pa} \cdot \text{s} \cdot 52,77 \frac{\text{g}}{\text{l}}} \\ &= 1,42 \cdot 10^{12} \text{ m/kg} \end{aligned}$$

Volume del fango deidratato, al termine del ciclo di filtrazione:

$$V_{FP} = \frac{\Delta M_{con}}{n_1 \cdot n_2 \cdot \rho_{sol} \cdot (1 - U_{ms})} = \frac{19'625 \frac{kg_{ss}}{d}}{2 \cdot 4 \cdot 1,12 \frac{kg_{ss}}{e} \cdot (1 - 0,62)} = 5'764 e$$

dove: $n_1 = 2$ → Numero di macchine previsto

$n_2 = 4$ → Numero di cicli giornalieri previsto

Si adottano filtri con volume unitario delle camere $V_{un} = 60 e$

Numero di camere che deve avere ciascuna macchina:

$$n_c = \frac{V_{FP}}{V_{un}} = \frac{5'764 e}{60 e} = 96$$

⇒ Si adottano due macchine ciascuna con $n_{cc} = 100$ piastre, ciascuna con una superficie filtrante di $S_{un} = 1,91 m^2$ per lato.

Superficie complessiva delle tele per ogni macchina:

$$S_m = S_{un} \cdot n_{cc} \cdot 2 = 1,91 m^2 \cdot 100 \cdot 2 = 382 m^2$$

Peso di sostanza secca alimentata per ogni ciclo:

$$\Delta M_{AL} = \frac{\Delta M_{con}}{n_1 \cdot n_2} = \frac{19'625 \frac{kg_{ss}}{d}}{2 \cdot 4} = 2'453 \frac{kg_{ss}}{ciclo}$$

Capacità di filtrazione:

$$c = \frac{\Delta M_{AL}}{S_m \cdot t_{eff}} = \frac{2'453 \frac{kg_{ss}}{ciclo}}{382 m^2 \cdot 2,25 \frac{h}{ciclo}} = 2,85 \frac{kg_{ss}}{m^2 \cdot h}$$

↓

Rientra nei limiti richiesti, per questo tipo di fango

$$\downarrow \text{ Range: } 2,5 \div 4 \frac{kg_{ss}}{m^2 \cdot h}$$

Portata annua di fango liquido alimentata ai Petti:

$$Q_{STAB} = AB \cdot \frac{\Delta M_{STAB}}{\gamma_F \cdot (1-u)} = 800 \text{ ab} \cdot \frac{16 \cdot 12 \frac{\text{Kgss}}{\text{ab} \cdot \text{y}}}{1000 \cdot (1-0,97)} = 430 \frac{\text{m}^3}{\text{y}}$$

Si assume una spessore di fango liquido alimentato annuo sui Petti: $H_F = 3,2 \text{ m/y}$

Superficie complessiva dei Petti:

$$A_e = \frac{Q_{STAB}}{H_F} = \frac{430 \frac{\text{m}^3}{\text{y}}}{3,2 \frac{\text{m}}{\text{y}}} = 134 \text{ m}^2$$

Superficie unitaria dei Petti:

$$A_{un} = \frac{A_e}{AB} = \frac{134 \text{ m}^2}{800 \text{ ab}} = 0,17 \frac{\text{m}^2}{\text{ab}}$$

$$A'_{un} = \frac{1}{A_{un}} = 5,9 \frac{\text{ab}}{\text{m}^2}$$

1,8 P.21 SOLUBILITÀ composti

Si calcoli la solubilità del CaF_2 e del BaSO_4 alla temperatura di 25°C , conoscendone i valori: $(K_{sp})_{\text{CaF}_2} = 3 \cdot 10^{-11}$ e $(K_{sp})_{\text{BaSO}_4} = 1 \cdot 10^{-10}$

• CaF_2

Indico con S la concentrazione molare a saturazione dello ione Ca^{2+}

\Rightarrow concentrazione dello ione $\text{F}^- \rightarrow 2S$

Prodotto di solubilità:

$$K_{sp} = [\text{Ca}^{2+}][\text{F}^-]^2 \Rightarrow 3 \cdot 10^{-11} = S \cdot (2S)^2 \Rightarrow 4S^3 = 3 \cdot 10^{-11}$$

$$\Rightarrow S = \sqrt[3]{\frac{3}{4} \cdot 10^{-11}} = 1,96 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{e}}$$

Nota:

$$AW_{\text{Ca}} = 40 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$AW_{\text{F}} = 19 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$\Rightarrow [\text{CaF}_2]_{\text{SATURAZIONE}} = S \cdot MW_{\text{CaF}_2} = 1,96 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{e}} \cdot (40 + 2 \cdot 19) \frac{\text{g}}{\text{mol}} = \frac{10^3 \text{mg}}{1\text{g}} =$$

$$= 15,28 \frac{\text{mg}}{\text{e}}$$

• BaSO_4

Indico con S la concentrazione molare a saturazione di Ba^{2+} e di SO_4^{2-}

Prodotto di solubilità:

$$K_{sp} = [\text{Ba}^{2+}][\text{SO}_4^{2-}] \Rightarrow 1 \cdot 10^{-10} = S \cdot S$$

$$\Rightarrow S = \sqrt{1 \cdot 10^{-10}} = 1 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{e}}$$

Nota:

$$AW_{\text{Ba}} = 137 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$AW_{\text{S}} = 32 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$AW_{\text{O}} = 16 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$\Rightarrow [\text{BaSO}_4] = S \cdot MW_{\text{BaSO}_4} = 1 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{e}} \cdot (32 + 137 + 4 \cdot 16) \frac{\text{g}}{\text{mol}} = \frac{10^3 \text{mg}}{1\text{g}} =$$

$$= 2,33 \text{ mg/l e}$$

1.10 P.27 SOLUBILITÀ O_2 e N_2

Calcolare la solubilità a saturazione dell'ossigeno e dell'azoto in acqua esposta all'aria alla pressione di 1 atm ed alla $T=10^\circ C$. Si supponga che l'aria sia composta per il 79% da azoto e per il 21% da ossigeno (in volume).

Si trascuri la tensione di vapore dell'acqua, che per $T=10^\circ C$ vale $\approx 0,04$ atm.

Pressioni parziali risultano: $P_{N_2} = 0,79$ e $P_{O_2} = 0,21$.

Da tabella: $H_{N_2} = 6,68 \cdot 10^4$ atm

$H_{O_2} = 3,27 \cdot 10^4$ atm

Frazioni molari a saturazione:

$$X_{N_2} = \frac{P_{N_2}}{H_{N_2}} = \frac{0,79 \text{ atm}}{6,68 \cdot 10^4 \text{ atm}} = 11,83 \cdot 10^{-6}$$

$$X_{O_2} = \frac{P_{O_2}}{H_{O_2}} = \frac{0,21 \text{ atm}}{3,27 \cdot 10^4 \text{ atm}} = 6,42 \cdot 10^{-6}$$

Concentrazioni a saturazione in mol/litro:

$$n_{N_2} = 55,6 \cdot X_{N_2} = 55,6 \cdot 11,83 \cdot 10^{-6} = 6,58 \cdot 10^{-4} \text{ mol/l}$$

$$n_{O_2} = 55,6 \cdot X_{O_2} = 55,6 \cdot 6,42 \cdot 10^{-6} = 3,57 \cdot 10^{-4} \text{ mol/l}$$

Concentrazioni in mg/l:

$$C_{N_2} = n_{N_2} \cdot MW_{N_2} = 6,58 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 28 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot \frac{10^3 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 18,42 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

$$C_{O_2} = n_{O_2} \cdot MW_{O_2} = 3,57 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{l}} \cdot 32 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot \frac{10^3 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 11,42 \frac{\text{mg}}{\text{l}}$$

Popolazione equivalente complessivamente completa di depurazione:

$$P_{TOT} = P_{RES} + P_{IND} = 10.200 + 3.542 = 13.742 \text{ AE}$$

Se la concentrazione limite di BOD fosse stata applicata indistintamente a tutti gli scarichi industriali (anche a quelli che non producono inquinato organico), si sarebbero evitate enormemente oneri veterinari:

$$B'_b = BOD_{Lim} \cdot Q_{NON\ ORG} = 250 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 1250 = 312.500 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

$$P' = \frac{B'_b}{b} = \frac{312.500 \frac{\text{g}}{\text{d}}}{60 \frac{\text{g}}{\text{ab d}}} = 5.208 \text{ AE}$$

Portata massima di tempo secco:

$$q_{MAX} = (q_{MAX})_c + (q_{MAX})_i = 1903 + 1108 = 3011 \frac{m^3}{h}$$

• PORTATA DI CALCOLO

Apparato civile:

$$\begin{aligned} (q_c)_c &= (q_{24})_c \cdot \left[2,00 - 0,14 \cdot P_n \left(\frac{P}{1000} \right) \right] = \\ &= 693 \frac{m^3}{h} \cdot \left[2,00 - 0,14 \cdot P_n \left(\frac{65000}{1000} \right) \right] = 981 \frac{m^3}{h} \end{aligned}$$

Apparato industriale:

$$(q_c)_i = (q_{MAX})_i = 1108 \frac{m^3}{h}$$

Portata di calcolo:

$$q_c = (q_c)_c + (q_c)_i = 981 + 1108 = 2089 \frac{m^3}{h}$$

5.1 P.135 DISECCABBIATORE - SEZIONE STRETTA

Dimensionare la sezione ristretta di un dissabbiatore a sezione rettangolare di larghezza $e_0 = 1,5 \text{ m}$ in cui la portata varia nell'intervallo $80 - 450 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$.

Per $v_0 = 0,30 \text{ m/s}$, la quota dell'acqua nel dissabbiatore risulta, per la portata

max e la portata min:

$$(h_0)_{\min} = \frac{q_{\min}}{v_0 \cdot e_0} = \frac{80 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ m}^3}}{0,30 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 1,5 \text{ m}} = 0,178 \text{ m}$$

$$(h_0)_{\max} = \frac{q_{\max}}{v_0 \cdot e_0} = \frac{450 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ m}^3}}{0,30 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 1,5 \text{ m}} = 1,00 \text{ m}$$

Parte inferiore della sezione di controllo: forma rettangolare

Altezza di corrente nella sezione ristretta:

$$k_{\min} = \frac{(h_0)_{\min} + c}{2} = \frac{0,178 \text{ m}}{2} + \frac{(0,30 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \cdot 9,81} = 0,0936 \text{ m}$$

dove $c = \frac{v^2}{2g} \rightarrow$ altezza critica

Area della parte inferiore della sezione di controllo:

$$(A_c)_{\min} = 2e \sqrt{c(k-c)} = 2 \cdot 1,5 \text{ m} \cdot \sqrt{0,0046 \cdot (0,0936 - 0,0046)} = 0,0607 \text{ m}^2$$

Larghezza del rettangolo della base:

$$e_b = \frac{(A_c)_{\min}}{k_{\min}} = \frac{0,0607 \text{ m}^2}{0,0936 \text{ m}} = 0,648 \text{ m}$$

In corrispondenza dell'altezza k_{\min} , la sezione presenta un brusco restringimento, fino al valore $(e_c)_{\min}$:

$$(e_c)_{\min} = \frac{e_0 \sqrt{c}}{\sqrt{k_{\min} - c}} = \frac{1,5 \text{ m} \cdot \sqrt{0,0046}}{\sqrt{0,0936 - 0,0046}} = 0,341 \text{ m}$$

6.2 P.152 SEDIMENTAZIONE: RENDIMENTO

Si consideri una sospensione di materiale granuloso. Si indichi il rendimento di sedimentazione in una vasca alimentata con un corso idraulico di $z \frac{m}{h}$. Dopo aver ottenuto per evaporazione dell'acqua il residuo totale (a 105°C), viene determinata la distribuzione granulometrica delle particelle mediante stivatura con dimensioni di maglia progressivamente decrescenti. Si ottiene per ogni classe di diametro d la % in peso di materiale trattenuto (Δz).

Ammettendo densità dei solidi nota e uniforme, si calcola il valore della velocità di sedimentazione:

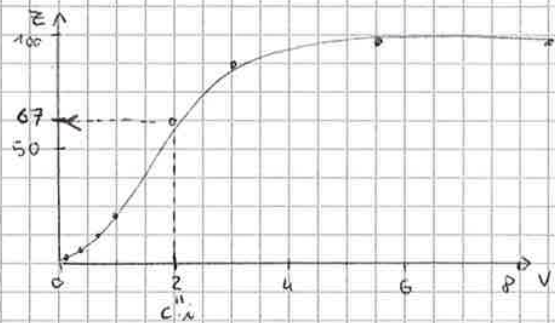
$$v = \frac{g(P_s - P) \cdot d^2}{18\mu}$$

per ciascuna frazione

d [mm]	0,15	0,12	0,09	0,07	0,05	0,04	0,02	0,01
Δz [% %]	0	3	8	24	45	11	8	1
v [m/h]	8,82	5,64	3,18	1,92	0,98	0,63	0,16	0,04

I risultati sono rappresentati nel diagramma:

- Ascisse = v [m/h]
- Ordinate = z = frazione cumulata
- => Per ciascun valore di v è riportata la frazione in peso dei solidi cui compete una velocità di sedimentazione minore di v .



Al valore di $c.i. = 2 \text{ m/h} \Rightarrow$ corrisponde $z = 0,67$

$\Rightarrow 1 - z = 0,33 \Rightarrow$ il 33% delle particelle hanno una velocità di sedimentazione maggiore di $c.i.$

\Rightarrow il 33% delle particelle sedimenta sicuramente.

Il 67% delle particelle ha una v di sedimentazione, quindi di esse sedimenta la frazione:

$$p = \frac{1}{c.i.} \int_0^{c.i.} v \cdot dz$$

Si può ricavare tale quantità suddividendo la frazione z in intervalli regolari (es. 4%) e ricavando proficua la v media di sedimentazione per ciascun intervallo:

z	v [m/h]	z	v [m/h]	z	v [m/h]
0-4	0,22	24-28	1,10	48-52	1,56
4-8	0,47	28-32	1,18	52-56	1,64
8-12	0,67	32-36	1,25	56-60	1,73
12-16	0,82	36-40	1,33	60-64	1,83
16-20	0,93	40-44	1,40	64-68	1,95
20-24	1,02	44-48	1,48		