

Esempi di dimensionamento degli impianti di depurazione

ABILITÀ COGNITIVE

- Descrivere il significato delle principali variabili operative degli impianti trattamento acque e trattamento fanghi.

ABILITÀ PRATICHE

- Effettuare calcoli di dimensionamento di massima degli impianti di depurazione.

ESEMPI DI DIMENSIONAMENTO DEGLI IMPIANTI DI DEPURAZIONE

1 VALUTAZIONE DELLE PORTATE

La depurazione biologica delle acque di scarico deve essere considerata uno dei campi di applicazione più importanti delle biotecnologie. Infatti, grazie all'azione di particolari microrganismi, posti nelle condizioni ottimali, è possibile trasformare le sostanze biodegradabili contenute nelle acque di scarico, consentendo così lo smaltimento delle acque nei corpi idrici naturali.

Il ciclo di trattamento delle acque reflue può essere visto, analogamente ai cicli produttivi dell'industria di processo, come una successione di operazioni unitarie e processi unitari. Tuttavia l'approccio alla progettazione si è sviluppato, nel corso del '900, in maniera autonoma rispetto ai metodi dell'ingegneria chimica. Solo negli ultimi decenni le equazioni di bilancio di materia ed energia e le equazioni che descrivono la cinetica delle reazioni biologiche compaiono nei lavori di ricerca, mentre i manuali tecnici sulla depurazione utilizzano ancora, in larga misura, equazioni tradizionali.

Stima
delle portate
da trattare

La stima della portata da sottoporre a trattamento rappresenta il parametro di partenza nei calcoli di dimensionamento degli impianti di depurazione.

Negli impianti che trattano i reflui civili urbani, spesso, l'azienda che distribuisce l'acqua potabile gestisce anche i sistemi di raccolta delle acque di scarico e il conferimento delle stesse agli impianti di depurazione. Di conseguenza, i dati relativi al consumo di acque potabili e quelli relativi al trattamento delle acque reflue sono perfettamente noti ai gestori e l'acquisizione dei dati progettuali relativi alle portate da trattare non costituisce un problema.

In ogni caso, i dati statistici raccolti in più di un secolo di pratica consentono una stima accurata delle portate, quando è noto il numero di abitanti serviti. Il dato di riferimento è la **dotazione idrica giornaliera** (D_i) che rappresenta il consumo di acqua relativo ad ogni singolo abitante. Valori medi caratteristici delle società economicamente e socialmente sviluppate, come è il caso dei paesi europei, variano tra 250 e 300 litri per abitante al giorno.

La portata totale di acqua distribuita agli utenti non corrisponde esattamente a quella che perviene all'impianto di trattamento. Il significato della frase non è chiaro, forse manca qualche parola. Sugeriamo la seguente forma.

“Soprattutto a causa della frazione di acqua utilizzata per altri scopi, come, p.e., per il fabbisogno di terreni pubblici e privati, ma anche a causa della frazione di acqua dispersa nel sottosuolo per le perdite dei collettori fognari.”

Per una stima corretta delle portate che pervengono all'impianto di depurazione è necessario correggere la portata distribuita agli abitanti moltiplicando per un fattore minore di 1, detto *coefficiente di afflusso in fogna* (C_F).

esempio 1

Determinare la portata media giornaliera di reflui conferiti all'impianto di depurazione che tratta i reflui di un comune di 30.000 abitanti.

Vengono ipotizzati i seguenti parametri operativi:

dotazione idrica giornaliera

$$D_i = 250 \text{ L}/(\text{ab} \cdot \text{g})$$

coefficiente di afflusso in fogna

$$C_F = 0,8$$

Per la portata media si ha:

$$F_m = N_{ab} \cdot D_i \cdot C_F = 30.000 \cdot 250 \text{ L}/(\text{ab} \cdot \text{g}) \cdot 0,8 = 6.000.000 \text{ L/g} = 6000 \text{ m}^3/\text{g}$$

Nell'arco della giornata la portata che perviene all'impianto di depurazione non si mantiene costante, ma presenta due picchi, uno durante le ore della mattina ed un altro durante le ore serali. I picchi si manifestano in corrispondenza delle ore di maggiore consumo di acqua nelle abitazioni, dopo il tempo necessario a percorrere i collettori fognari.

Distribuzione
dei carichi lungo
la giornata

La coincidenza del picco di portata con il picco di concentrazione di BOD_5 comporta un picco ancora più pronunciato del carico organico, dato dal prodotto tra portata e concentrazione.

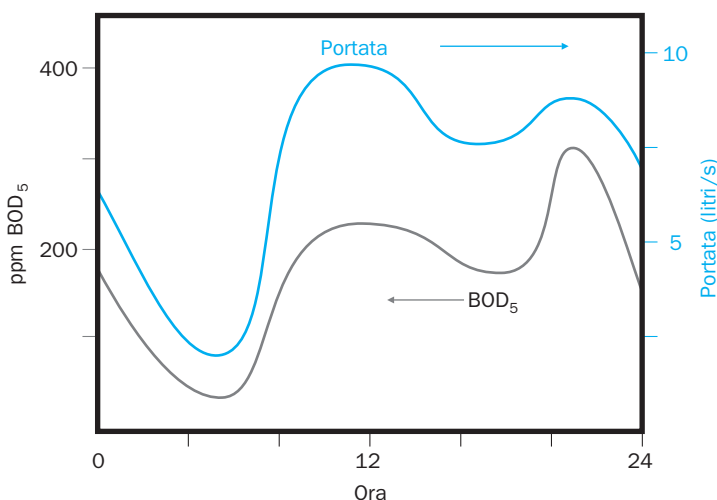


Fig. 1. ► Variazioni di portata e concentrazione di BOD_5 durante la giornata.

Per il dimensionamento delle apparecchiature è importante conoscere non solo la portata ed il carico medi giornalieri, ma anche l'intensità dei picchi. Infatti una apparecchiatura progettata in base alla portata media risulterà sottodimensionata nel periodo di punta, condizione che per questo tipo di impianti significa rilasciare un effluente che contiene ancora un carico inquinante. Gli studi statistici hanno mostrato che esiste una relazione tra il numero di abitanti e l'intensità dei picchi, che sono tanto più pronunciati quanto minore è il numero di abitanti servito.

Allo scopo di stimare la portata di punta si utilizza il *coefficiente di punta* p definito come il rapporto tra la portata di punta e la portata media giornaliera:

$$p = \frac{F_{max}}{F_m} \quad (1)$$

Valori approssimati per un calcolo rapido del coefficiente di punta sono ricavabili dal grafico di Fig. 2.

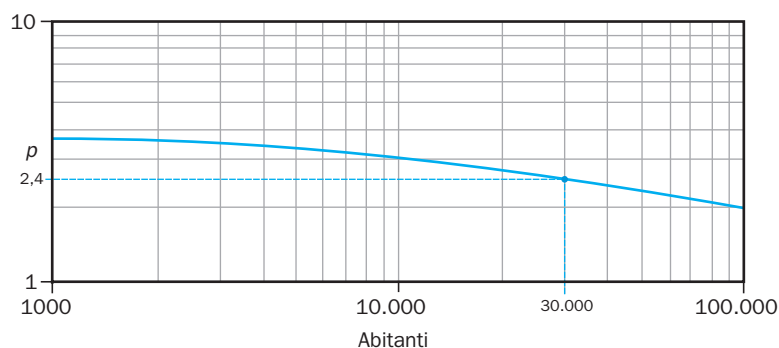


Fig. 2. ► Coefficiente di punta in funzione del numero di abitanti.



esempio 2

Per i dati dell'esempio 1, stimare la portata massima che perviene all'impianto. Per un comune di 30.000 abitanti il grafico di Fig. 2 fornisce un valore di $p = 2,4$. Secondo la Fig. 1, la portata massima si verificherà tra le 8 e le 12 con un valore di:

$$F_{max} = F_m \cdot p = 6000 \text{ m}^3/\text{g} \cdot 2,4 = 14.400 \text{ m}^3/\text{g} = 600 \text{ m}^3/\text{h}$$

2 DIMENSIONAMENTO DI MASSIMA DELLA VASCA DI AREAZIONE

Nel § 9.5.1 del Vol. 3 si è visto come la disponibilità di substrato rappresenti un fattore determinante per la crescita dei microrganismi.

Nel confronto con le prove di accrescimento batterico, caratterizzate dalla presenza di ceppi selezionati di microrganismi e da un substrato strettamente affine, i microrganismi presenti nelle vasche di areazione rappresentano un sistema ecologico complesso.

Sebbene il dimensionamento della vasca a fanghi attivi possa essere effettuato seguendo rigorosamente le equazioni cinetiche di accrescimento batterico, a causa della complessità ecologica del sistema, nella pratica operativa sviluppata nel tempo si preferisce fare riferimento ad equazioni e grandezze di più semplice ed immediata applicazione.

Il carico
del fango

In particolare, la disponibilità di substrato è rappresentata dal *carico del fango*, definito come la quantità di substrato alimentata nell'unità di tempo riferita alla massa di microrganismi.

Negli impianti a fanghi attivi il substrato può essere rappresentato dal *carico organico* (Co), ovvero il BOD_5 alimentato in un giorno, come definito nel § 10.4.1.

La massa di microrganismi può essere rappresentata in maniera più o meno diretta da diverse grandezze. Infatti, poiché non sarebbe semplice ed immediato determinare la frazione di batteri attivi che compongono la biomassa, si preferisce normalmente riferirsi alla misura dei solidi sospesi totali nel mixed liquor (SSA), grandezza che, seppur non rappresenti esattamente la quantità di batteri attivi, può essere facilmente messa in relazione con questa e può essere misurata con estrema semplicità.

Il carico del fango risulta perciò:

$$C_f = \frac{Co}{SSA} \quad (2)$$

Il Co si può stimare come è stato fatto nell'esempio 10.1 del Vol. 3. Il denominatore si può mettere in relazione alla concentrazione di solidi sospesi in aerazione ed al volume della vasca:

$$SSA = [SSA] \cdot V \quad (3)$$

Il carico del fango si può perciò esprimere nella forma:

$$C_f = \frac{Co}{[SSA] \cdot V} \quad (4)$$

La determinazione del volume dell'aeratore viene effettuata fissando i valori del carico del fango e della concentrazione di solidi e calcolando il volume in base al carico organico dato.

esempio 3

Un impianto a fanghi attivi lavora con un carico del fango $C_f = 0,2 \text{ kgBOD}_5 / (\text{g} \cdot \text{kgSSA})$ ed una concentrazione di solidi in aerazione $[SSA] = 4 \text{ kgSSA}/\text{m}^3$. Determinare il volume per un carico organico da trattare $Co = 2000 \text{ kgBOD}_5/\text{g}$.

Ricavando il volume dalla (4) si ottiene:

$$V = \frac{Co}{[SSA] \cdot C_f} = \frac{2000 \text{ kg BOD}_5/\text{g}}{4 \text{ kg SSA}/\text{m}^3 \cdot 0,2 \text{ kgBOD}_5 / (\text{g} \cdot \text{kg SSA})} = 2500 \text{ m}^3$$

Gli impianti si possono classificare in base al valore del carico del fango impostato al momento della progettazione, secondo i valori riportati in Tab. 1.

TIPO DI IMPIANTO	CARICO DEL FANGO
Areazione prolungata	$0,02 \div 0,15 \text{ kgBOD}_5 / (\text{g} \cdot \text{kgSSA})$
A basso carico	$0,2 \div 0,3 \text{ kgBOD}_5 / (\text{g} \cdot \text{kgSSA})$
A medio carico	$0,3 \div 0,5 \text{ kgBOD}_5 / (\text{g} \cdot \text{kgSSA})$
Ad alto carico	$0,5 \div 0,8 \text{ kgBOD}_5 / (\text{g} \cdot \text{kgSSA})$

Tab. 1 ► Valori del carico del fango in funzione al tipo di impianto.

Rendimento di depurazione

La scelta del valore più opportuno va fatta in base a diverse considerazioni. La prima riguarda il valore del *rendimento depurativo*, definito come il BOD_5 rimosso sul BOD_5 entrante:

$$\eta = \frac{BOD_{5i} - BOD_{5u}}{BOD_{5i}} \quad (5)$$

dove BOD_{5i} e BOD_{5u} sono rispettivamente il carico organico in ingresso ed in uscita dalla vasca.

Dalle indagini statistiche effettuate raccogliendo i dati relativi ad un gran numero di impianti che trattano acque civili è possibile concludere che per valori di C_f inferiori a 0,5 il rendimento depurativo è elevato, intorno al 92%, mentre cade bruscamente per valori di C_f superiori.

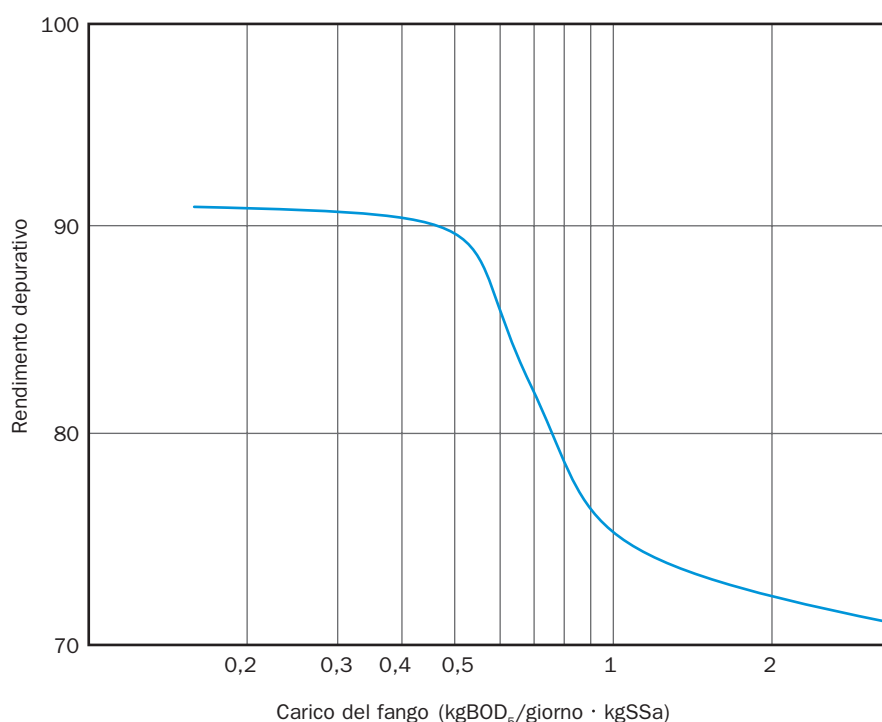


Fig. 3. ► Rendimento in funzione del C_f . Dati raccolti da Imhoff.

La concentrazione di solidi nell'aeratore

L'altro parametro che il progettista deve fissare è la concentrazione dei solidi. La scelta di questo parametro influenza direttamente il volume dell'aeratore, in quanto a concentrazioni maggiori corrisponderanno volumi minori. D'altra parte elevate concentrazioni comportano una minore sedimentabilità dei fanghi nel sedimentatore secondario ed una maggiore energia impiegata per mantenere la vasca in condizioni di turbolenza tale da evitare la sedimentazione.

L'esperienza mostra che migliori risultati si hanno quando la concentrazione è compresa tra $2,5 \div 6 \text{ kgSSA/m}^3$, con un valore ottimale $[SSA] = 4 \text{ kgSSA/m}^3$.

esempio 4

Un impianto a medio carico deve trattare i liquami di un centro abitato di 50.000 abitanti con una dotazione idrica giornaliera di 250 litri/(ab · g) ed una concentrazione di BOD₅ di 350 ppm. Dimensionare il volume della vasca di aerazione ipotizzando i valori dei parametri progettuali mancanti.

Calcolo del carico organico e del carico idraulico

Ipotizzando un coefficiente di afflusso in fogna di 0,8 si avrà:

$$F_m = N_{ab} \cdot D_i \cdot C_F = 50.000 \text{ ab} \cdot 250 \text{ L/(ab} \cdot \text{g)} \cdot 0,8 = 10.000.000 \text{ L/g} = 10000 \text{ m}^3/\text{g}$$

La concentrazione del BOD₅ di 350 ppm equivale ad una quantità media giornaliera di 350 g di BOD₅ per 1.000.000 di g di acqua, che corrisponde all'incirca al volume di 1 m³.

Per il calcolo del carico organico si avrà:

$$C_o = \text{BOD}_5 \cdot F_m = 350 \text{ g BOD}_5/\text{m}^3 \cdot 10.000 \text{ m}^3/\text{g} = 3.500.000 \text{ g BOD}_5/\text{g} = 3500 \text{ kgBOD}_5/\text{g}$$

Calcolo del volume della vasca di aerazione

Dalla Tab. 1, possiamo scegliere per un impianto a medio carico un $C_f = 0,4 \text{ kgBOD}_5/(\text{g} \cdot \text{kgSSA})$, mentre per la concentrazione di solidi si sceglie $[\text{SSA}] = 3 \text{ kgSSA}/\text{m}^3$. Con questi valori si ha:

$$V = \frac{C_o}{[\text{SSA}] \cdot C_f} = \frac{3500 \text{ kgBOD}_5/\text{g}}{3 \text{ kg SSA}/\text{m}^3 \cdot 0,4 \text{ kgBOD}_5/(\text{g} \cdot \text{kg SSA})} = 2917 \text{ m}^3$$

Il dimensionamento può essere effettuato anche sfruttando un parametro diverso, il *carico organico volumetrico* (C_{ov}) definito come il carico organico per unità di volume:

$$C_{ov} = \frac{C_o}{V} \quad (6)$$

Come è facile riconoscere il C_{ov} ed il C_f sono legati dalla relazione:

$$C_{ov} = [\text{SSA}] \cdot C_f \quad (7)$$

Valori di riferimento per il C_{ov} sono riassunti nella Tab.2 seguente.

TIPO DI IMPIANTO	CARICO ORGANICO VOLUMETRICO kgBOD ₅ /(g · m ³)	
	SENZA SEDIMENTAZIONE PRIMARIA	CON SEDIMENTAZIONE PRIMARIA
Areazione prolungata	0,10 ÷ 0,75	–
A basso carico	1 ÷ 1,5	0,70 ÷ 1,05
A medio carico	1,50 ÷ 2,50	1,05 ÷ 1,75
Ad alto carico	–	1,75 ÷ 2,30

Tab. 2 ► Valori rappresentativi del carico organico volumetrico.

esempio 5

Determinare il volume dell'aeratore per un impianto a medio carico senza sedimentazione primaria che tratta un carico organico $C_o = 1500 \text{ kgBOD}_5/\text{g}$.

Scegliendo un $C_{ov} = 2 \text{ kgBOD}_5/(\text{g} \cdot \text{m}^3)$ si ha:

$$V = \frac{C_o}{C_{ov}} = \frac{1500 \text{ kgBOD}_5/\text{g}}{2 \text{ kgBOD}_5/(\text{g} \cdot \text{m}^3)} = 750 \text{ m}^3$$

3 LA PORTATA DEL RICICLO

L'elevata concentrazione di solidi nell'aeratore può essere mantenuta grazie al riciclo di fanghi dal sedimentatore secondario. Questo, oltre alla funzione di chiarificare l'effluente, ha anche la funzione di concentrare i solidi, che risultano molto più concentrati nella corrente uscente dal fondo del sedimentatore secondario rispetto alla corrente in uscita dalla vasca di areazione.

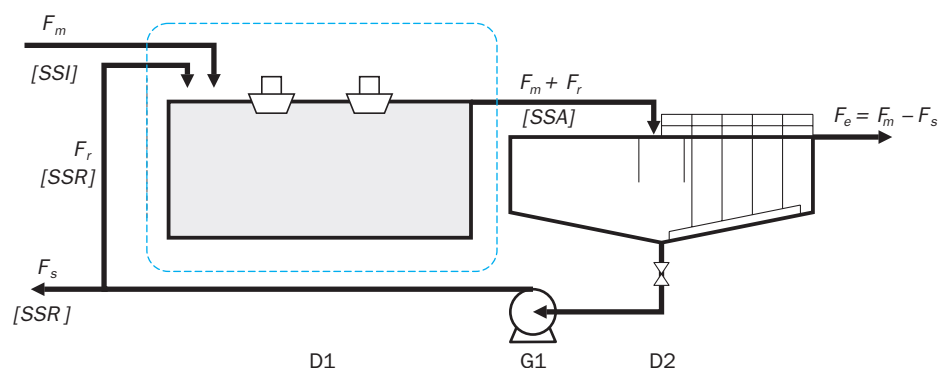


Fig. 4. ► Portate e concentrazioni per il bilancio dei solidi sospesi nell'aeratore.

La portata di riciclo

La determinazione della portata di riciclo si può effettuare risolvendo il bilancio di materia dei solidi applicato all'aeratore in condizioni stazionarie. Indicando con F_r la portata di riciclo, F_m la portata media giornaliera in ingresso e con $[SSA]$, $[SSI]$ e $[SSR]$ rispettivamente le concentrazioni di solidi nell'aeratore, nel liquame in ingresso e nel riciclo, il bilancio di materia parziale sui solidi all'aeratore D1 sarà:

$$F_r \cdot [SSR] + F_m \cdot [SSI] = (F_r + F_m) \cdot [SSA] \quad (8)$$

Poiché nel liquame in ingresso la concentrazione in solidi $[SSI]$ è trascurabile rispetto alle altre, a maggior ragione se l'impianto è munito di un sedimentatore primario, la (8) si può semplificare:

$$F_r \cdot [SSR] = (F_r + F_m) \cdot [SSA] \quad (9)$$

Il rapporto di riciclo

Indicando R il rapporto di riciclo, definito come il rapporto tra la portata di riciclo F_r e la portata in ingresso F_m , dalla (9) si ottiene, dividendo primo e secondo membro per F_m :

$$R \cdot [SSR] = (1 + R) \cdot [SSA] \quad (10)$$

da cui

$$R = \frac{[SSA]}{[SSR] - [SSA]} \quad (11)$$

La concentrazione del riciclo $[SSR]$ dipende dalla concentrazione in uscita dall'aeratore, dalla portata da trattare, dal buon dimensionamento del sedimentatore e dalle caratteristiche di sedimentabilità del fango. Valori indicativi di $[SSR]$ sono compresi tra 8 e 12 kg/m³.

Tradizionalmente la concentrazione $[SSR]$ viene messa in relazione con una grandezza facilmente determinabile, lo *sludge volume index* (SVI), chiamato anche *indice di volume del fango* o *indice di Mohlman*. Lo SVI si determina ponendo un litro di campione di fanghi in un cono Imhoff lasciato in quiete, leggendo il volume occupato dai fanghi dopo 30 minuti, comunemente espresso in millilitri, e rapportando questo volume alla quantità di solidi, comunemente espressa in grammi. Le unità di misura dello SVI sono dunque ml/g, unità inverse a quelle di una concentrazione.

Si può facilmente ottenere dallo SVI dalla relazione:

$$[SSR] = \frac{k \cdot 10^3}{SVI} \quad (12)$$

dove la costante k dipende dalle caratteristiche del sedimentatore e si avvicina al valore 1 tanto più la sedimentazione dinamica nel sedimentatore assomiglia alla sedimentazione statica del cono Imhoff.



esempio 6

Determinare il rapporto di riciclo necessario per mantenere nell'aeratore una concentrazione $[SSA] = 2 \text{ kg/m}^3$, con fanghi di riciclo che presentano un $SVI = 120 \text{ ml/g}$ e $k = 1$.

Per la concentrazione dei fanghi di supero si avrà:

$$[SSR] = \frac{k \cdot 10^3}{SVI} = \frac{1 \cdot 1000}{120} = 8,33 \text{ kg/mm}^3$$

E per il rapporto di riciclo:

$$[SSR] = \frac{k \cdot 10^3}{SVI} = \frac{1 \cdot 1000}{120} = 8,33 \text{ kg/mm}^3$$

4 LA PRODUZIONE DI FANGO DI SUPERO

La biomassa presente nella vasca di areazione si accresce progressivamente nel tempo sia per effetto della generazione di nuove cellule che per il bioadsorbimento sulle particelle di fiocco dei solidi sospesi. Per mantenere costante la quantità di biomassa e lavorare, quindi, sempre con lo stesso carico del fango, una frazione della portata che esce dal fondo del sedimentatore secondario, denominata **fango di supero** (F_s in Fig. 4), viene inviata alla linea trattamento fanghi.

L'estrazione del fango di supero può essere effettuata direttamente dal sedimentatore secondario oppure lo si può riciclare al sedimentatore primario, in tal caso il fango estratto è detto fango misto, primario e secondario. Questa opzione consente di sfruttare anche al sedimentatore primario il potere bioflocculante dei fanghi attivi.

Le equazioni
cinetiche
nei depuratori

La quantità di fango di supero prodotta giornalmente viene calcolata facendo riferimento alla quantità di BOD₅ rimosso giornalmente con una espressione che rappresenta una sorta di espressione cinetica:

$$\Delta SS = y \cdot \Delta BOD_5 + f \cdot \Delta BOD_5 - K_d \cdot SSA \quad (13)$$

dove:

- ΔSS è il fango di supero prodotto in 1 giorno (kgSS/g);
- ΔBOD_5 è il BOD₅ rimosso (kgBOD₅/g) ottenuto moltiplicando il carico organico Co per il rendimento;
- y è il coefficiente di crescita batterica lorda (kgSS/ kgBOD₅) che rappresenta la quantità di batteri generati per effetto del consumo di BOD₅;
- f è il coefficiente di bioflocculazione (kgSS/kgBOD₅) che rappresenta la quantità di solidi inerti catturati dal fango per effetto della bioflocculazione, associata ad un dato consumo di BOD₅;
- K_d è la costante di decadimento (g^{-1});
- SSA rappresenta la quantità totale di biomassa nell'aeratore.

L'espressione (13) riporta i tre fattori che materialmente concorrono alla formazione della biomassa. Infatti il primo termine rappresenta la produzione di cellule direttamente collegata al consumo di substrato biodegradabile, il secondo la massa dei solidi trattenuti per bioadsorbimento e la terza la massa delle cellule che scompare per il fenomeno del decadimento batterico.

I coefficienti dipendono dal tipo di liquame trattato ed in ogni impianto vengono raccolti i dati storici per ottenere i valori specifici per il refluo trattato. Nella letteratura tecnica vengono consigliati i seguenti valori per un calcolo approssimato:

$$y = 0,5 \text{ kgSS/kgBOD}_5; \quad f = 0,5 \text{ kgSS/kgBOD}_5; \quad K_d = 0,05 \text{ g}^{-1}$$

Età del fango

Una grandezza collegata alla produzione di fango di supero è l'*età del fango*, che rappresenta il tempo medio, misurato in giorni, di residenza della biomassa nel sistema aeratore-sedimentatore, o anche il tempo necessario a rigenerare completa-

mente la biomassa. Indicando con E , l'età del fango si ottiene dalla biomassa totale presente in areazione e dal fango di supero:

$$E = \frac{SSA}{\Delta SS} \quad (14)$$

L'età del fango, come la produzione di fango di supero è in relazione con il carico del fango. Infatti, con elevati rapporti substrato-microrganismi si hanno anche elevate velocità di produzione e basse età del fango e viceversa nel caso di bassi rapporti substrato-microrganismi.

esempio 7

Un impianto a fanghi attivi tratta i liquami di un centro di 50.000 abitanti con un carico $Co = 3500 \text{ kgBOD}_5/\text{g}$ in arrivo all'aeratore. In questo si mantiene una concentrazione di solidi $[SSa] = 4 \text{ kg/m}^3$ ed un carico del fango $C_f = 0,2 \text{ kgBOD}_5/(\text{g} \cdot \text{kgSS})$. Determinare la quantità di fango di supero prodotta e l'età del fango relativa.

Calcolo del volume della vasca e dei solidi totali

$$V = \frac{Co}{[SSa] \cdot C_f} = \frac{3500 \text{ kgBOD}_5/\text{g}}{4 \text{ kgSSa}/\text{m}^3 \cdot 0,2 \text{ kgBOD}_5/(\text{g} \cdot \text{kgSSa})} = 4375 \text{ m}^3$$

$$SSA = [SSa] \cdot V = 4 \text{ kg/m}^3 \cdot 4375 \text{ m}^3 = 17.500 \text{ kg}$$

Calcolo del fango di supero e dell'età del fango

Al valore scelto per il carico del fango l'efficienza del processo sarà del 90%, come si deduce dalla Fig. 3. Ciò consente di calcolare il BIO_5 rimosso:

$$\Delta \text{BOD}_5 = \eta \cdot Co = 0,9 \cdot 3500 \text{ kgBOD}_5/\text{g} = 3150 \text{ kgBOD}_5/\text{g}$$

Per la produzione di fango di supero possiamo applicare la (13), con i valori consigliati per i coefficienti cinetici:

$$\Delta SS = y \cdot \Delta \text{BOD}_5 + f \cdot \Delta \text{BOD}_5 - K_d \cdot SSA$$

$$\Delta SS = 0,5 \text{ kg/kgBOD}_5 \cdot 3150 \text{ kgBOD}_5/\text{g} + 0,5 \text{ kg/kgBOD}_5 \cdot 3150 \text{ kgBOD}_5/\text{g} - 0,05 \text{ g}^{-1} \cdot 17500 \text{ kg} = 2275 \text{ kg/g}$$

Per l'età del fango, dalla (14) si ottiene:

$$E = \frac{SSA}{\Delta SS} = \frac{17500 \text{ kg}}{2275 \text{ kg/g}} = 7,7 \text{ g}$$

Negli impianti in cui si realizza anche la nitrificazione aerobica dell'azoto ridotto, la biomassa eterotrofa deve convivere con i batteri nitrificanti, che presentano un tasso di crescita più modesto, come riportato nel § 10.4.5 del Vol. 3. Di conseguenza il tasso di estrazione del fango di supero deve essere dimensionato in modo da evitare di smaltire una quantità di batteri nitrificanti maggiore di quella che viene prodotta giornalmente, fenomeno indicato come *dilavamento dei nitrificanti*.

Per questo motivo il carico del fango degli impianti a nitrificazione combinata deve essere scelto molto basso in modo da avere una età del fango più elevata.

esempio 8

Ad un impianto a nitrificazione combinata perviene un carico di 600 kg N-NH₄ di azoto ammoniacale, che deve essere ridotto dell'80%. Determinare l'età del fango ammissibile ipotizzando che per ogni grammo di azoto ammoniacale rimosso si producano 0,08 g di batteri nitrificanti, che questi rappresentino il 4% in peso della biomassa secca e nella vasca siano presenti 18.000 kg di biomassa totale.

Produzione di batteri nitrificanti

Il bilancio di materia sui batteri nitrificanti sarà:

$$\text{Batteri prodotti nell'unità di tempo} = \text{Batteri uscenti nell'unità di tempo}$$

Per i dati cinetici a disposizione, indicando con $\Delta\text{N-NH}_4$ l'azoto ammoniacale rimosso potremo scrivere:

$$\Delta\text{N-NH}_4 = 0,8 \cdot 600 \text{ kg N/g} = 480 \text{ kg N-NH}_4 / \text{g}$$

Indicando con BN la massa di batteri nitrificanti prodotti, per i dati cinetici a disposizione si avrà:

$$BN = 0,08 \text{ g BN/gN} \cdot 480 \text{ kg N/g} = 38,4 \text{ kg BN/g}$$

Portata dei fanghi di supero

La quantità di batteri nitrificanti presenti nella portata di fango di supero da estrarre deve essere esattamente uguale a quella prodotta giornalmente. Poiché i batteri nitrificanti costituiscono il 4% della biomassa totale, si avrà:

$$BN = 0,04 \cdot \Delta SS$$

$$\Delta SS = \frac{38,4 \text{ kg BN/g}}{0,04 \text{ kg BN/kg SS}} = 960 \text{ kg SS/g}$$

e per l'età del fango

$$E = \frac{SSA}{\Delta SS} = \frac{18000 \text{ kg}}{960 \text{ kg/g}} = 18,7 \text{ g}$$

5 IL FABBISOGNO DI OSSIGENO NELL'AERATORE

L'ossigeno viene sfruttato dai batteri attivi per degradare le sostanze organiche in arrivo con il liquame e per consumare il materiale cellulare rilasciato dai microrganismi in fase di decadimento. Ne risulta per il calcolo del fabbisogno di ossigeno una espressione, che come la (14), è derivata dalle equazioni cinetiche:

$$\Delta O_2 = z \cdot \Delta BOD_5 + r_e \cdot SSA \quad (15)$$

dove

- ΔO_2 è il fabbisogno giornaliero di ossigeno espresso in kgO₂/giorno;

- z è il coefficiente di respirazione attiva, ovvero l'ossigeno consumato sul BOD_5 rimosso, espresso in $kgO_2/kgBOD_5$;
- r_e è il coefficiente di respirazione endogena, ovvero l'ossigeno consumato sulla biomassa in fase di decadimento, espresso in $kgO_2/(kgSS \cdot g)$.

Per i due coefficienti si possono utilizzare, per calcoli approssimati relativi ad acque di scarico civili, i valori $z = 0,5 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5$; e $r_e = 0,1 \text{ kgO}_2/(\text{kgSS} \cdot g)$. Per ottenere valori più rispondenti è possibile effettuare la procedura descritta precedentemente dividendo ogni termine per SSA .

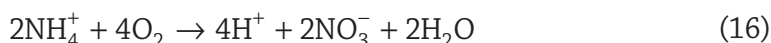
esempio 9

Determinare il fabbisogno medio giornaliero di ossigeno per l'impianto dell'esempio 7. Sostituendo i valori dei coefficienti del BOD_5 rimosso e della biomassa totale si ha:

$$\begin{aligned}\Delta O_2 &= z \cdot \Delta BOD_5 + r_e \cdot SSA = \\ 0,5 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5 \cdot 3150 \text{ kgBOD}_5 + 0,1 \text{ kgO}_2/(\text{kgSS} \cdot g) \cdot 17.500 \text{ kgSS} &= \\ &= 3325 \text{ kgO}_2/g\end{aligned}$$

Nel caso di impianti a nitrificazione combinata (vedi § 10.4.5 del Vol. 3), la concentrazione di O_2 da mantenere nella vasca di areazione deve essere di circa 5 ppm, superiore al caso di semplice ossidazione del carico organico.

Per quanto riguarda il fabbisogno di ossigeno a cui il sistemi di areazione deve provvedere, si deve tenere conto della reazione (10.23) del Vol. 3, che descrive l'ossidazione a partire dall'azoto ammoniacale per ottenere nitrati:



In termini di massa, per ogni grammo di azoto ammoniacale ossidato sono necessari 4,57 g di O_2 .

Di conseguenza, per il calcolo del fabbisogno giornaliero di ossigeno per vasche a nitrificazione combinata, si modifica l'espressione (15) per tenere conto della ossidazione dell'azoto:

$$\Delta O_2 = z \cdot \Delta BOD_5 + 4,57 \cdot \Delta N-NH_4 + r_e \cdot SSA \quad (17)$$

dove viene trascurato l'azoto consumato per i processi di biosintesi, che riduce in maniera minima il fabbisogno di ossigeno.

esempio 10

Per le condizioni dell'esempio 8, ed ipotizzando un ΔBOD_5 di 4000 kgBOD₅/g, determinare il fabbisogno di ossigeno giornaliero.

Applicando la (17) si avrà:

$$\begin{aligned}\Delta\text{O}_2 &= z \cdot \Delta\text{BOD}_5 + 4,57 \cdot \Delta\text{N-NH}_4 + r_e \cdot \text{SSA} = \\ &= 0,5 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5 \cdot 4000 \text{ kgBOD}_5 \\ &+ 4,57 \text{ kgO}_2/\text{kgN-NH}_4 \cdot 480 \text{ kgN-NH}_4/\text{g} \\ &+ 0,1 \text{ kgO}_2/(\text{kgSS} \cdot \text{g}) \cdot 18.000 \text{ kgSS} = \\ &= 5994 \text{ kgO}_2/\text{g}\end{aligned}$$

**Fabbisogno
di ossigeno
di punta**

Le apparecchiature di distribuzione dell'aria devono essere dimensionate non sul fabbisogno medio giornaliero, ma sul *fabbisogno di punta*, per evitare che nelle ore di maggior carico si abbia una ossigenazione insufficiente. Il fabbisogno di punta si calcola moltiplicando il termine di respirazione attiva per un coefficiente di maggiorazione γ , posto mediamente uguale a 2:

$$\Delta\text{O}_2 = \gamma \cdot z \cdot \Delta\text{BOD}_5 + r_e \cdot \text{SSA} \quad (18)$$

Noto il fabbisogno di ossigeno ed il fabbisogno di punta, si può effettuare il dimensionamento del sistema di aerazione, che consiste nel determinare, una volta scelto il tipo di aerazione, la potenza impegnata ed il consumo giornaliero di energia elettrica.

Per ogni sistema di aerazione il costruttore deve specificare qual è la capacità di ossigenazione standard ($\text{O}_{2\text{st}}$), espressa come la quantità di ossigeno fornita dall'apparecchiatura per ogni kWh di energia elettrica consumata, riferite a condizioni standard, tali cioè da poter essere paragonabili per diversi tipi di apparecchiature. Le condizioni di riferimento sono pressione atmosferica, temperatura 20°C, concentrazione di ossigeno nella vasca 0 ppm e ossigenazione effettuata su acqua limpida anziché su liquame.

In condizioni operative la capacità di ossigenazione ($\text{O}_{2\text{op}}$) è inferiore, soprattutto perché si utilizza acqua di scarico e perché la concentrazione di ossigeno è intorno ai 2 ppm.

Per i tipi di apparecchiature più comuni si possono assumere i valori indicativi per la capacità standard e la capacità operativa, stimata in condizioni operative medie, riportati in Tab. 3.

TIPI DI AERAZIONE	$\text{O}_{2\text{st}}$ (kg O ₂ /kWh)	$\text{O}_{2\text{op}}$ (kg O ₂ /kWh)
Bolle fini	1,7 ÷ 2,2	1,2 ÷ 1,5
Bolle medie	1,1 ÷ 1,4	0,8 ÷ 1,1
Bolle grosse	0,9 ÷ 1,2	0,7 ÷ 1,1
Turbine meccaniche	1,5 ÷ 2,0	1,2 ÷ 1,7

Tab. 3 ► Capacità di ossigenazione delle più comuni apparecchiature.

esempio 11

Determinare, per le condizioni degli esempi 7 e 9, il consumo giornaliero di energia e la potenza necessaria nelle ore di maggior carico, utilizzando un sistema di aerazione con compressore e diffusori a bolle medie. Considerare una capacità operativa di $1 \text{ kgO}_{2\text{op}}/\text{kWh}$.

Consumo giornaliero di energia

Si ottiene dal fabbisogno giornaliero di ossigeno e dalla capacità di ossigenazione operativa. Indicando il fabbisogno con W_g si ha:

$$W_g = \frac{\Delta O_2}{O_{2\text{op}}} = \frac{3325 \text{ kgO}_2/\text{g}}{1 \text{ kgO}_{2\text{op}}/\text{kWh}} = 3325 \text{ kWh/g}$$

Fabbisogno di punta

Indicando con $\Delta O_{2\text{max}}$ il fabbisogno di punta, utilizzando la (18) si ottiene:

$$\begin{aligned} \Delta O_{2\text{max}} &= \gamma \cdot z \cdot \Delta \text{BOD}_5 + r_e \cdot \text{SSA} = \\ &= 2 \cdot 0,5 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5 \cdot 3150 \text{ kgBOD}_5 + \\ &+ 0,1 \text{ kgO}_2/(\text{kgSS} \cdot \text{g}) \cdot 17500 \text{ kgSS} = \\ &= 4900 \text{ kgO}_2/\text{g} = 204,17 \text{ kgO}_2/\text{h} \end{aligned}$$

Potenza massima

$$W = \frac{\Delta O_{2\text{max}}}{\Delta O_{2\text{op}}} = \frac{204,17 \text{ kgO}_2/\text{h}}{1 \text{ kgO}_{2\text{op}}/\text{kWh}} = 204,7 \text{ kW}$$

6 STIME DI PRODUZIONE DI BIOGAS

Nel § 10.5 del Vol. 3 sono stati trattati i presupposti teorici e le condizioni operative che consentono la produzione di biogas dal trattamento dei fanghi di supero di un impianto di depurazione biologico.

Il biogas prodotto è costituito da una miscela di CH_4 e CO_2 , con quantità di metano dell'ordine del 60%÷70%. Inoltre si possono ritrovare minori quantità di altri gas, come N_2 , H_2 e H_2S . In particolare l'acido solfidrico, che è il risultato della trasformazione dei solfati originariamente presenti nei fanghi di supero, è causa di fenomeni di corrosione alle apparecchiature che utilizzano il biogas, e deve essere rimosso dalla miscela.

Potere calorifico
del biogas

Il potere calorifico inferiore risultante è di circa 20.000÷24.000 kJ/Nm³. La quantità di biogas prodotta dipende dalla potenzialità dell'impianto e dalla natura chimica delle sostanze contenute nell'alimentazione. A questo riguardo le sostanze che più si prestano alla trasformazione in biogas sono i grassi, come illustrato in Tab. 10.7 del Vol. 3.

CLASSI DI SOSTANZE	PRODUZIONE SPECIFICA DI BIOGAS (litri/kg SSV RIMOSSO)	CONTENUTO IN CH ₄ (%)
Grassi	1100 ÷ 1400	62 ÷ 72
Sostanze oleose	1060	68
Carboidrati	790	50
Proteine	750	73
Schiume	870 ÷ 990	70 ÷ 75

Tab. 4 ► Produzione specifica di biogas.

Impieghi del biogas

Per stime approssimate con digestore mesofilo a 33°C si può assumere per la produzione di biogas un valore medio di 1000 ÷ 1200 litri/kgSSV rimosso alimentando fango primario, 900 ÷ 1000 litri/kgSSV rimosso alimentando fango misto. Riferendosi invece agli abitanti serviti dall'intero impianto, si può considerare approssimativamente una produzione di 26 ÷ 35 litri per abitante al giorno.

Il biogas viene generalmente sfruttato all'interno dello stesso impianto, per soddisfare in parte al fabbisogno energetico dell'impianto, sia in caldaia per la produzione di calore, che in motori a combustione interna per la cogenerazione di energia elettrica ed il contemporaneo recupero di calore.

Dalla combustione in caldaia è possibile produrre acqua calda o vapore a bassa pressione. Per il riscaldamento del digestore è preferibile utilizzare acqua calda, per il minore salto termico ed il minore rischio di incrostazioni offerto rispetto al vapore. Una soluzione più razionale è, comunque, quella di produrre vapore a bassa pressione da utilizzare in turbine ad espansione per la produzione di energia elettrica. La condensa ottenuta può, a sua volta, essere utilizzata per il riscaldamento del digestore, mentre l'energia elettrica può essere facilmente utilizzata in altre sezioni dell'impianto.

L'utilizzazione del biogas in motori gas a combustione interna collegato ad un alternatore consente il recupero di circa il 30% dell'energia totale sotto forma di energia elettrica. Il calore può essere recuperato dal raffreddamento dei fumi di combustione, dal recupero del calore dei circuiti di raffreddamento e lubrificazione.

Inoltre, dai fumi di combustione si recupererà circa il 50% del calore utilizzabile per riscaldare il digestore mesofilo.



esempio 12

Calcolare il recupero di energia per un impianto di digestione anaerobica che tratta il fango misto proveniente da un impianto di depurazione con una potenzialità di 100.000 abitanti che opera nelle seguenti condizioni:

- Temperatura del digestore: $T_d = 33^\circ\text{C}$
- Temperatura ingresso fanghi: $T_f = 20^\circ\text{C}$
- Produzione di fanghi di supero: $\Delta\text{SS} = 8800 \text{ kgSS/g}$
- Contenuto in sostanze volatili: 75%
- Solidi volatili rimossi: 50%

dove la produzione di fanghi di supero tiene conto anche dei fanghi prodotti alla sedimentazione primaria.

Si dovranno utilizzare i dati approssimativi riportati precedentemente.

Stima del biogas prodotto

Stimando una produzione specifica di 30 litri di biogas per abitante al giorno, indicando con F_{bg} la portata volumetrica di biogas prodotto, si ha:

$$F_{bg} = 30 \text{ L/(ab} \cdot \text{g)} \cdot 100.000 \text{ ab} = 3 \cdot 10^6 \text{ L/g} = 3000 \text{ m}^3/\text{g}$$

In alternativa la produzione di biogas si può valutare anche dal contenuto in solidi volatili, stimando una produzione specifica di 1000 L/kgSSV rimosso. Considerando che il contenuto di solidi volatili rappresenta il 75% dei solidi totali da trattare, si ha:

$$\text{SSV} = \Delta \text{SS} \cdot 0,75 \text{ kgSSV/ kgSS} = 8800 \text{ kgSS/g} \cdot 0,75 \text{ kgSSV/ kg} = 6600 \text{ kgSSV/g}$$

Considerando, inoltre, che solo il 50% dei solidi volatili vengono rimossi, si ha:

$$\Delta \text{SSV} = 6600 \text{ kgSSV/g} \cdot 0,5 = 3300 \text{ kgSSV/g}$$

E per la portata di biogas, considerando che si alimenta fango misto ed assumendo un volume di 1000 L/kgSSV di biogas prodotto per ogni kg di solidi volatili rimosso, si ha:

$$F_{bg} = 1000 \text{ L/kgSSV} \cdot 3300 \text{ kgSSV/g} = 3,150 \cdot 10^6 \text{ L/g} = 3150 \text{ m}^3/\text{g}$$

Per la continuazione del dimensionamento si utilizzerà il valore medio aritmetico tra le due stime pari a $F_{bg} = 3075 \text{ m}^3/\text{g}$

Energia recuperabile

Ipotizzando un potere calorifico inferiore di 22.000 kJ/Nm³ si ha:

■ Potenza totale teoricamente ottenibile:

$$W_T = 22.000 \text{ kJ/Nm}^3 \cdot 3075 \text{ Nm}^3/\text{g} = 67,65 \cdot 10^6 \text{ kJ/g} = 553 \text{ kW}$$

■ Energia elettrica

Considerando una trasformazione del 30% dell'energia totale in elettrica, si ha:

$$W_{El} = 0,3 \cdot 553 \text{ kW} = 166 \text{ kW}$$

■ Calore recuperato

I fumi in uscita dalla turbina a gas trasportano il contenuto energetico non trasformato in energia elettrica, pari al 70% della potenza teorica totale. Di questa il 50% può essere recuperata per il riscaldamento del digestore mesofilo. Indicando con W_{Ter} la potenza termica recuperabile, si ha:

$$W_{Ter} = 0,7 \cdot 0,5 \cdot 553 \text{ kW} = 194 \text{ kW}$$

Potenza termica riscaldamento fanghi

Parte del calore prodotto viene utilizzato per il riscaldamento del fango in alimentazione. Ipotizzando che il fango abbia subito ispessimento prima del digestore la percentuale di solidi si può considerare del 5%, la portata totale di fanghi di supero sottoposta a digestione sarà:

$$F_s = \frac{\Delta \text{SS}}{0,05} = \frac{8800 \text{ kgSS/g}}{0,05} = 176.000 \text{ kgSS/g}$$

Ipotizzando un calore specifico uguale a quello dell'acqua, per la potenza termica necessaria per il riscaldamento del digestore mesofilo (W_{DM}) sarà:

$$\begin{aligned} W_{DM} &= F_s \cdot C_p \cdot \Delta T = 176.000 \text{ kg/g} \cdot 4,18 \text{ kJ/(kg} \cdot \text{°C)} \cdot (33 - 20)^\circ\text{C} = \\ &= 9563,84 \cdot 10^3 \text{ kJ/g} = 111 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Dimensionamento
dei digestori**

Il dimensionamento dei digestori si effettua tradizionalmente utilizzando diversi criteri ed espressioni che fanno riferimento a parametri operativi semplici. Una di queste si basa sul carico organico volumetrico dei solidi volatili, per cui:

$$V = \frac{SSV}{Cov} \quad (19)$$

dove Cov è il carico organico volumetrico in $\text{kgSSV}/(\text{g} \cdot \text{m}^3)$. In base al valore del Cov , che dipende dalla temperatura del processo, si distinguono digestori a basso, a medio e ad alto carico. Nel caso di digestione mesofila si utilizza un $Cov = 1,6 \text{ kgSSV}/(\text{g} \cdot \text{m}^3)$ per impianto monostadio a medio carico e un $Cov = 5 \text{ kgSSV}/(\text{g} \cdot \text{m}^3)$ per impianto a doppio stadio ad alto carico.

Un altro semplice criterio si basa sul tempo di ritenzione del fango e la portata in ingresso:

$$V = F_w \cdot t_r \quad (20)$$

con F_w portata dei fanghi in m^3/g e t_r tempo di ritenzione in giorni. Sempre per digestori mesofili si possono adottare tempi di ritenzione di circa 25÷28 giorni.

**esempio 13**

Dimensionare un digestore monostadio per l'impianto dell'esempio 12.

Con il criterio del carico organico volumetrico si ha:

$$SSV = 6600 \text{ kgSSV/g}$$

$$Cov = 1,6 \text{ kgSSV}/(\text{g} \cdot \text{m}^3)$$

$$V = \frac{SSV}{Cov} = \frac{6600 \text{ kgSSV/g}}{1,6 \text{ kgSSV}/(\text{g} \cdot \text{m}^3)} = 4125 \text{ m}^3$$

Con il criterio del tempo di ritenzione, scegliendo un $t_r = 27 \text{ g}$, si ha:

$$V = F_w \cdot t_r = 176 \text{ m}^3/\text{g} \cdot 27 \text{ g} = 4752 \text{ m}^3$$