



Università degli Studi di
Napoli Federico II



Università degli
Studi di Palermo



Università degli
Studi di Salerno



Corso di Aggiornamento

BioMAc 2013

Bioreattori a Membrane (MBR) per la depurazione delle Acque

Criteri di progettazione dei bioreattori a membrana

Gaspare Viviani (Università di Palermo)

Palermo, 4-5 Luglio 2013

Sommario

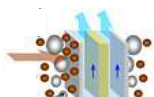
■ Introduzione

- Generalità sulle membrane e sul loro utilizzo negli MBR
- Ruoli della membrana e del reattore biologico nella rimozione degli inquinanti

■ Il dimensionamento degli impianti MBR:

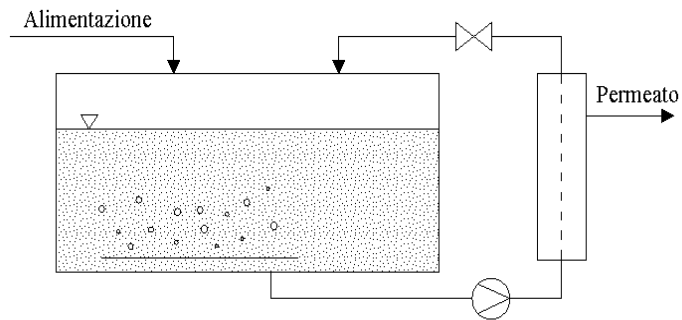
- Calcolo del volume del reattore biologico
- Calcolo della superficie delle membrane
- Calcolo del sistema di aerazione
- Altre componenti dell'impianto

■ Considerazioni conclusive

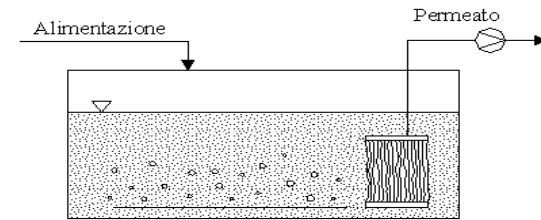


Introduzione

Dimensionamento degli MBR in impianti per la rimozione del carbonio e di nitrificazione



con modulo esterno (side stream)



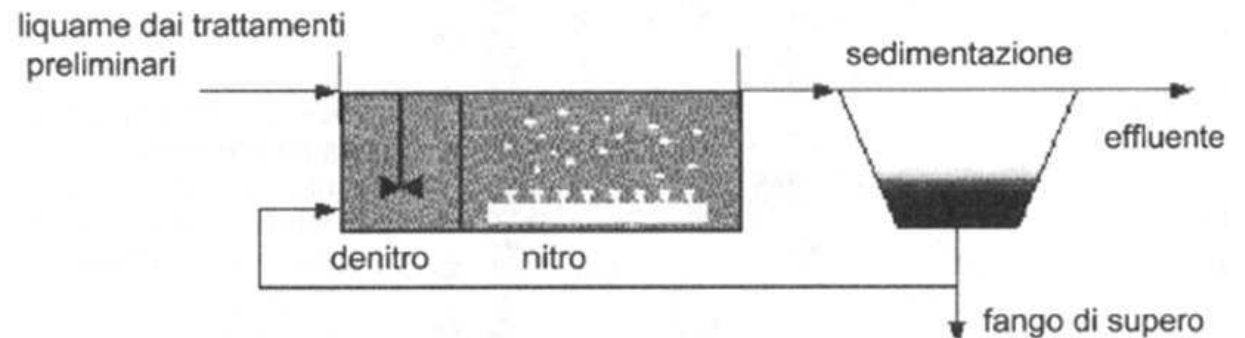
con membrane sommerse

- sola rimozione del **carbonio**: occorre tener conto della capacità di intercettazione da parte delle membrane delle frazioni carboniose particellata (tutta) e disciolta (parte) e delle differenti cinetiche di processo all'interno del reattore biologico (??); progetto MBR $\neq$ impianti convenzionali
- rimozione del **carbonio + nitrificazione**: dimensionamento dipendente dalla nitrificazione (processo più lento); processo favorito dai lunghi tempi di residenza cellulare e dalle elevate concentrazioni di biomassa; poca influenza della membrana sul TKN (in buona parte disciolto); progetto MBR $\approx$ impianti convenzionali

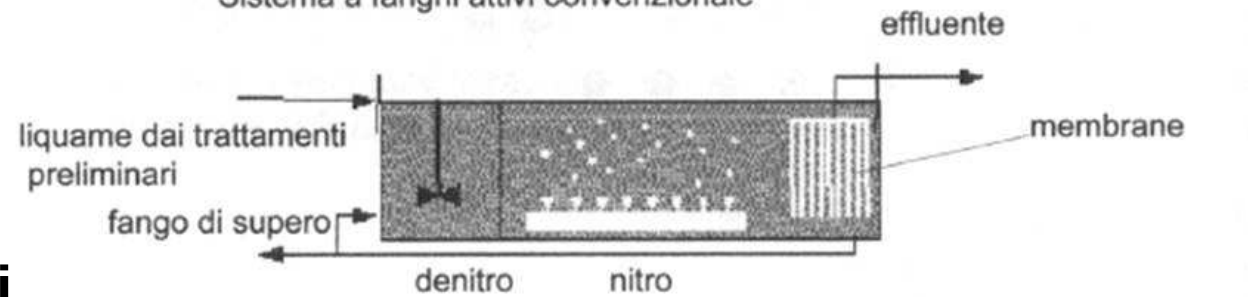
Introduzione

Dimensionamento degli MBR in impianti nitro/denitro

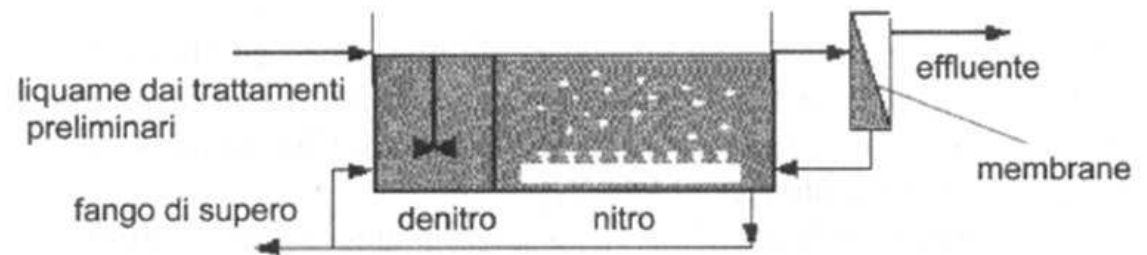
- scarsa influenza della membrana sul processo di deN
- possibile peggioramento per ricircolo di O_2 coi nitrati
- criteri di dimensionamento della deN identici a quelli degli impianti convenzionali



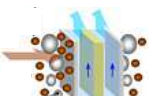
Sistema a fanghi attivi convenzionale



Sistema MBR con membrane disposte all'interno della vasca a fanghi attivi



Sistema MBR con membrane disposte all'esterno della vasca a fanghi attivi

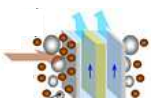


Introduzione

Elementi di incertezza nel progetto degli impianti MBR per la rimozione del carbonio (BOD-COD)

criteri di dimensionamento spesso di tipo empirico, non sito-specifici o basati su approcci validi per impianti convenzionali (CAS: Conventional Activated Sludge):

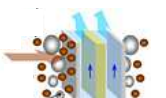
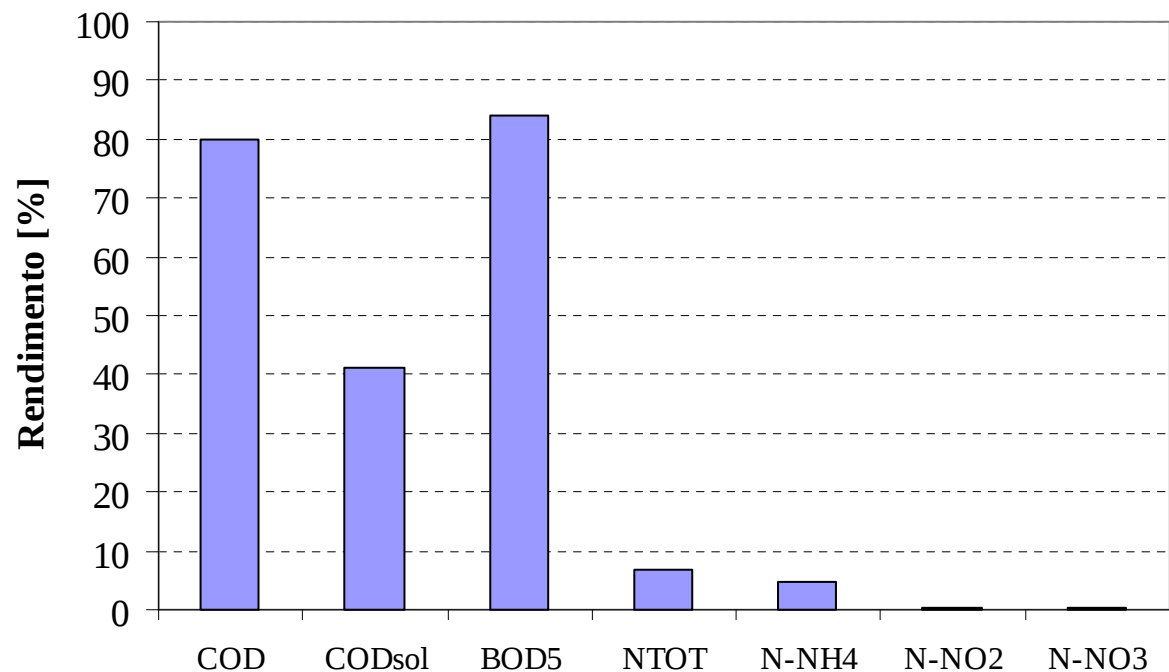
- effettivo **contributo delle membrane** al rendimento globale di rimozione degli inquinanti (differenza tra filtrazione diretta ed MBR ?);
- effettivo contributo del reattore biologico al rendimento globale di rimozione degli inquinanti (a che serve, visto che c'è la membrana ?)
- effetto dei numerosi **parametri e fenomeni operativi** sul processo di trattamento (flusso di progetto delle membrane, problemi di *fouling* delle membrane, caratterizzazione delle biomasse, etc.).



Il ruolo della membrana nella rimozione degli inquinanti

Valutazione del ruolo esclusivo della membrana, in assenza di processo biologico → **filtrazione diretta** di refluo chiarificato (Di Bella, 2008):

- rendimenti maggiori ottenuti sui parametri in cui è maggiormente presente la **frazione sospesa** (COD e BOD₅);
- resa intermedia sul **COD solubile** (azione della membrana sulla frazione 0,04-0,45 μ);
- effetto marginale della membrana sui composti che sono prevalentemente in **forma disciolta** (tutte le forme azotate).

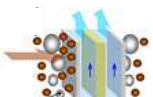


Il ruolo della membrana nella rimozione degli inquinanti

Valutazione dei ruoli del reattore biologico e della membrana → **bioreattori a membrana** (Di Bella, 2008):

Osservazioni:

- l'effetto del solo **processo biologico** può ricavarsi dall'analisi del surnatante della miscela aerata
- l'effetto aggiuntivo della **membrana** può ricavarsi per differenza tra la qualità del permeato e quella del surnatante;



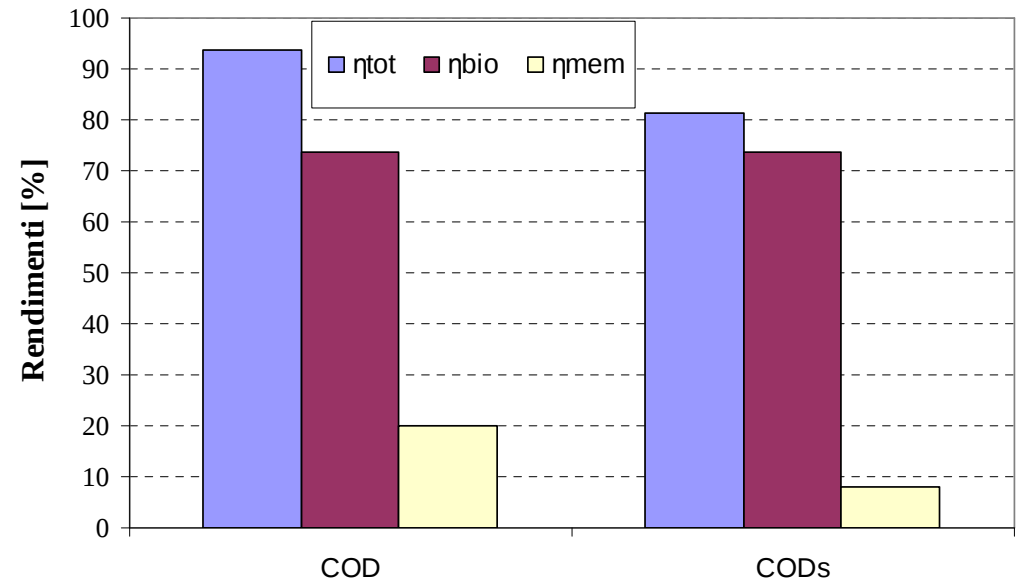
Il ruolo della membrana nella rimozione degli inquinanti

Rimozione COD:

- rendimento di rimozione complessiva del COD di circa il 90% (70% dovuto al processo biologico; 20% dovuto alla filtrazione attraverso la membrana).

Rimozione COD_{sol} :

- rendimento complessivo inferiore (circa 80 %); il rendimento di filtrazione è poco meno del 10%, per la presenza nel COD_{sol} di solidi disciolti < alla porosità della membrana (0,04 μ).



- Risultati confermati in altri studi, che riportano rendimenti di rimozione della membrana pari al **20-30%** di quello totale di rimozione del COD.
- Tale rendimento, calcolato sul chiarificato del reattore biologico, è pari al **70%** circa.

Il ruolo del reattore biologico nella rimozione degli inquinanti

Ci sono differenze tra i reattori biologici in CAS e MBR ?

La presenza della membrana influenza la **composizione della biomassa** nel reattore biologico, per effetto dei diversi meccanismi di selezione, che si basano non sulle loro caratteristiche di sedimentabilità, ma sulla loro capacità degradative (risultano infatti tutti intercettati dalla membrana).

Inoltre l'elevata ritenzione di solidi consente di mantenere nei reattori MBR **concentrazioni di biomassa** nettamente superiori a quelle dei CAS (10-30 g/l) e più elevate età del fanghi (a parità di volume del reattore).

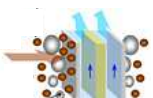
Quindi il **reattore biologico** ha un'azione differente in CAS e MBR, pur a parità di condizioni (volume del reattore e caratteristiche dell'influente).

Conseguenze: limitazione delle **dimensioni** dei reattori MBR; più efficace **nitrificazione** (selezione biomassa autotrofa); minore produzione di **fango di supero**, pressoché stabile, con possibile riduzione della linea fanghi.

Calcolo del volume del reattore biologico

Il calcolo del volume del r.b. può essere eseguito con criteri analoghi a quelli normalmente adottati per i CAS, pur tenendo conto delle principali differenze di processo tra MBR e CAS:

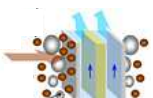
- differenti valori delle **costanti cinetiche e stechiometriche**, a causa dei diversi meccanismi di crescita e scomparsa che nei due tipi di reattori si verificano;
- differenti valori dei **parametri operativi** applicabili (concentrazioni di biomassa, età del fango);
- aggiunta dell'effetto di **filtrazione** esercitato dalla membrana sulla miscela aerata.



Calcolo del volume del reattore biologico

La letteratura tecnico-scientifica propone differenti criteri di calcolo adoperabili:

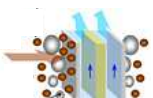
- metodi semplificati (basati solo sul carico del fango)
- metodi razionali senza frazionamento del substrato
- metodi razionali con frazionamento del substrato
- modelli di simulazione di processo



Calcolo del volume del reattore biologico

1 - Uso di **metodi semplificati**, basati sul valore assegnato al **carico del fango**:

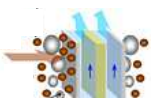
- sono semplici estensioni dei metodi adottabili per i CAS;
- non consentono di tener conto delle differenti condizioni cinetiche e stechiometriche tra CAS e MBR, ma solo dei differenti parametri operativi di processo (maggiore concentrazione di biomassa in vasca);
- stessi volumi ottenuti per CAS e MBR a parità dei valori dei parametri operativi.



Calcolo del volume del reattore biologico

2 - Uso di **metodi razionali senza frazionamento del substrato**:

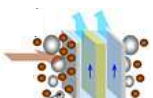
- consentono di tener conto dei differenti valori tipici per MBR e CAS delle costanti cinetiche e stechiometriche di processo;
- non consentono di valutare esplicitamente il differente effetto della membrana sulle componenti disciolte e sospese dei substrati;
- di facile applicazione, specie ove non sia possibile ricorrere a indagini approfondite sulle caratteristiche del refluo trattato.



Calcolo del volume del reattore biologico

3 - Uso di **metodi razionali con frazionamento del substrato**:

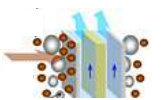
- tengono conto del frazionamento del COD, in funzione dello stato fisico e della biodegradabilità, al fine di considerare in modo esplicito l'effetto della membrana sulle singole frazioni;
- possibile frazionamento del substrato totale (S), misurato come COD, nelle sue 4 componenti: solubile biodegradabile (SB), solubile inerte (SI), particolato biodegradabile (PB) e particolato inerte (PI);
- il calcolo così condotto consente di tener conto della capacità della membrana di trattenere totalmente le frazioni particolate e parzialmente quelle solubili;
- difficoltà in fase di progetto di eseguire specifiche misure di laboratorio necessarie per identificare le frazioni in cui suddividere il substrato e i relativi valori delle costanti cinetiche e stechiometriche (mancanza di sistemi fognari definiti, tempi e disponibilità economiche limitati).



Calcolo del volume del reattore biologico

4 - Uso di **modelli di simulazione di processo**:

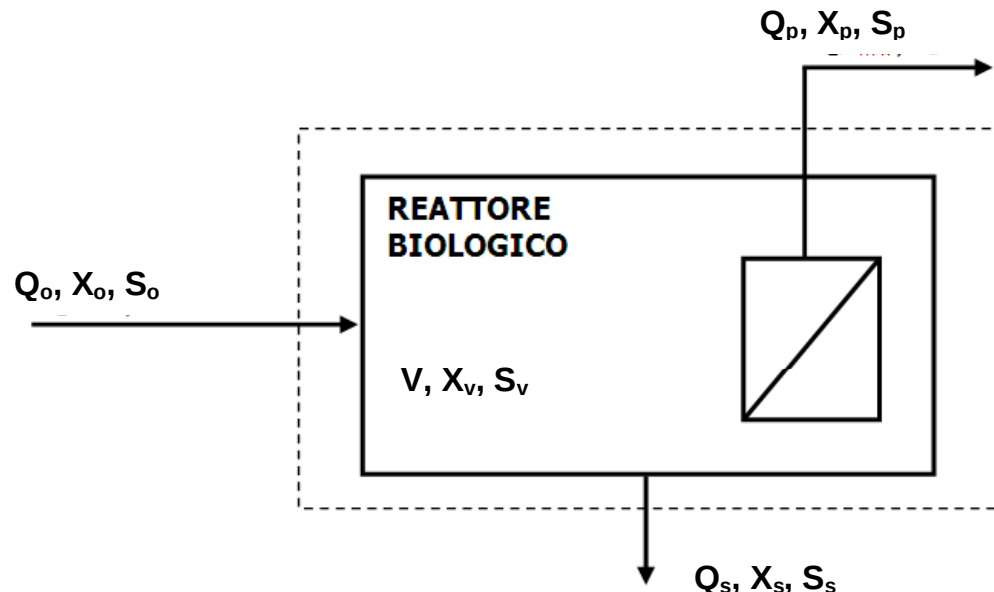
- modelli generalmente ricavati a partire dalla ben nota famiglia dei modelli ASM (Activated Sludge Model), introducendo le opportune modifiche per tener conto della presenza della membrana;
- approccio largamente citato nella letteratura scientifica, ma tutt'ora poco praticabile per il progetto degli impianti, a causa della necessità di disporre per la sua applicazione di numerosi parametri di difficile determinazione o reperibilità, oltre che di verificarne i risultati così ottenuti mediante calibrazione su impianti pilota;
- certamente di interesse, oltre che di maggiore completezza, tale approccio risulta per la verifica gestionale dei parametri di processo di impianti in esercizio o, ancor più, per la conoscenza e l'approfondimento dei fenomeni in gioco.



Calcolo del volume del reattore biologico

Proposta di un **semplice metodo di dimensionamento**, che non tiene in conto il frazionamento del substrato alimentato, facendo quindi riferimento alla concentrazione totale di COD, ma che tiene conto dell'effetto di fiatrzione della membrana (mod. da *Wen et al, 1999*).

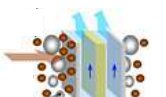
Bilancio di massa in condizioni stazionarie della biomassa e del substrato per un reattore MBR:



Schema a blocchi di un bioreattore a membrana

Q portata
 X conc. biomassa (SST)
 S conc. Substrato (COD)

- Ipotesi:**
- reattore a completa miscelazione
 - condizioni stazionarie
 - conc. biomassa trascurabili nei flussi entranti e di permeato
 - completa idrolisi del COD biodegradabile



Calcolo del volume del reattore biologico

Bilancio della **biomassa**:

$$Q_o X_o + V \frac{dX_v}{dt} = Q_p X_p + Q_s X_s$$

trascurando le concentrazioni di biomassa nell'influente e nel permeato,
si ricava:

$$\frac{V}{Q_s} = \frac{X_s}{dX_v/dt}$$

applicando la teoria di Monod e richiamando la definizione di “età del fango” ϑ risulta:

$$\frac{dX_v}{dt} = (\mu - K_d) X_v = \left(\mu_{\max} \frac{S_v}{K_s + S_v} - K_d \right) X \quad \vartheta = \frac{V X_v}{Q_s X_s} = \frac{V}{Q_s}$$

da cui:

$$\vartheta = \left(\mu_{\max} \frac{S_v}{K_s + S_v} - K_d \right)^{-1}$$

Legenda: μ : velocità di crescita cellulare; $\mu_{\max}$: velocità massima di crescita cellulare; K_s : costante di semisaturazione del substrato; K_d : velocità di scomparsa batterica

Calcolo del volume del reattore biologico

Bilancio **substrato**:

$$Q_o S_o = Q_p S_p + V \frac{dS_v}{dt} + Q_s S_s$$

utilizzando l'equazione di Michaelis-Menten per la degradazione del substrato:

$$\frac{dS_v}{dt} = v X_v = \frac{\mu}{Y} X_v = \frac{1}{Y} \left(\frac{1}{\vartheta} + K_d \right) X_v = \frac{1 + K_d \vartheta}{Y \vartheta} X_v$$

e imponendo il bilancio idraulico ($Q_o = Q_p + Q_s$) si ricava:

$$(Q_p + Q_s) S_o = Q_p S_p + V \frac{\mu}{Y} X_v + Q_s S_{sur}$$

Legenda: μ : velocità di crescita cellulare; μ_{max} : velocità massima di crescita cellulare; K_s : costante di semisaturazione del substrato; K_d : velocità di scomparsa batterica; v : velocità di rimozione del substrato; Y : coefficiente di crescita cellulare

Calcolo del volume del reattore biologico

Introducendo il tempo di residenza idraulica $T=V/Q_p$ si ricava in definitiva:

a) concentrazione biomassa nel reattore biologico:

$$X_v = \frac{Y\vartheta}{1+K_d\vartheta} \left[\frac{(S_o - S_p)}{T} + \frac{(S_o - S_{sur})}{\theta} \right]$$

b) volume del reattore biologico:

$$V = \frac{(S_o - S_p) Q_p Y \vartheta}{(1+K_d\vartheta) X_v - Y(S_o - S_{sur})}$$

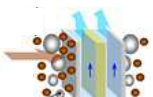
Legenda: μ : velocità di crescita cellulare; μ_{max} : velocità massima di crescita cellulare; K_s : costante di semisaturazione del substrato; K_d : velocità di scomparsa batterica; v : velocità di rimozione del substrato; Y : coefficiente di crescita cellulare

Calcolo del volume del reattore biologico

Nel caso dei reattori MBR, come già evidenziato, va tenuto in conto l'effetto di filtrazione della membrana, che consente la rimozione totale della frazione particolata del substrato e parziale di quella disciolta.

A tale scopo, può essere introdotto il **rendimento di filtrazione η_{FS}** valutato rispetto alla concentrazione del surnatante del reattore biologico:

$$\eta_{FS} = 1 - \frac{S_p}{S_{sur}}$$



Calcolo del volume del reattore biologico

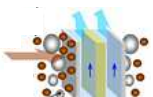
Introducendo tale parametro nelle espressioni precedenti, si ricavano le due seguenti relazioni, utilizzabili per il **progetto del reattore biologico**:

Età del fango:

$$\vartheta = \left(\mu_{\max} \frac{[S_p / (1 - \eta_{FS})]}{K_s + [S_p / (1 - \eta_{FS})]} - K_d \right)^{-1}$$

Volume reattore:

$$V = \frac{(S_o - S_p) Q_p Y \vartheta}{(1 + K_d \vartheta) X_v - Y (S_o - S_p / (1 - \eta_{FS}))}$$

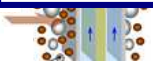


Calcolo del volume del reattore biologico

Procedura di dimensionamento del reattore biologico:

- noti i **dati di progetto** per l'impianto (Q ed S_o),
- scelti i valori delle **costanti cinetiche e stechiometriche** $\mu_{\max}$, K_s , K_d e Y (ricavati da letteratura o, più raramente, misurati),
- fissato il valore della **concentrazione di biomassa** nel reattore X_v (generalmente tra 10 e 15 g/l),
- fissato il valore del **rendimento di filtrazione** η_{FS} , in funzione delle caratteristiche della membrana (circa 0,7),
- fissato il valore che si vuole garantire per la **concentrazione di substrato nel permeato** S_p ,
- è possibile ricavare dalle precedenti due espressioni (i) il valore dell'**età del fango** e (ii) il **volume del reattore**.

Attenzione: il calcolo è molto sensibile alla scelta dei parametri di progetto !



Calcolo del volume del reattore biologico

OSSERVAZIONI SUL CALCOLO DEL REATTORE BIOLOGICO:

Confronto con reattore CAS

(con sed. finale ed estrazione fanghi da reattore biologico):

Con gli stessi passaggi precedenti si ricava:

$$V^* = \frac{(S_o - S_e) Q_e Y \vartheta}{(1 + K_d \vartheta) X - Y (S_o - S_e)}$$

- a) a parità di concentrazioni negli effluenti del CAS e del surnatante del ML del reattore biologico ($S_e = S_{sur}$), $V_{MBR} > V^*$
- b) a parità di concentrazioni negli effluenti di MBR e CAS ($S_e = S_p$) e a parità di variabili e costanti cinetiche, $V_{MBR} < V^*$

- In sintesi, le maggiori prestazioni ottenibili con le membrane ($S_p \ll S_e$) richiedono l'aumento del volume del reattore biologico MBR.
- Percontro, a parità di prestazioni tra CAS ed MBR ($S_p = S_e$), il CAS richiede un volume maggiore del reattore biologico (in effetti tale possibilità è poco verosimile).

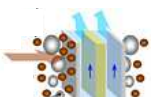
Calcolo del volume del reattore biologico

OSSERVAZIONI SUL CALCOLO DEL REATTORE BIOLOGICO:

Valori da assegnare alle costanti cinetiche e stechiometriche:

- 1) la **velocità massima di crescita batterica** $\mu_{\max}$ è in entrambi i casi (CAS ed MBR) decrescente al crescere dell'età del fango ϑ , con valori comparabili per elevati valori di ϑ (da Smith et al., 2003):

	ϑ (d)	$\mu_{\max}$ (d ⁻¹)	K_s (mgCOD/l)	k_d (d ⁻¹)	Y (mgVSS/mgCOD)
CAS	8	0,51	124,70	0,19	0,55
	14	0,34	103,80	0,53	0,30
	20	0,21	29,10	0,70	0,16
	30	0,17	10,90	0,84	0,09
MBR	8	0,21	1,90	0,55	0,22
	14	0,17	11,10	0,62	0,10
	20	0,17	14,80	1,03	0,15
	30	0,17	73,30	0,60	0,05

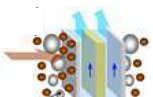
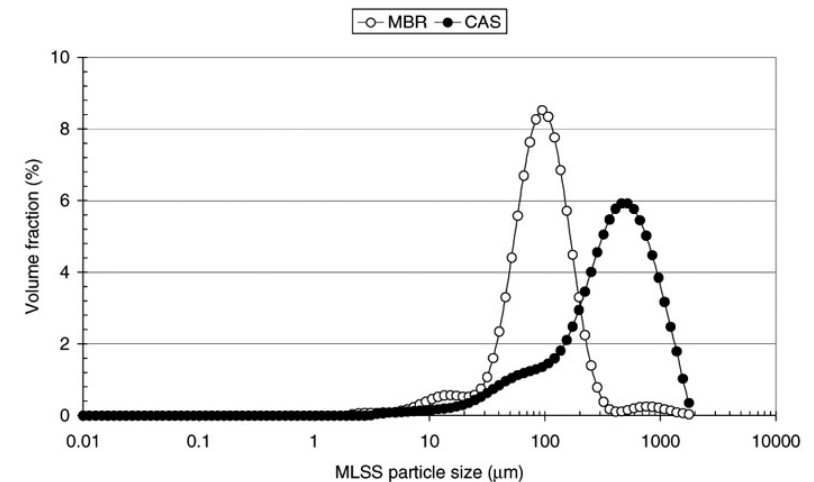


Calcolo del volume del reattore biologico

- 2) la **costante di semisaturazione K_s** è decescente con ϑ per i CAS, mentre è crescente per gli MBR; ciò è dovuto alla maggiore affinità tra biomassa e substrato negli MBR, a causa della maggiore superficie specifica dei fiocchi ($\rightarrow$ intercettazione anche dei fiocchi più piccoli);

	ϑ (d)	$\mu_{\max}$ (d ⁻¹)	K_s (mgCOD/l)	k_d (d ⁻¹)	Y (mgVSS/mgCOD)
CAS	8	0,51	124,70	0,19	0,55
	14	0,34	103,80	0,53	0,30
	20	0,21	29,10	0,70	0,16
	30	0,17	10,90	0,84	0,09
MBR	8	0,21	1,90	0,55	0,22
	14	0,17	11,10	0,62	0,10
	20	0,17	14,80	1,03	0,15
	30	0,17	73,30	0,60	0,05

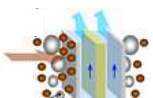
Distribuzione granulometrica della miscela aerata per reattori CAS e MBR



Calcolo del volume del reattore biologico

3) Infine, minori differenze fra i due sistemi si riscontrano per **la velocità di scomparsa batterica K_d** e per **il coefficiente di crescita cellulare Y**

	ϑ (d)	$\mu_{\max}$ (d ⁻¹)	K_s (mgCOD/l)	k_d (d ⁻¹)	Y (mgVSS/mgCOD)
CAS	8	0,51	124,70	0,19	0,55
	14	0,34	103,80	0,53	0,30
	20	0,21	29,10	0,70	0,16
	30	0,17	10,90	0,84	0,09
MBR	8	0,21	1,90	0,55	0,22
	14	0,17	11,10	0,62	0,10
	20	0,17	14,80	1,03	0,15
	30	0,17	73,30	0,60	0,05



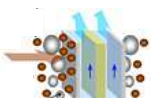
Calcolo della superficie delle membrane

Si fissa il **flusso massimo di permeato** ($\text{l/m}^2\text{ora}$), che dipende dalla tipologia di membrana e della configurazione del sistema.

Esso va scelto:

- non troppo basso ($\rightarrow$ elevate superfici complessive delle membrane e quindi elevati costi di impianto per i moduli di membrane);
- non troppo alto ($\rightarrow$ elevato sporciamento delle membrane ed eccessiva frequenza di pulizia della membrana stessa).

N.B.: il progressivo sporciamento della membrana richiede l'alternanza di cicli di alimentazione della membrana con cicli di lavaggio fisico e/o chimico

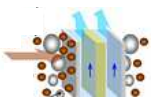


Calcolo della superficie delle membrane

Il “**flusso critico**” J_{CR} è definito come quel valore del flusso al di sotto del quale non si sviluppano fenomeni di sporcamiento, con conseguenti diminuzioni del flusso o aumento di TMP nel tempo, a seconda delle modalità operative.

In realtà anche per valori di flusso inferiori a J_{CR} , la presenza della sospensione determina una graduale diminuzione nel tempo del flusso di permeato (o l'aumento delle TMP).

Per i sistemi MBR è quindi più corretto parlare di “**flusso sostenibile**”, definito come quel valore ottimale di flusso di permeato da estrarre, al fine di minimizzare gli interventi di pulizia chimica e così prolungare la durata della membrana.



Calcolo della superficie delle membrane

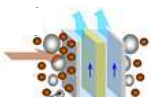
Il valore di J_{cr} è solitamente indicato dalle case produttrici dei moduli di membrane ed assume valori di circa **20-50 l/m²ora**.

Per sicurezza, il **flusso di progetto J_p** per il dimensionamento delle membrane può essere posto pari al'80% di J_{cr} .

La **superficie totale della membrana A** può essere facilmente ricavato come rapporto tra la portata massima alimentata e il valore di J_p così scelto:

$$A = \frac{Q_{max}}{J_p}$$

A partire dal valore di A , in funzione della tipologia e del modello di membrana adottato, si valuterà il numero di **moduli** necessario per l'impianto.



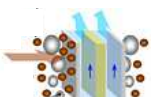
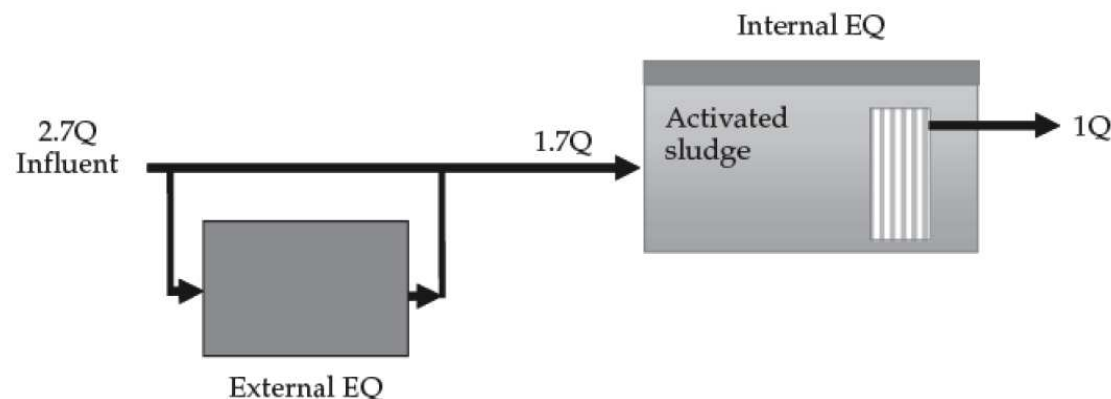
Calcolo della superficie delle membrane

Il problema delle variazioni di portata in tempo secco e di pioggia:

E' opportuno limitare gli incrementi di portata rispetto al valor medio, al fine di limitare la superficie delle membrane e/o il loro eventuale sovraccarico:

Soluzioni impiantistiche possibili:

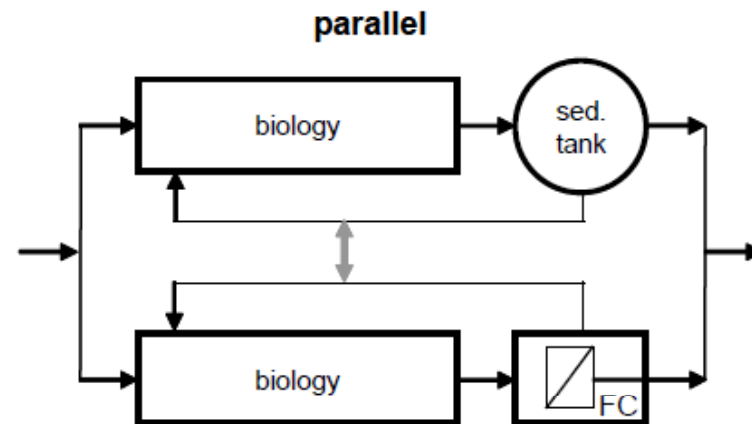
- a) reattore biologico con **livello variabile** (funzione di compenso);
- b) **vasca di equalizzazione** in derivazione, a cui sono avviate a mezzo di uno scaricatore di piena le portate in eccesso rispetto a quella massima ammessa; volume accumulato avviato all'impianto in corrispondenza delle portate inferiori a quella media;



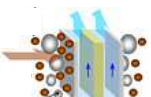
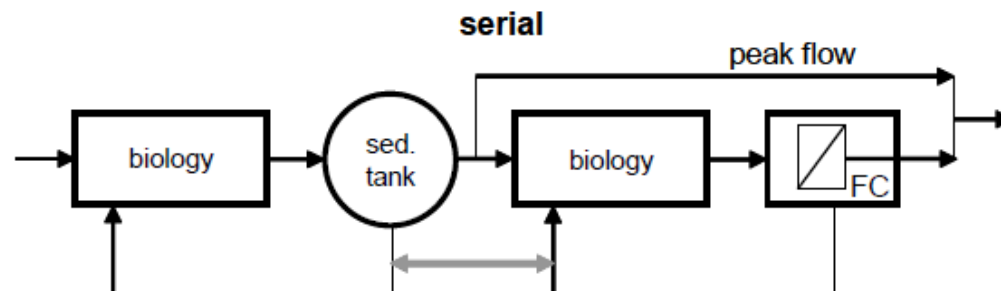
Calcolo della superficie delle membrane

- c) **impianto “ibrido”**: accoppiamento in serie o parallelo di una linea MBR, alimentata con portata costante, e una CAS o chimico-fisica, a cui sono avviate le portate in eccesso; qualità del refluo trattato media pesata dei due flussi in uscita da MBR e convenzionale.

collegamento in parallelo:



collegamento in serie:



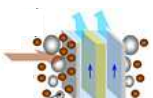
Calcolo del sistema di aerazione

Il **sistema di aerazione** ha lo scopo di :

- garantire le **condizioni aerobiche** di processo nel reattore biologico;
- limitare i **fenomeni di sporcamento** della membrana;
- mantenere condizioni di **miscelazione completa** nel reattore.

Tali obiettivi si possono raggiungere mediante la realizzazione di un duplice sistema di **aerazione a insufflazione d'aria**:

- il primo **a bolle grosse**, per la pulizia delle membrane grazie all'elevata agitazione provocato da bolle di tali dimensioni ($\text{scouring} \propto v \propto d^2$);
- il secondo **a bolle fini**, idoneo al trasferimento d'ossigeno in acqua ($\text{O.C.} \propto S/V \propto 1/d$).



Calcolo del sistema di aerazione

Per il calcolo della portata d'aria del sistema **a bolle grosse** si può utilizzare la “**domanda specifica d'aerazione**” (SAD: Specific Aeration Demand), definibile come:

a) rapporto tra la portata d'aerazione e la superficie complessiva della membrana (SAD_m)

$$SAD_m = \frac{Q_a}{A} \left[\frac{m^3}{m^2 \cdot h} \right]$$

b) rapporto tra la portata d'aerazione e la portata di permeato (SAD_p):

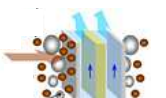
$$SAD_p = \frac{Q_a}{J_p A} [-]$$

I valori dei SAD sono solitamente consigliati dalle **Aziende** produttrici delle membrane.

Possibili **espressioni** adottabili:

$$SAD_m = 0,0044 J_p + 0,708 \quad \text{per moduli a membrane piane} \left[\frac{m^3}{m^2 \cdot h} \right]$$

$$SAD_p = 0,0052 J_p + 0,326 \quad \text{per moduli a fibre cave} [-]$$



Calcolo del sistema di aerazione

Per il calcolo della portata del sistema **a bolle fini** possono adoperarsi gli stessi algoritmi validi per gli impianti CAS.

Il **fabbisogno d'ossigeno** deve tener conto del consumo per nitrificazione, che si verifica per gli elevati valori di ϑ tipici degli MBR:

$$\Delta O_2 = a'(S_0 - S_e)Q + b' V X + c' [TKN_0 - TKN_e - 0,05(S_0 - S_e)] Q \quad \left[\frac{\text{kgO}_2}{\text{h}} \right]$$

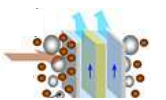
La **capacità di ossigenazione** del sistema a bolle fini può essere ricavata a partire del fabbisogno totale di ossigeno così calcolato, al netto del contributo dato dal sistema d'aerazione a bolle grosse, che, perquanto inferiore come resa di trasferimento, è tuttavia generalmente non trascurabile.

N.B.: va utilizzato un **fattore di trasferimento d'ossigeno** $\propto$ **inferiore** rispetto ai CAS, per tener conto della maggiore concentrazione di SST in vasca (anche 0,4).

Tuttavia, la **minore granulometria** dei fiocchi **migliora** la capacità di trasferimento di O_2 rispetto ai CAS (maggiore S/V)

Ulteriori elementi di progetto

- **frequenza e durata dei cicli di filtrazione:**
 - alimentazione (8-15 min) + lavaggio (1-2 min) → fouling reversibile
 - cicli di lavaggio chimico di mantenimento (2 volte/mese) + intensivi (2 volte/anno) → fouling irreversibile;
- **pressione trasmembrana (TMP):** da $< 0,5$ bar (membrana sommersa) a 1-5 bar (side stream)
- **potenza delle pompe** di aspirazione (configurazione a membrane sommerse) o di compressione (configurazione side stream) del permeato;
- **potenza dei compressori d'aria**, distinti fra i due sistemi di aerazione, a bolle fini e grosse;
- **portata del fango di supero**, calcolabile con le stesse espressioni utilizzabili per i sistemi CAS.



Considerazioni conclusive

Il dimensionamento degli impianti MBR presenta tutt'oggi numerosi elementi di **incertezza**, che potrebbero indurre ad affrontare in modo superficiale il loro progetto.

Ciò può spingere il **progettista** ad assumere una delle due posizioni estreme, causa rispettivamente di possibili sottodimensionamenti o surdimensionamenti degli impianti stessi:

- ritenere che la **membrana sia l'artefice dell'intero effetto di rimozione** degli inquinanti, qualunque sia la forma fisica, sospesa o disciolta, in cui essi si trovano, ponendo così poca attenzione al reattore biologico;
- applicare metodi di dimensionamento dei reattori che **non tengano conto in alcun modo della presenza della membrana**, considerata solo come sostituto dell'unità di sedimentazione finale.

L'uso di criteri e metodi di dimensionamento basati su **modelli semplici** è certamente utile, specie in assenza di misure dirette o, meglio ancora, di prove su prototipi.



Gaspare Viviani

*Dipartimento di Ingegneria Civile, Ambientale,
Aerospaziale, dei Materiali*

Università degli Studi di Palermo

gaspare.viviani@unipa.it

