



BioMAc 2016
 Bioreattori a Membrane (MBR)
 e trattamenti avanzati per la depurazione delle Acque

Gli impianti MBR: generalità e dimensionamento

Gaspere Viviani (Università di Palermo)

Palermo, 27-28 ottobre 2016

Introduzione

Crescente interesse per l'utilizzo di **nuove tecnologie** per il trattamento delle acque reflue, quali gli **MBR (Membrane BioReactors)**, diverse da quelle convenzionali (**CAS: Conventional Activated Sludge**) per:

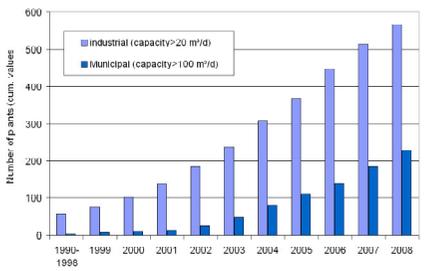
- interventi di potenziamento di **impianti esistenti sovraccaricati**, per aumento degli AE serviti o sottodimensionamento iniziale;
- interventi di **adeguamento di impianti esistenti**, per il rispetto di standard di qualità più esigenti, introdotti dalle nuove normative (D.lgs. 152/2006);
- interventi di **riuso delle acque reflue** in impianti nuovi o esistenti (rispetto di limiti più restrittivi; D.M. 185/2003);
- realizzazione di **nuovi impianti in aree di modesta estensione** (problemi di inserimento urbanistico dell'impianto, mascheramento impianti, etc.).

Sviluppo e diffusione degli MBR

Anni '60
Dorr Oliver (trattamento acque di sentina delle navi – conf. membrane esterne)

1989
Yamamoto – Kubota (membrane piane sommerse)





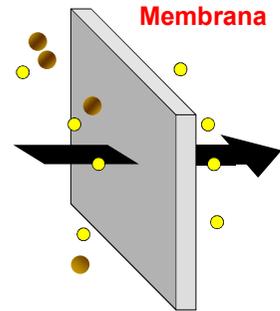
Year	Industrial (capacity > 20 m³/d)	Municipal (capacity > 100 m³/d)
1990-1998	~50	0
1999	~80	0
2000	~100	0
2001	~140	0
2002	~180	0
2003	~240	0
2004	~310	0
2005	~370	0
2006	~440	0
2007	~510	0
2008	~580	0

- Installazioni in oltre **200 Paesi** del mondo, principalmente est asiatico (Cina, Korea, Giappone).
- Installazioni MBR in Europa: oggi oltre **1000 impianti**, di cui $\frac{3}{4}$ per reflui industriali, ma con maggiori potenzialità per i reflui civili

La filtrazione su membrana

Obiettivo: separazione fisica di solidi sospesi, colloidali o disciolti da un mezzo liquido o gassoso.

Passaggio del flusso per mezzo dell'applicazione di una **pressione transmembrana:**



Membrana

La filtrazione su membrana

Effetti dell'applicazione di una pressione attraverso la membrana:

Alimento Q_A, C_A → Membrana → Concentrato Q_C, C_C

Permeato Q_P, C_P

Flusso permeato $J = \frac{Q_P}{A}$

Pressione transmembrana $TMP = R_x \mu J$

A : area filtrante
 J : flusso di permeato [m^3/m^2s]
 TMP : pressione di transmembrana [Pa]
 μ : viscosità del permeato [$Pa \cdot s$]
 R_x : resistenza alla filtrazione [m^{-1}]

La filtrazione su membrana

Modalità di alimentazione della membrana:

Filtrazione "dead end": Alimento C_A flows down, permeate $C_P < C_A$ flows out.

Filtrazione "cross flow": Alimento C_A flows tangentially, permeate $C_P < C_A$ flows out, retentate $C_R > C_A$ flows away.

Vantaggi della filtrazione cross flow:

- minore gradiente di intasamento
- idonea per sospensioni concentrate
- autopulizia dovuta all'elevata velocità tangenziale del flusso, con asportazione solidi depositatisi sulla membrana

Tipologie di membrane

Membrane per Osmosi Inversa, Nanofiltrazione, Ultrafiltrazione, Microfiltrazione

$10^{-9} m$ $10^{-8} m$ $10^{-7} m$ $10^{-6} m$ $10^{-5} m$
 Taglio molecolare medio (MWCO)
 200 daltons 20000 daltons 500000 daltons

Atomi liberi
 Piccole particelle organiche monomeri (zuccheri)
 Sali disciolti
 Endotossine pirogeni
 Virus
 Colloidi: Proteina albumina
 Batteri (fino a 40 micron)
 Cryptosporidia
 Cellule del sangue

Osmosi inversa Nanofiltrazione Ultrafiltrazione Microfiltrazione Depth Filter (>1mm)

Aumento di energia motrice richiesta ←

Le membrane utilizzate negli impianti MBR sono quelle di **MICROFILTRAZIONE** e di **ULTRAFILTRAZIONE** (porosità 0,04 – 0,4 μ)
 Obiettivi → occlusione, limitazione pressione

Tipologie di membrane

Materiali per membrane:

- polimerici
 - naturali (acetato di cellulosa)
 - sintetici (PP, PET, polisolfoni, poliolefine, etc.)
- ceramici

➤ Membrane **anisotrope**, costituite dalla sovrapposizione di uno **strato sottile superficiale** (funzione di filtrazione) su **uno più spesso e poroso** (funzione meccanica)
 ➤ Assemblaggio delle membrane in **"moduli"** (elevate superfici in volumi piccoli).

Caratteristiche di processo degli impianti MBR

SVANTAGGI:

- progressiva occlusione della membrana:
 - ❖ portata costante e TMP crescente (preferita)
 - ❖ portata decrescente e TMP costante
- necessità di periodici lavaggi (fisici e chimici) della membrana (→ durabilità nel tempo)
- dubbi sulla durata delle membrane
- elevati costi di impianto (membrane) e di esercizio (aerazione)

Problemi di esercizio delle membrane: il fouling

FOULING: è dovuto al deposito di sostanze sospese o disciolte sulla superficie esterna della membrana e all'interno dei pori.

Conseguenza: aumento delle resistenze alla permeazione (TMP) e progressiva occlusione della membrana

(a)+(c) adsorbimento nei pori o sulla superficie della membrana
 (b) occlusione completa dei pori
 (d) deposito superficiale di particelle

Fouling reversibile: totalmente eliminabile con lavaggio fisico
Fouling irreversibile: parzialmente eliminabile con lavaggio chimico

Problemi di esercizio delle membrane: il fouling

Variazione nel tempo della TMP per funzionamento a flusso costante

Ruoli della membrana e del reattore biologico nella rimozione degli inquinanti

Rend. totale rimozione COD:

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

Rend. totale 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).

Rend. membrana calcolato sul surnatante del reattore biologico:

- pari al **70%** circa.

Rend. rimozione ammoniaca/nitrati:

- Nitro/denitro nel reattore biologico; trascurabile effetto della membrana

Dimensionamento degli impianti MBR

a) impianti per la 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; → **dim. reattori biologici MBR ≠ impianti convenzionali**

b) impianti per la 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); → **dim. reattori biologici MBR ≈ impianti convenzionali**

c) impianti nitro/denitro:

- **scarsa influenza** della membrana sul processo di deN
- possibile peggioramento per **ricircolo** di O₂ coi nitrati (opportunità di deox in ricircolo nitrati)
- criteri di **dimensionamento** dei reattori biologici di **deN** identici a quelli degli impianti convenzionali

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 (tipo ASM)

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

Si ricavano le due seguenti relazioni, utilizzabili per il **progetto del reattore biologico**:

Età del fango:

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

Volume reattore:

$$V = \frac{(S_0 - S_p) Q_p Y \theta}{(1 + K_d \theta) X_v - Y (S_0 - S_p / (1 - \eta_{FS}))}$$

η_{FS} è il **rendimento di filtrazione** valutato rispetto alla concentrazione del surnatante del reattore biologico: $\eta_{FS} = 1 - \frac{S_p}{S_{sur}}$

X_v è la concentrazione di SST in vasca, posta ≤ 10 g/l, per limitare i fenomeni di fouling

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; S_p : concentrazione substrato nel permeato; S_{sur} : concentrazione del substrato nel surnatante del reattore biologico; X_v : concentrazione di biomassa in vasca

Calcolo della superficie delle membrane

Si fissa il **flusso massimo di permeato** (l/m^2ora), 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 sporco delle membrane ed eccessiva frequenza di pulizia della membrana stessa).

Si definisce “**flusso sostenibile**” 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.

- ❖ Il valore di J_{cr} è solitamente indicato dalle **case produttrici** dei moduli di membrane ed assume valori di circa **20-50 l/m^2ora** .
- ❖ Per sicurezza, il **flusso di progetto J_p** per il dimensionamento delle membrane può essere posto pari al **80%** di J_{cr} .

Calcolo della superficie delle membrane

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:

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

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

Problema: quale valore scegliere come Q_{max} e come contenere il rapporto Q_{max}/Q_{med} ?



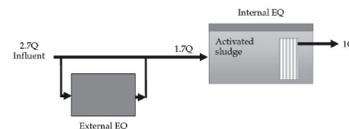
necessità di limitare gli **incrementi di portata in tempo secco e di pioggia** rispetto al valor medio di tempo secco, al fine di limitare la **superficie** delle membrane e/o il loro eventuale **sovraccarico**.

Calcolo della superficie delle membrane

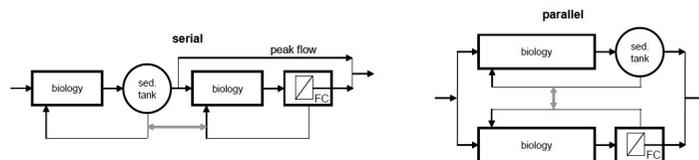
Possibili soluzioni impiantistiche:

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:



c) **impianto “ibrido”**: accoppiamento di una linea MBR a $Q=cost$ e una CAS o chimico-fisica alimentata dalle **portate in eccesso**; qualità del refluo trattato media pesata dei due flussi in uscita da MBR e CAS:



Calcolo del sistema di aerazione (impianti SMBR)

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

- garantire le **condizioni aerobiche** di processo nel reattore biologico;
- limitare i **fenomeni di sporco** 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 provocata da bolle di tali dimensioni ($scouring \propto v \propto d^2$);
- il secondo a **bolle fini**, idoneo al trasferimento d'ossigeno in acqua ($O.C. \propto S/V \propto 1/d$).

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)

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

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

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

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

Possibili **espressioni** adottabili:

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

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

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.

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

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

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

N.B.: fattore di trasferimento d'ossigeno α **minore** rispetto a imp. convenzionali?

- **maggiore concentrazione** di SST in vasca ($\alpha \approx 0,4$?);

- **minore granulometria** dei fiocchi, con migliore capacità di trasferimento di O_2 rispetto agli impianti convenzionali (maggiore S/V)

Ulteriori elementi di progetto

- **frequenza e durata dei cicli di filtrazione:**
 - alimentazione (8-15 min) + lavaggio fisico (1-2 min) o *relaxation* (sospensione alimentazione) → fouling reversibile
 - cicli di lavaggio chimico di mantenimento (2 volte/mese) + intensivi (2 volte/anno) → fouling irreversibile;
- **pressione transmembrana (TMP):** da < 0,5 bar (membrana sommersa) a 1-5 bar (side stream)
- **pompe** di aspirazione (configurazione SMBR), o di compressione (configurazione side stream) del permeato; di ricircolo fango (SMBR in vasca separata);
- **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 gli impianti convenzionali.

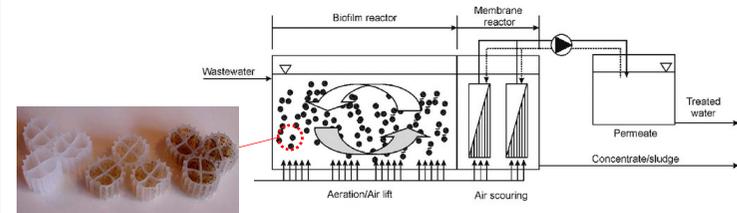
Alcuni schemi in variante per gli MBR

IMPIANTI MISTI A BIOMASSA ADESA E SOSPESA (MB-MBR o BF-MBR)

Introduzione del reattore biologico di corpi di riempimento sintetici, in modo da agevolare la formazione di biomassa adesa (come MBBR).

Vantaggi:

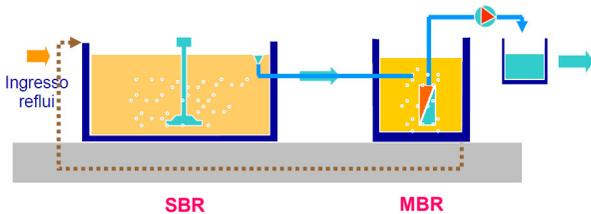
- a) maggiore biomassa nel reattore → **minori volumi**
- b) possibilità di mantenere minori concentrazioni di SST in vasca (a parità di biomassa totale) → **minore fouling**



Alcuni schemi in variante per gli MBR

SCHEMI CON FUNZIONAMENTO IN DISCONTINUO (SBR-MBR)

Alternanza di fasi di aerazione e fasi anaerobiche/anossiche, con rimozione simultanea di azoto e fosforo. Riempimento in fase anaerobica/anossica; estrazione permeato in fase aerobica.



Alcuni schemi in variante per gli MBR

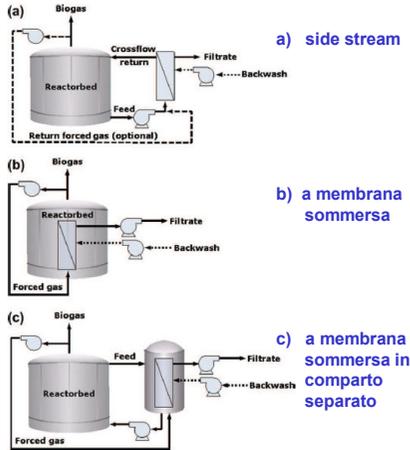
MBR ANAEROBICI (ANMBR)

Idonei per il trattamento di reflui ad elevato carico organico.

L'effetto barriera della membrana favorisce l'aumento della biomassa, riduce i tempi di digestione e migliora la qualità dell'effluente.

Soluzioni adoperate:

- side stream (preferita)
- a membrana sommersa con insufflazione di biogas.



Gaspere Viviani
 Dipartimento di Ingegneria Civile, Ambientale,
 Aerospaziale, dei Materiali
 Università degli Studi di Palermo
 gaspare.viviani@unipa.it