

UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA  
FACOLTÀ DI INGEGNERIA  
DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE



TESI DI LAUREA IN INGEGNERIA CHIMICA  
CLASSE 10 INGEGNERIA INDUSTRIALE  
(DM 509/99)

IMPIANTO BIOLOGICO A MEMBRANE PER LA  
DEPURAZIONE E IL RIUTILIZZO DELLE ACQUE REFLUE

Relatore: Ch.mo prof. Lino Conte

Correlatore: Ing. Luigi Falletti

Tutor aziendale: Ing. Massimo Muscari

Laureando: Nicolò Sguoto

Anno Accademico 2011-2012

<b>Introduzione</b>	<b>1</b>
<b>Capitolo 1: Depurazione: normative e processi tradizionali</b>	
1.1 Definizioni	3
1.2 Decreto Legislativo 152/2006	3
1.3 Decreto Ministeriale 185/2003	6
1.4 Processi tradizionali a fanghi attivi	7
1.4.1 Ossidazione biologica	7
1.4.2 Nitrificazione	8
1.4.3 Denitrificazione	10
1.4.4 Sedimentatore	11
1.4.5 Problemi di sedimentabilità dei fanghi	11
<b>Capitolo 2: Le membrane e le loro applicazioni</b>	
2.1 Caratteristiche delle membra	12
2.2 Classificazione e applicazioni dei processi a membrana	15
2.2.1 Microfiltrazione (MF)	16
2.2.2 Ultrafiltrazione (UF)	17
2.2.3 Nanofiltrazione (NF)	18
2.2.4 Osmosi inversa (RO)	18
2.3 Tipologie di membrane commerciali	19
2.4 I parametri del processo	23
2.5 Fattori fondamentali del processo	25
2.6 MBR: Bio-reattori a membrana	26
<b>Capitolo 3: Dimensionamento di un impianto MBR</b>	
3.1 Dati di progetto e limiti di legge	35
3.2 Bilanci di materia sugli inquinanti	36
3.3 Dimensionamento delle vasche	39
<b>Conclusioni</b>	<b>43</b>
<b>Bibliografia</b>	<b>45</b>

## **Introduzione**

La disponibilità d'acqua è l'elemento chiave per lo sviluppo di tutte le società. I sempre più alti standard di vita e le attività agricole, sociali, produttive e ricreative, principalmente in ambito urbano, richiedono ed utilizzano una crescente quantità di acqua. Questo sta portando a modificare l'ottica con cui vengono considerati i trattamenti della stessa: dalla depurazione finalizzata all'ottenimento di acqua che rientra nei limiti previsti dalla legge a veri e propri processi produttivi in grado di generare acqua destinata al riuso.

In alcuni processi industriali che necessitano di elevati volumi d'acqua (lavaggio, raffreddamento), l'adozione dei trattamenti finalizzati al riuso consente notevoli risparmi della risorsa primaria. Per quanto riguarda i reflui urbani, la pratica di riciclo più comune è costituita dall'irrigazione con effluenti sottoposti a trattamenti più o meno avanzati.

L'argomento di questa tesi sono gli impianti biologici a membrane per la depurazione e il riutilizzo delle acque reflue; in particolare verrà dimensionato un impianto di depurazione MBR con predenitrificazione e ossidazione, evidenziando i vantaggi di questa tecnologia.

# Capitolo 1

## Depurazione: normative e processi tradizionali

### 1.1 Definizioni

Per prima cosa, indichiamo una serie di definizioni di riferimento come da D.Lgs. 152/2006.

**Abitante equivalente (A.E.):** il carico organico biodegradabile avente una richiesta di ossigeno a 5 giorni (BOD<sub>5</sub>) pari a 60 grammi al giorno.

**Acque reflue domestiche:** acque reflue provenienti da insediamenti di tipo residenziale e da servizi e derivanti prevalentemente dal metabolismo umano e da attività domestiche.

**Acque reflue industriali:** qualsiasi tipo di acque scaricate da edifici o impianti in cui si svolgono attività commerciali o di produzione di beni, diverse dalle acque reflue domestiche e dalle acque di dilavamento; sono riconducibili a questo ambito anche le acque meteoriche che dilavano superfici ove vi sia la presenza di depositi di rifiuti, materie prime o prodotti non protetti dall'azione degli agenti atmosferici.

**Acque reflue urbane:** acque reflue domestiche, o il miscuglio di acque reflue domestiche, industriali e meteoriche di dilavamento, convogliate in reti fognarie, anche separate, e provenienti da agglomerato.

**Rifiuto liquido:** acque reflue, indipendentemente dalla loro natura, anche sottoposte a preventivo trattamento di depurazione, non immesse direttamente tramite condotta nel corpo recettore.

**Scarico:** qualunque immissione di acque reflue, indipendentemente dalla loro natura inquinante, anche sottoposte a preventivo trattamento di depurazione, in acque superficiali, sul suolo, nel sottosuolo o in rete fognaria.

### 1.2 Decreto Legislativo 152/2006

La legge a cui far riferimento in ambito nazionale quando si parla di scarico di acque reflue è il D.Lgs. 152/2006[1] [2] (che ha sostituito il D.Lgs. 152/1999); tale norma nella Parte Terza contiene le prescrizioni di valide su tutto il territorio nazionale e demanda alle Regioni alcuni aspetti della disciplina degli scarichi.

Il D.Lgs. 152/2006 in primo luogo ripartisce il territorio nazionale in una serie di distretti idrografici, a loro volta suddivisi in una serie di bacini idrografici; ogni Autorità di bacino provvede a redigere un Piano di bacino, che ha valore di piano territoriale di settore.

Le varie Regioni successivamente elaborano un Piano di Tutela delle Acque, contenente al suo interno prescrizioni variabili da zona a zona secondo i bacini idrografici e la loro sensibilità ambientale.

La Sezione II della Parte Terza riguarda la tutela delle acque dall'inquinamento, e in particolare:

- indica le competenze del Ministero dell'ambiente e della tutela del territorio, delle Regioni e degli altri enti locali;
- individua gli obiettivi minimi di qualità ambientale per i corpi idrici significativi, necessari a mantenerli idonei per l'utilizzazione da parte dell'uomo e per consentire la vita di pesci e molluschi al loro interno;
- stabilisce la disciplina degli scarichi, e in particolare indica i criteri per l'individuazione di aree sensibili e di zone vulnerabili alla presenza di nitrati e di prodotti fitosanitari, le zone vulnerabili alla desertificazione, le aree di salvaguardia delle acque destinate al consumo umano;
- impone la pianificazione del bilancio idrico;
- stabilisce infine le sanzioni amministrative e penali.

Per definire le condizioni base per il trattamento delle acque reflue, bisogna introdurre il concetto di agglomerato. La Regione Veneto, nell'Allegato A al Decreto della Giunta Regionale n°3856 del 15 dicembre 2009 "Individuazione e caratterizzazione degli agglomerati ai sensi della direttiva 91/271/CEE"[3], definisce un agglomerato come l'area in cui la popolazione e/o le attività economiche sono sufficientemente concentrate da rendere possibile la raccolta ed il convogliamento delle acque reflue verso un sistema di trattamento o un punto di scarico finale; la sua grandezza è espressa dal carico di queste acque reflue generate. L'esistenza di un agglomerato è indipendente dall'esistenza di un sistema di collettamento o di un impianto di trattamento; non deve inoltre essere confuso con entità amministrative (come i comuni) che potrebbero portare lo stesso nome: i due limiti territoriali potrebbero anche non corrispondere.

Il D.L. 152/2006 impone la realizzazione delle reti fognarie per il collettamento delle acque reflue urbane per gli agglomerati con oltre 2000 A.E., mentre per gli agglomerati da meno di 2000 A.E. sono ammesse deroghe qualora sia negativo il rapporto tra costi e benefici ottenibili, oppure esistano evidenti impossibilità di natura tecnica.

Questa sezione del Decreto Legislativo disciplina gli scarichi in funzione del rispetto degli obiettivi di qualità dei corpi idrici, e impone il rispetto dei valori limite previsti in allegato al Decreto stesso. In tab. 1-1 sono riportati i limiti di emissione per le acque reflue urbane.

Tabella 1-1: Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane<sup>[1]</sup>

Potenzialità impianto in A.E.	2.000 – 10.000		> 10.000	
Parametri (media giornaliera)	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
BOD5 senza nitrificazione (mg/L)	≤ 25	70 – 90	≤ 25	80
COD (mg/L)	≤ 125	75	≤ 125	75
Solidi sospesi (mg/L)	≤ 35 (*)	90 (*)	≤ 35	90

(\*) = la percentuale di riduzione di BOD5 non deve essere inferiore a 40; per i solidi sospesi la concentrazione non deve superare i 70 mg/L e la percentuale di abbattimento non deve essere inferiore al 70%

Nelle aree sensibili al rischio di eutrofizzazione, che ogni Regione deve individuare entro il proprio territorio, sono stabiliti limiti più restrittivi per azoto e fosforo, riportati in tab. 1-2:

Tabella 1-2: Limiti di emissione per gli impianti di acque reflue urbane recapitanti in aree sensibili[1]

Potenzialità impianto in A.E.	2.000 – 10.000		> 10.000	
Parametri (media giornaliera)	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
Fosforo totale (P mg/L)	≤ 2	80	≤ 1	80
Azoto totale (N mg/L)	≤ 15	70 - 80	≤ 10	70 - 80

Il D.L. definisce i limiti per il trattamento e lo scarico delle sostanze pericolose, e lascia autorità alle Regioni di imporre parametri più restrittivi se necessari al raggiungimento degli obiettivi di qualità previsti. E' poi vietato lo scarico al suolo e nel sottosuolo, salvo deroghe specifiche.

La sezione III della Parte Terza disciplina la gestione delle risorse idriche, organizzando i servizi idrici sulla base degli Ambiti Territoriali Ottimali (A.T.O.) definiti dalle Regioni in base alla legge 36 del 5/1/1994, e istituisce una Autorità d'Ambito Territoriale Ottimale, dotata di personalità giuridica, a cui è trasferita la competenza su gestione e programmazione delle risorse idriche all'interno del proprio A.T.O. di competenza. La vigilanza e il controllo sulle risorse idriche sono affidati all'Autorità di vigilanza sulle risorse idriche e sui rifiuti (Sezione per la vigilanza sulle risorse idriche), che controlla il rispetto della disciplina vigente e tutela e garantisce i diritti degli utenti.

### 1.3 Decreto Ministeriale 185/2003

A livello nazionale, il D.Lgs. 152/1999 – Legge quadro sulle acque, introduceva il concetto di “risparmio idrico” e di “riutilizzo delle acque”, rimandando ad un testo successivo per stabilire le norme tecniche per il riutilizzo delle acque reflue.

Il 12/06/2003 il Ministro dell’Ambiente e della Tutela del Territorio ha emanato il Decreto Ministeriale n.185 (Allegato 1) che “stabilisce le norme tecniche per il riutilizzo delle acque reflue domestiche, urbane ed industriali attraverso la regolamentazione delle destinazioni d’uso e dei relativi requisiti di qualità, ai fini della tutela qualitativa e quantitativa delle risorse idriche, limitando il prelievo delle acque superficiali e sotterranee, riducendo l’impatto degli scarichi sui corpi idrici recettori e favorendo il risparmio idrico mediante l’utilizzo multiplo delle acque reflue”. In tale Decreto sono stabilite queste definizioni:

- **Recupero:** riqualificazione di un’acqua reflua, mediante adeguato trattamento depurativo, al fine di renderla adatta alla distribuzione per specifici riutilizzi;
- **Riutilizzo:** impiego d’acqua reflua recuperata di determinata qualità per specifica destinazione d’uso, per mezzo di una rete di distribuzione, in parziale o totale sostituzione d’acqua superficiale o sotterranea.

La normativa prevede tre possibili destinazioni d’uso ammissibili:

- **Uso irriguo:** per l’irrigazione di colture destinate sia alla produzione d’alimenti per il consumo umano ed animale, sia a fini non alimentari (subirrigazione);
- **Uso civile:** per il lavaggio delle strade nei centri urbani; per l’alimentazione dei sistemi di riscaldamento o raffreddamento; per l’alimentazione di reti duali d’adduzione, separate da quelle delle acque potabili;
- **Uso industriale:** come acqua antincendio, di processo, di lavaggio e per i cicli termici dei processi industriali.

I requisiti minimi di qualità delle acque reflue ai fini del riutilizzo sono quelli previsti alla tabella 3 dell’allegato 5 del D.Lgs. 152/2006 (scarico in acque superficiali); le Regioni possono definire limiti inferiori per alcuni parametri o limiti specifici per il riutilizzo in particolari cicli produttivi (art.4). Non è possibile riutilizzare le acque recuperate per uso potabile e per riutilizzo che comporti contatto diretto tra le acque recuperate e alimenti o prodotti cosmetici e farmaceutici e per l’innaffiamento di aree verdi aperte al pubblico.

Una tecnologia adatta a rendere le acque reflue adatte al riutilizzo è il processo biologico a membrane (MBR) che sarà trattato nel cap. 2. Nella seconda parte di questo capitolo saranno trattati, a scopo di confronto, i processi tradizionali a fanghi attivi.

## 1.4 Processi tradizionali a fanghi attivi

I trattamenti a fanghi attivi sono basati su processi biologici operati da una popolazione batterica che per i propri metabolismi utilizza sostanze nutritive (carbonio, azoto e fosforo contenute) del refluo. I batteri vivono agglomerati in fiocchi gelatinosi detti fanghi attivi, che nei reattori biologici sono mantenuti miscelati con il refluo da trattare e quindi possono essere separati dall'acqua depurata con una decantazione.

### 1.4.1 Ossidazione biologica

I reattori di ossidazione sono costituiti da vasche aerate nelle quali fluiscono con continuità i liquami da depurare; qui essi vengono in contatto con i fanghi attivi che degradano la sostanza organica in soluzione e in sospensione (con una preventiva azione di idrolisi), assimilandola e trasformandola parte in energia e metaboliti semplici ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) e parte in nuove cellule. Dalle vasche di ossidazione esce una sospensione di fanghi attivi e acque depurate detta anche mixed-liquor, che nei successivi sedimentatori finali viene separata in fanghi addensati e acque chiarificate. I fanghi addensati sono ricircolati alle vasche di ossidazione per mantenere la concentrazione necessaria al processo. La massa di fanghi attivi cresce proporzionalmente alla quantità di sostanza organica rimossa; ne segue che per mantenere la concentrazione dei fanghi costante è necessario asportare periodicamente una parte dei fanghi attivi medesimi (fanghi di supero). L'ossigeno necessario alle attività batteriche viene fornito artificialmente con sistemi meccanici, insufflazione di aria e in alcuni casi insufflazione di ossigeno puro. Il principale parametro di dimensionamento e di funzionamento del processo di ossidazione è il carico del fango; esso è il carico di sostanza organica biodegradabile ( $\text{kg BOD}_5/\text{giorno}$ ) diviso per la massa ( $\text{kg}$ ) di solidi sospesi presenti nella vasca di aerazione:

$$F_c = \frac{Q \cdot [\text{BOD}_5]}{[\text{SS}] \cdot V}$$

dove:

$F_c$  = fattore di carico del fango (in  $\text{kg BOD}_5/\text{kg SS} \cdot \text{giorno}$ )

$Q$  = portata entrante (in  $\text{m}^3/\text{giorno}$ )

$[\text{BOD}_5]$  = concentrazione di  $\text{BOD}_5$  (in  $\text{kg BOD}_5/\text{m}^3$ )

$[\text{SS}]$  = concentrazione di solidi sospesi (in  $\text{kg SS}/\text{m}^3$ )

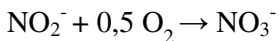
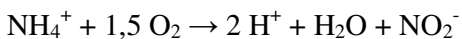
$V$  = volume vasca (in  $\text{m}^3$ )



La portata  $Q$  e la concentrazione di  $BOD_5$  sono due parametri forniti da indagini tecniche sul refluo da trattare; possiamo invece stabilire nel progetto la concentrazione di solidi sospesi presente nella vasca. Solitamente si impostano parametri di  $F_c$  tra 0,1 - 0,2  $kgBOD_5/kgSS \cdot d$  ( $0,05 < F_c < 0,08$  per piccoli impianti) e concentrazioni di solidi sospesi tra 2,5 - 6  $kgSS/m^3$ ; in questa maniera si ricava il volume  $V$  necessario della vasca di ossidazione per lavorare coi parametri scelti. Più basso si mantiene il fattore di carico, maggiore è il tempo di detenzione e la concentrazione di microrganismi, cioè il grado di ossidazione ed degradazione a cui sono sottoposte le sostanze organiche.

#### 1.4.2 Nitrificazione

Nei liquami, l'azoto è presente soprattutto sotto forma di azoto organico e ammoniaca ( $NH_3$ ); la parte organica viene velocemente idrolizzata ad azoto ammoniacale. Il processo di nitrificazione porta all'ossidazione dell'ammoniaca a nitriti e nitrati con due processi svolti da batteri autotrofi aerobi secondo le seguenti reazioni:



La concentrazione di ossigeno disciolto da mantenere nella vasca può essere un fattore limitante: nonostante siano sufficienti 0,5  $mg/L$  alla sopravvivenza dei batteri eterotrofi, sono necessari almeno 2  $mg/L$  per i nitrificanti. Altri fattori che influenzano le reazioni sono il pH (l'ottimale sarebbe tra 7,2 e 8), il rapporto tra  $BOD_5$  e azoto (più cresce tale rapporto, più aumenta il carico del fango e cala la velocità di nitrificazione) e la temperatura (più sale, più le reazioni avvengono velocemente). Usualmente tale processo avviene nella stessa vasca dove avviene l'ossidazione: occorre dimensionare l'impianto con un carico del fango basso (non oltre 0,2  $kgBOD_5/kgSS \cdot giorno$ ) e aumentare la concentrazione di ossigeno disciolto a 2  $mg/L$  perché i due tipi di batteri svolgano in contemporanea i rispettivi processi. Il consumo totale teorico di ossigeno in questo processo è di 4,57  $g O_2 / g NH_3$  ossidato; la formula per calcolare la quantità di  $O_2$  da inserire nella vasca diviene allora:

$$O_2 = a \cdot \eta \cdot F + b \cdot M + 4,57 \cdot N$$

dove

$O_2$  = fabbisogno medio di ossigeno (in kg/giorno)

$a$  = coefficiente di ossidazione per sintesi, parametro scelto dal progettista:  $0,5 \leq a \leq 0,65$  (in kg $O_2$ /kgBOD $_5$  abbattuto)

$\eta$  = efficienza di abbattimento:  $0,8 \leq \eta \leq 0,95$

$F = Q \cdot [BOD_5]$ abbattuto (in kg/giorno)

$b$  = coefficiente di assorbimento di ossigeno per la respirazione endogena, parametro scelto dal progettista:  $0,08 \leq b \leq 0,12$  (in kg  $O_2$ / kg SS · giorno)

$M = V \cdot [SS]$  (in kg SS)  $a \cdot \eta \cdot F$  è la richiesta di ossigeno per la sintesi batterica

$N$  è il carico di azoto ammoniacale e organico da nitrificare (kgN / giorno).

La velocità di nitrificazione è dipendente dalla temperatura secondo la relazione:

$$V = V_{\max(20^\circ C)} \cdot J^{(T-20)}$$

dove:

$V_{\max(20^\circ C)}$  è la velocità massima di nitrificazione a 20°C e si esprime in Kg $_N$ /Kg $_{SSN} \cdot d$

$J$  è il fattore di correzione della temperatura, vale 1,12 ed è adimensionale

$T$  è la temperatura in °C

L'ossigeno effettivamente necessario per il processo è però maggiore:

$$O_2^* = \frac{O_2}{\alpha \cdot k}$$

$\alpha$  = parametro legato al sistema, che tiene conto della difficoltà del trasferimento dell'ossigeno dall'aria all'acqua:  $0,75 \leq \alpha \leq 0,85$

$$k = f(T, \text{concentrazione di } O_2) = 1,024^{(T-20)} \times \frac{(C_{SE} - C_E)}{C_{S20}}$$

dove:

$C_{SE}$  = concentrazione alla saturazione in esercizio di  $O_2$  (in mg/L)

$C_E$  = concentrazione in esercizio di  $O_2$  (in mg/L)

$C_{S20}$  = concentrazione di  $O_2$  alla saturazione a 20° = 9,2 mg/L

La quantità di aria da insufflare è data dall'espressione:

$$A = \frac{O_2^*}{0,28 * \eta_D}$$

con:

A = aria da iniettare (in kg/giorno)

$\eta_D$  = efficienza del diffusore

0,28 = kg di ossigeno in 1 kg d'aria

La diffusione dell'ossigeno avviene in maniera da aumentare al massimo la superficie di contatto tra aria ed acqua, attraverso diffusori ad alta efficienza, a piattello o a membrana, o con una combinazione pompa-eiettore, oppure iniettando ossigeno puro tramite aeratori unox.

### 1.4.3 Denitrificazione

La denitrificazione biologica dell'azoto è operata da batteri eterotrofi facoltativi come Pseudomonas, Micrococcus, Archromobacter, Bacillus, Spirillus, abbondantemente presenti nel fango delle vasche di ossidazione; questi batteri, posti in condizioni di mancanza di ossigeno (anossia), possono utilizzare l'ossigeno combinato dei nitrati per l'ossidazione biologica della sostanza organica liberando l'azoto gassoso N<sub>2</sub>. Poiché in presenza di O<sub>2</sub> atmosferico i batteri denitrificanti utilizzano più facilmente questa forma di ossigeno rispetto all'ossigeno dei nitrati, la denitrificazione può avvenire solo in assenza di ossigeno disciolto (anossia) e quindi deve essere realizzata in una vasca separata dall'ossidazione, oppure interrompendo per una durata adeguata l'aerazione delle vasche di ossidazione.

Lo schema stechiometrico delle reazioni energetiche e di sintesi del processo è diviso in :

- Reazione dissimilatoria:  $C_xH_yO_z + NO_3^- \rightarrow N_2 + CO_2 + H_2O$
- Reazione di sintesi con formazione di nuovi batteri:  $C_xH_yO_zN_k \rightarrow C_5H_7O_2N$

La maggior parte dell'azoto è rimosso dalla denitrificazione dissimilatoria, mentre è basso il contributo della sintesi (dal 4 al 10%). I batteri denitrificanti sono eterotrofi, quindi hanno bisogno di una fonte organica di carbonio, che può essere costituita da liquame grezzo, composti organici facilmente degradabili dosati dall'esterno (metanolo o glucosio) oppure sostanza cellulare dei batteri medesimi (carbonio endogeno). La velocità di denitrificazione dipende dalla fonte di carbonio organico disponibile e dalla temperatura nelle vasche. La quantità di BOD necessaria per denitrificare 1 kg di azoto nitrico è circa 3.5 – 4.5 kg.

#### 1.4.4 Sedimentatore

In questo passaggio si attua la separazione del fango attivo dall'acqua depurata; tale fase assume, oltre alla funzione di chiarificazione del refluo, anche una funzione d'ispessimento e di accumulo del fango da ricircolare.

In fase di progettazione si assume una velocità ascensionale compresa tra 0,4 e 0,6 m/h, da cui ricavare la superficie del sedimentatore essendo  $v_{asc} = portata/superficie$ , ed un tempo di permanenza  $> 2$  h, col quale si ricava il volume del sedimentatore essendo  $\tau = volume/portata$ , utilizzando nel calcolo la portata media giornaliera. La vasca di sedimentazione ha solitamente un'altezza compresa tra 2 e 4 metri, con preferenza verso i valori alti così da avere più tempo a disposizione per il processo.

Un altro parametro molto importante è il carico superficiale dei solidi sospesi; esso influisce principalmente sulla funzione d'ispessimento della vasca, cioè sulla sua capacità di produrre fango concentrato; è espresso dalla relazione:

$$C_{SS} = \frac{Q \cdot [SS]}{S}$$

dove:

$C_{SS}$  = carico superficiale di solidi sospesi (in kg SS/m<sup>2</sup> · h)

Q = portata idraulica (in m<sup>3</sup>/h)

[SS] = concentrazione del fango nella miscela aerata (kg SS/m<sup>3</sup>)

S = superficie della vasca di sedimentazione (in m<sup>2</sup>)

I valori massimi del carico superficiale di solidi sospesi non devono superare i 6 kg SS/m<sup>2</sup> · h.

#### 1.4.5 Problemi di sedimentabilità dei fanghi

Una cattiva gestione dell'impianto o un cambio delle condizioni nel refluo o all'interno delle vasche porta a problemi nella sedimentazione: bulking, schiume, flottazione.

Il bulking si ha quando i batteri fioccoformatori non trovano più le concentrazioni ottimali di carbonio, azoto, fosforo e ossigeno per il loro sviluppo, e vengono sostituiti da batteri filamentosi che fuoriescono dalla struttura del fiocco. La rilevazione di questo tipo di problema è effettuata tramite l'indice di Mohlman SVI: un litro di torbida viene fatto sedimentare per 30 minuti in un cono Imhoff, e si rileva il volume occupato dal fango, che viene poi fatto essiccare e misurato in peso; l'indice è dato dal rapporto tra il volume del

fango e il suo peso. Se  $SVI > 150$ , è il segnale di un'elevata presenza di batteri filamentosi che ostacolano la sedimentazione comportando la fuga del fango attivo dalla vasca, un aumento di  $F_c$  e deflocculazione del fango. Si può anche avere bulking non filamentoso nel caso in cui l'ossigeno non riesca a penetrare tutto il fiocco, che si espande diventando più leggero e non sedimenta più.

# Capitolo 2

## Le membrane e le loro applicazioni

### 2.1 Caratteristiche delle membrane

Una membrana può essere vista come una barriera selettiva attraverso la quale alcuni costituenti presenti nel liquido possono passare mentre altri vengono trattenuti. Questa caratteristica costituisce la base per un processo di separazione:

- in molti casi le membrane operano trattenendo gli inquinanti solidi disciolti e permettendo il passaggio dell'acqua chiarificata;
- in altri casi la membrana viene utilizzata per estrarre gli inquinanti dal refluo permettendo il passaggio selettivo di specifici componenti disciolti in acqua (come per es. nell'elettrodialisi).

La possibilità di realizzare processi di separazione è strettamente connessa con le caratteristiche chimico-fisiche e meccaniche delle membrane disponibili. La membrana, perché il processo di separazione sia tecnologicamente fattibile, deve avere:

- una buona resistenza meccanica;
- una elevata permeabilità;
- un adeguato grado di selettività nei confronti delle specie da separare;
- capacità di mantenere queste proprietà nel tempo senza deteriorarsi nel normale esercizio o nei cicli di lavaggio.

La resistenza complessiva di una membrana è direttamente proporzionale al suo spessore. La permeabilità cresce naturalmente all'aumentare della densità dei pori, questo implica che un materiale dotato di una notevole porosità sia preferibile; infine la selettività sarà compromessa da un'ampia distribuzione dell'apertura dei pori. Queste proprietà sono fra loro in contrasto, dal momento che un alto grado di selettività è normalmente ottenibile solo usando membrane dotate di pori molto piccoli e perciò aventi un grado di resistenza idraulica piuttosto alta (bassa permeabilità). È quindi ragionevole pensare che la migliore struttura per una membrana consista in un sottile strato di materiale con un limitato range della dimensione dei pori ed un'ampia superficie porosa.

In funzione del grado di porosità superficiale le membrane si distinguono in:

- membrane porose, con dimensione dei pori comprese fra 1 nm e 10  $\mu\text{m}$ ; a seconda delle dimensioni, i pori si possono ulteriormente suddividere in macropori ( $>50$  nm), mesopori (da 2 a 50 nm) e micropori ( $<2$  nm);
- membrane dense, con dimensioni dei pori fino a 1 nm.

Le membrane possono essere costruite con materiali sia organici che inorganici.

Le membrane organiche sono formate da materiali polimerici, principalmente acetato di cellulosa (CA) o derivati da idrocarburi come polietilene (PE), polipropilene (PP), o anche polimeri polari come poliammidi aromatiche (PA) e polisolfonati (PS). Altri materiali organici utilizzati nella produzione delle membrane includono nylon, poliacrilonitrile (PAN), polivinilalcol (PVA), polivinildifluoruro (PVDF) e politetrafluoroetilene (PTFE). La maggior parte delle membrane polimeriche sono resistenti a moderate variazioni di pH, con l'eccezione dell'acetato di cellulosa, ma hanno generalmente poca resistenza nei riguardi dei solventi organici al cloro, ad esclusione per es. del PTFE. Uno dei limiti delle membrane polimeriche è la loro idrofobicità che causa l'adsorbimento di contaminanti idrofobici (es. grassi, proteine, ma anche batteri) presenti nell'acqua con riduzione della loro permeabilità.

Le membrane inorganiche sono generalmente metalliche o ceramiche. Recentemente sono state messe a punto membrane per microfiltrazione (MF) e ultrafiltrazione (UF) formate da ossidi di metalli come  $\text{ZrO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  e  $\text{TiO}_2$  che presentano una buona resistenza chimica, meccanica, termica ed una maggiore durata operativa. Tuttavia i costi molto più elevati rispetto alle membrane polimeriche ne limitano l'uso ad alcune tipologie di acque reflue industriali.

Il fattore che maggiormente incide sui costi è la realizzazione di membrane con caratteristiche definite di porosità; ciò dipende dalla facilità con cui si possono realizzare i pori del diametro desiderato e dal controllo della loro distribuzione (grado di isoporosità). Una membrana organica per MF in materiale polimerico costa dai 50 ai 150  $\text{€}/\text{m}^2$ , anche se risulta limitata in alcune caratteristiche come il grado di permeabilità, l'uniformità della distribuzione dei pori (isoporosità) e la resistenza meccanica.

## 2.2 Classificazione e applicazioni dei processi a membrana

I processi a membrana includono:

- Microfiltrazione (MF)
- Ultrafiltrazione (UF)
- Nanofiltrazione (NF)
- Osmosi inversa (RO)
- Dialisi
- Elettrodialisi (ED).

Nella figura 2.1 sono illustrate le sostanze che i diversi processi di filtrazione sono in grado di trattenere in funzione delle dimensioni.

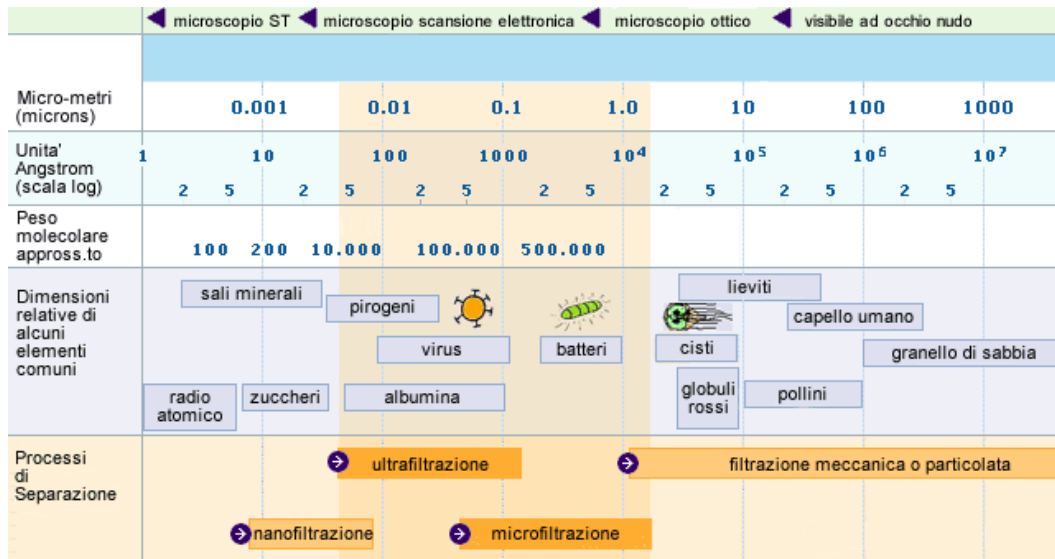


Fig. 2.1 : classificazione dei processi di filtrazione. [8]

I due principali tipi di flusso nei processi a membrana sono rappresentati nella fig. 2.2.

- **Ortagonale (dead-end):** il flusso di alimentazione investe la membrana ortogonalmente; il flusso di ritenuto è il prodotto trattenuto dalla membrana. Sulla superficie della membrana si verifica la deposizione del materiale particolato, che funge anch'esso da mezzo filtrante determinando una riduzione del flusso a causa dell'aumentata resistenza; questo strato di materiale si definisce torta (filter cake). Dal momento che non vi è alcuna corrente di ritenuto il processo è definito a flusso totale (dead-end) o fondo cieco. Questo processo si usa per trattamenti di reflui a basso contenuto di solidi sospesi.



- **Tangenziale (cross-flow):** in questo processo l'alimentazione scorre tangenzialmente alla membrana e viene forzata ad attraversare il filtro dal gradiente di pressione che viene imposto tra i due compartimenti del sistema; si ha formazione di una corrente di ritenuto o concentrato dove si accumula le sostanze trattenute e di un permeato costituito dal liquido che ha attraversato la membrana. Il flusso tangenziale è generalmente utilizzato per il trattamento di fluidi con elevato contenuto di solidi sospesi e consente di ottenere maggiori flussi di permeato, anche se a costi più elevati rispetto alla filtrazione dead-end a causa della energia richiesta per la ricircolazione del ritenuto.

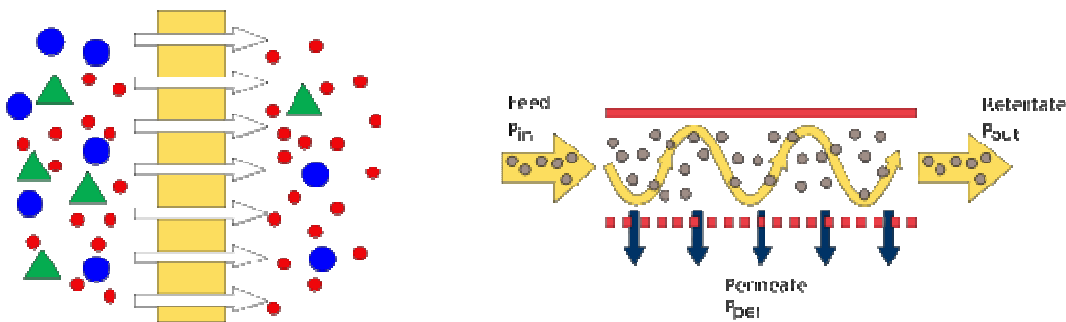


Fig. 2.2: Tipi di flusso nei processi a membrana: ortogonale a sinistra, tangenziale a destra. [9]

Quanto maggiore è la selettività della membrana tanto più elevate sono le resistenze idrauliche da vincere nella permeazione; in tal modo aumenta la tendenza ad avere un processo a flusso tangenziale piuttosto che ortogonale. Il contenuto in solidi del liquido da filtrare guida di solito la scelta fra i due tipi di flusso; con contenuto di solidi elevato il flusso è generalmente in cross-flow.

### 2.2.1 Microfiltrazione (MF)

La microfiltrazione è un processo a membrana a bassa pressione (1-5 bar) in grado di rimuovere particelle nel range fra 0,1 e 10  $\mu\text{m}$ ; le principali applicazioni sono la separazione dei solidi sospesi, la riduzione del contenuto di batteri e come pretrattamento per NF e RO. Dato che le dimensioni dei pori delle membrane di MF sono relativamente grandi, maggiori pressioni aumenterebbero il fouling. In tab. 2.1 sono riportati alcuni parametri tipici della MF.

**Tab. 2.1** : parametri tipici del processo di Microfiltrazione. [9]

<b>PARAMETRI OPERATIVI</b>	<b>VALORI</b>
dimensione dei pori	0,1µm<MF<10µm
pressione operativa	1-5 bar
consumo di energia	0,4 kWh/m <sup>3</sup>
velocità di cross-flow	1-8 m/s
tipo di membrana	polipropilene, acrilonitrile, nylon, PTFE
configurazione	spirale, fibre cave, plate and frame
stadio del processo	secondario/terziario (MBR)
recupero di prodotto	94-98%
<b>EFFICIENZA DI RIMOZIONE</b>	
TSS	< 1 mg/L
coliformi fecali	< 20 cfu/100mL

I campi di applicazione della MF comprendono: chiarificazione secondaria, trattamento terziario, processi biologici (MBR, MABR, EMBR), riutilizzo delle acque, pretrattamento per NF e RO, trattamento del percolato, disinfezione.

### 2.2.2 Ultrafiltrazione (UF)

Le membrane di ultrafiltrazione sono usate per molte delle applicazioni già viste per le membrane di MF. Alcune membrane di UF con pori di dimensioni ridotte possono essere usate per la rimozione di composti disciolti ad elevato peso molecolare come macromolecole (proteine, carboidrati, materiale colloidale) e microrganismi (batteri e virus). In questo caso la pressione di transmembrana è più alta (1-7 bar). Le membrane di UF non sono in grado di rimuovere gli zuccheri e i sali. In tab. 2.2 sono riportati alcuni parametri tipici della UF.

**Tab. 2.2** : parametri tipici del processo di Ultrafiltrazione. [10]

<b>PARAMETRI OPERATIVI</b>	<b>VALORI</b>
dimensione dei pori	0,005µm<MF<0,1µm
pressione operativa	1-7 bar
consumo di energia	0,5-3 kWh/m <sup>3</sup>
velocità di cross-flow	1-8 m/s
tipo di membrana	acetato di cellulosa, poliammidi aromatiche
configurazione	spirale, fibre cave, plate and frame
stadio del processo	secondario/terziario (MBR)
recupero di prodotto	70-80%
<b>EFFICIENZA DI RIMOZIONE</b>	
TSS	< 1 mg/L
coliformi fecali	< 20 cfu/100mL

Tipiche applicazioni industriali dei processi di UF sono la produzione di acque di raffreddamento e di acque di lavaggio di elevata qualità. Nel campo della depurazione la UF è utilizzata per riutilizzo delle acque, trattamento del percolato, disinfezione, irrigazione, pretrattamento per RO, processi biologici (MBR, MABR, EMBR).

### 2.2.3 Nanofiltrazione (NF)

La nanofiltrazione può trattenere particelle dell'ordine di 0,001  $\mu\text{m}$  con MWCO di circa 1000 dalton. La struttura porosa della membrana con pori dell'ordine di 1 nm permette di trattenere le particelle solide, mentre la superficie filtrante elettricamente carica impedisce il passaggio di ioni caricati dello stesso segno. Rispetto all'ultrafiltrazione è in grado di effettuare una maggiore rimozione di colore, torbidità e ioni metallici polivalenti responsabili della durezza. La nanofiltrazione viene anche impiegata come pretrattamento per l'osmosi inversa. In tab. 2.3 sono riportati alcuni parametri tipici della NF.

**Tab. 2.:** parametri tipici del processo di Nanofiltrazione. [10]

<b>PARAMETRI OPERATIVI</b>	<b>VALORI</b>
dimensione dei pori	<2 nm
pressione operativa	5-10 bar
consumo di energia	5,3 kWh/m <sup>3</sup>
velocità di cross-flow	2-9 m/s
tipo di membrana	acetato di cellulosa, poliammidi aromatiche
configurazione	spirale, fibre cave, tubolare
stadio del processo	Terziario
recupero di prodotto	80-85%

### 2.2.4 Osmosi inversa (RO)

Il processo di osmosi inversa (RO) consente la separazione solido-liquido a livelli molto più spinti di ultrafiltrazione e microfiltrazione; consente di rimuovere particelle di peso molecolare fino a 150-200 dalton e di trattenere tutte le specie ioniche. La separazione avviene con una pressione di esercizio dell'ordine di 15-70 bar, necessaria a vincere il gradiente di pressione osmotica tra le superfici della membrana e a fare in modo che l'acqua passi dalla soluzione più concentrata a quella meno concentrata in direzione opposta al naturale flusso osmotico. In tab. 2.4 sono riportati alcuni parametri tipici della RO.

**Tab. 2.4 :** parametri tipici del processo di Osmosi Inversa. [10]

<b>PARAMETRI OPERATIVI</b>	<b>VALORI</b>
dimensione dei pori	<2 nm
pressione operativa	15-70 bar
consumo di energia	10-45 kWh/m <sup>3</sup>
velocità di cross-flow	4-6 m/s
tipo di membrana	acetato di cellulosa, poliammidi aromatiche
configurazione	spirale, fibre cave, film sottile compisita (TLC)
recupero di prodotto	70-85%
caratteristica	separazione degli ioni
rigetto delle molecole organiche	100%

La ritenzione degli ioni da parte delle membrane utilizzate nella RO dipende dalla valenza degli ioni considerati. In particolare si potranno avere ritenzioni:

- del 93% di Na<sup>+</sup> o di Cl<sup>-</sup> (ioni monovalenti)
- del 98% per SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> o Ca<sup>2+</sup> (ioni bivalenti).

Nel caso di molecole organiche si avrà una capacità di rigetto dipendente dal peso molecolare della sostanza considerata: in genere molecole con PM>100 vengono ritenute al 100%. I campi di applicazione dell'osmosi inversa sono il trattamento finale nei processi depurativi, il trattamento del percolato e la desalinizzazione di acque salmastre e marine.

## **2.3 Tipologie di membrane commerciali**

Nel campo delle membrane il termine modulo indica una unità completa, che comprende la membrana, la struttura di supporto della membrana in pressione, le connessioni per l'ingresso e l'uscita dei liquidi, la struttura complessiva di supporto dell'apparecchiatura.

La migliore configurazione del modulo, dovrebbe avere le seguenti caratteristiche:

- elevata superficie specifica (area della membrana / volume del modulo);
- un elevato grado di turbolenza sulla superficie di alimentazione per favorire il trasferimento di massa;
- basso consumo di energia per unità di volume trattato;
- basso costo specifico (costo per unità di volume trattato);
- un design che faciliti le operazioni di lavaggio e manutenzione.

I principali tipi di moduli a membrana usati per il trattamento delle acque reflue si basano su geometrie piane o cilindriche, le più utilizzate sono:

1. cartuccia filtrante pieghettata (pleated cartridge)
2. unità piana con supporto (plate and frame)
3. a spirale avvolta (spiral wound)
4. tubolare (tubular)
5. a fibre cave sottile (hollow fine fibre).

**La cartuccia filtrante pieghettata (pleated cartridge)** è la più economica, è usata esclusivamente per la MF, ed è progettata solitamente come unità “usa e getta” in quanto si intasa facilmente e non può essere pulita.

**Il modulo a unità piana con supporto (plate and frame)** è formato da una serie di membrane porose disposte su supporti piani, fraposte da reti spaziatrici che danno al modulo maggiore resistenza meccanica. Il modulo ha quindi una struttura con camere in cui passa l'alimentazione ed altre camere dove si raccoglie il permeato; l'altezza di queste camere può variare da 0,5 a 1 mm. La configurazione “plate and frame” (fig. 2.3) è la più comunemente usata in moduli per ED, UF e RO.

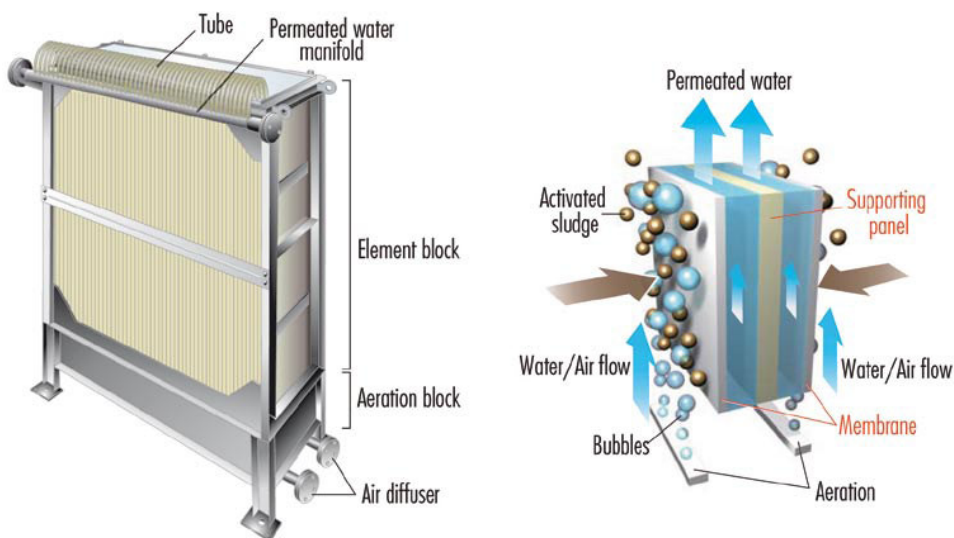


Fig. 2.3: membrane in configurazione plate and frame. [11]

**In un modulo a spirale avvolta (spiral wound)** un foglio di materiale plastico flessibile per la raccolta del flusso del permeato (filter space), è posto fra due fogli di membrana piana (filter), come rappresentato in fig. 2.4. Le membrane vengono sigillate su tre lati mentre il quarto lato viene lasciato aperto. Questo “sandwich” (filter envelope) viene arrotolato, insieme ad una rete flessibile in plastica (feed spacer), che ha lo scopo di formare una camera di altezza variabile tra 0,75 e 1,55 mm per il passaggio dell'alimentazione, attorno ad un cilindro perforato per la raccolta del permeato (filtrate outlet). Il termine spirale deriva dal fatto che i flussi del permeato e del concentrato nel sistema formato da membrane e supporti avvolti insieme, seguono un percorso a spirale.

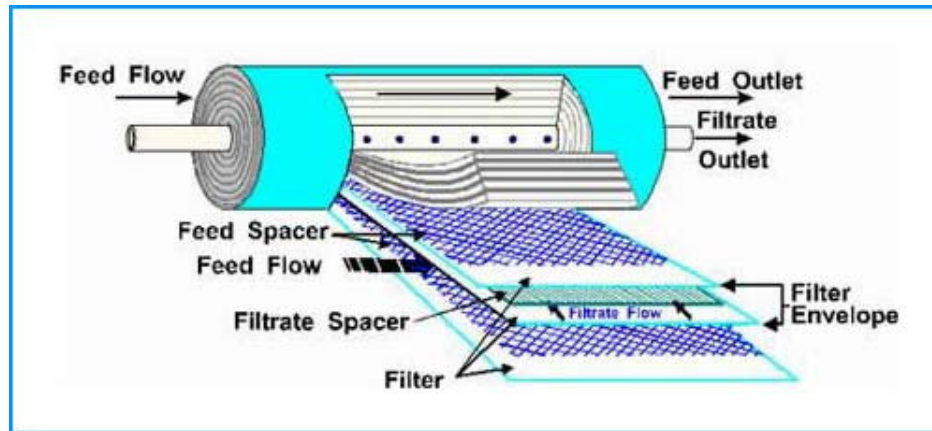


Fig. 2.4 : membrana con configurazione a spirale avvolta. [12]

La membrana è mantenuta rigida da una ricopertura esterna in vetroresina oppure da una rete rigida, e sulle testate è trattenuta da particolari dispositivi che servono ad impedire la telescopizzazione durante il funzionamento.

Il liquido da trattare viene alimentato in pressione da un lato dell'elemento. Per effetto della componente radiale della pressione, parte del liquido permea attraverso la membrana. Per effetto della componente tangenziale della pressione, invece, il liquido non permeato viene spinto verso l'uscita della membrana raccogliendo le particelle più grosse e ripulendo di conseguenza la membrana stessa.

**In un modulo tubolare** (fig. 2.5) uno strato di un materiale specifico, che svolge il ruolo vero e proprio di membrana filtrante, viene fissato in un tubo poroso di diametro generalmente compreso tra 1 e 2,5 cm, che agisce da struttura portante. Questi tubi, sia singoli che in fasci, sono disposti all'interno di un recipiente in acciaio o in materiale plastico che funge da supporto e contenitore.

L'acqua di alimentazione viene inviata tramite una pompa all'interno dei tubi e il permeato che attraversa perpendicolarmente la membrana viene raccolto all'esterno; il concentrato continua invece a fluire all'interno dei tubi. Queste unità sono generalmente usate per il trattamento di acque con un elevato contenuto di solidi sospesi, per la possibilità di mantenere velocità di flusso molto elevate all'interno dei tubi.

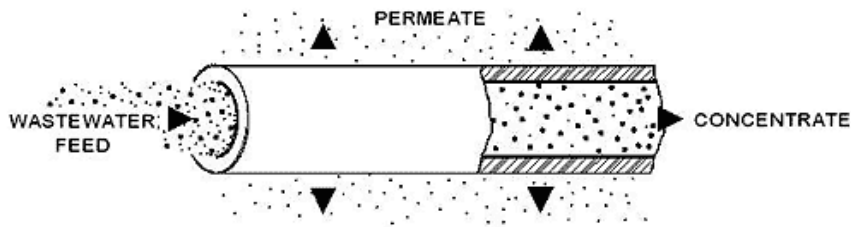


Fig. 2.5 : membrana tubolare. [13]

**Il modulo a fibra cava (hollow fine fibre)** è formato da un fascio di centinaia o migliaia di tubicini costituiti da una guaina di supporto ad elevata porosità sulla quale è depositata la membrana vera e propria. Questi tubicini vengono inseriti all'interno di un alloggiamento idoneo a supportare le pressioni applicate e sono tenuti insieme all'inizio e alla fine del modulo da due piastre che fungono anche da connettori. La filtrazione out-to-in avviene grazie alla depressione che si forma fra l'esterno e l'interno della fibra cava mediante la pompa di filtrazione. La parte che attraversa le pareti delle fibre forma il permeato, che viene raccolto in una camicia interna. La corrente che continua a scorrere lungo le fibre si concentra e forma il ritenuto, che esce dal modulo dopo la seconda piastra. Le membrane a fibre cava sono autoportanti e forniscono la maggiore superficie specifica (per unità di volume) ai costi più bassi.

La tab. 2.5 riassume le principali caratteristiche, i vantaggi e gli svantaggi dei diversi moduli di membrane attualmente in commercio.

**Tab. 2.5:** caratteristiche delle principali configurazioni di membrane.

Configurazione	Area/volume (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	Costo	Condizioni di turbolenza	Vantaggi	Svantaggi	Principali applicazioni
Pleated cartidge	800-1000	Basso	Molto scarsa	Robusta e compatta	Facilmente instabile Non può essere pulita	MF
Plate and frame	100-400	Alto	Buona	Smontabile per la pulizia Economicità per soluzioni viscosse Basse perdite di carico Buon rapporto area/volume	Struttura complessa Flusso in un'unica direzione Difficoltà di lavaggio Elevati spazi morti	ED, UF, RO
Spirale	800-1000	Basso	Scarsa	Bassi costi d'energia Robusta e compatta Alto rapporto area/volume Facilità di sostituzione delle membrane	Flusso in un'unica direzione Elevato hold-up Difficoltà di lavaggio Rapido intasamento in presenza di solidi	NF, RO
Tubolare	20-30	Molto alto	Molto buona	Facile pulizia meccanica Tollera alti carichi di TSS nell'acqua	Elevato investimento iniziale Costosa sostituzione delle membrane Elevate perdite di carico	MF,UF
Fibre cave	5000-40000	Molto basso	Molto scarsa	Flussi in-to-out e out-to-in Struttura compatta Tollera elevate concentrazioni di colloidali Elevato rapporto area/volume Basse perdite di carico Economicità	Sensibile agli sbalzi di pressione L'intera unità va sostituita se danneggiata	MF, UF, RO

## 2.4 I parametri del processo

**Le correnti in gioco.** Nel processo a membrana si identificano tre correnti principali:

1. l'alimentazione (feed stream), carica di agenti inquinanti, sottoposta al processo a membrana;
2. il permeato (permeate), ovvero quel flusso uscente che ha attraversato la membrana e che ha quindi una concentrazione di solidi minore dell'alimentazione;
3. il ritenuto o concentrato (concentrate), che è un secondo flusso uscente e risulta essere quindi molto concentrato di tutto quel materiale che è stato trattenuto dalla membrana.



La quantità di materiale che attraversa l'unità di superficie delle membrana nell'unità di tempo costituisce il **flusso di permeato**  $J$  e si misura in  $L/m^2h$ . Il valore del flusso di permeato è funzione della qualità dell'acqua di alimentazione, del grado di pretrattamento, delle caratteristiche della membrana e dei parametri operativi del sistema.

**Fattore di permeazione.** Nei processi a membrana, detta  $Q_A$  la portata di alimentazione ( $m^3/h$ ),  $Q_P$  la portata di permeato ( $m^3/h$ ),  $C_A$  la concentrazione di inquinante in alimentazione ( $mg/L$ ) e  $C_P$  la concentrazione di inquinante nel permeato ( $mg/L$ ), si verifica che:

$$C_P < C_A$$

$$Q_P < Q_A$$

Il fattore di permeazione o di conversione  $\Theta$  esprime la percentuale di permeato ottenuto rispetto alla portata di alimentazione ed è definito come:

$$\Theta\% = \frac{Q_P}{Q_A} \cdot 100$$

**Molecular Weight Cut-Off (MWCO).** La porosità di una membrana si esprime generalmente in base alla dimensione delle particelle che è in grado di trattenere. Un parametro importante per la caratterizzazione della selettività di una membrana è il "Molecular Weight Cut-Off" (MWCO), che rappresenta il peso molecolare delle più piccole particelle che sono trattenute dalla membrana.

**Pressione transmembrana (Transmembrane Pressure, TMP).** L'energia necessaria per il funzionamento dei processi a membrana viene fornita da una pompa, che viene utilizzata per pressurizzare il liquido di alimentazione in modo tale da consentire il passaggio attraverso la membrana e la circolazione all'interno del modulo. La pressione del ritenuto è controllata mediante una valvola, mentre il permeato viene generalmente estratto a pressione atmosferica. A causa della resistenza della membrana si determina una differenza di pressione fra i due lati della membrana (upstream e downstream) definita pressione transmembrana (TMP), che rappresenta la forza motrice per la permeazione; si misura in mbar. L'espressione per il calcolo della pressione transmembrana è diversa a seconda del tipo di flusso.

**Permeabilità.** La permeabilità  $K$  o flusso specifico  $J_s$  indica la portata di permeato ottenuta per unità di superficie della membrana applicando un gradiente di pressione unitario ed è data dal rapporto tra il flusso e la pressione transmembrana; si misura in  $L/m^2h\text{mbar}$ .

La permeabilità è un parametro che per essere significativo va utilizzato insieme ad altri dati quali la permeabilità della membrana misurata con acqua pura e le condizioni operative (a flusso costante o a TMP costante).

**Resistenza.** La resistenza idraulica della membrana pulita, indicata con  $R_m$ , è inversamente proporzionale alla permeabilità e direttamente proporzionale allo spessore della membrana. La resistenza della membrana, che si esprime in  $m^{-1}$ , è generalmente fornita dal costruttore e si può misurare mediante prove di filtrazione eseguite con acqua di rubinetto.

## 2.5 Fattori fondamentali del processo

**Le forze di processo.** Le forze che comandano il processo della filtrazione a membrana possono essere, secondo i casi, il gradiente di pressione (MF, UF, NF, RO), il gradiente di concentrazione, la forza elettromotrice (elettrodialisi), una combinazione di diverse forze motrici.

La resistenza complessiva della membrana e dell'interfaccia è funzione di diversi fattori di cui occorre tener conto sia in fase di progettazione che di processo poiché determinano la quantità e qualità del permeato. Tra questi fattori rientrano la concentrazione di polarizzazione, il fouling, lo scaling, il bio-fouling.

**Concentrazione di polarizzazione.** Con questo termine si definisce la tendenza del soluto ad accumularsi sulla membrana con formazione di uno strato limite a concentrazione di inquinante più alta rispetto alla soluzione. Tutti i processi a membrana sono interessati a questo fenomeno, ma esso ha effetti particolarmente importanti per NF ed RO, ossia:

- rallenta la permeazione del soluto nei pressi della membrana per l'instaurarsi di meccanismi di diffusione di ritorno;
- crea gradienti di concentrazione tra le due superfici della membrana talmente elevati da consentire la permeazione anche alle molecole trattenute;

- aumenta la pressione osmotica all'interfaccia membrana-soluzione aumentando il valore della pressione operativa richiesta (in particolare nei processi RO);
- l'accumulo all'interfaccia di ioni di sali poco solubili facilita l'incrostazione della membrana (scaling);
- aumenta la selettività e diminuisce la permeabilità della membrana a causa della formazione di uno strato gelatinoso che agisce come una membrana.

**Fouling.** Questo termine indica un processo che determina l'incremento della resistenza al moto di permeazione attraverso la membrana dovuto al deposito e all'adsorbimento sulla superficie della membrana e nei pori di materiale contenuto nella corrente di alimentazione.

Il fouling è un'importante fattore di cui bisogna tener conto nella progettazione e nella conduzione di sistemi a membrana; esso può essere causato da:

- deposito ed adsorbimento di solidi, sostanze organiche e inorganiche, macromolecole, microrganismi
- precipitazione di sali disciolti poco solubili (scaling)
- formazione di biofilm dovuti a microrganismi (bio-fouling)
- danni alla membrana causati da acidi, basi, pH estremi, cloro libero, batteri, pressioni e temperature elevate.

Da un punto di vista operativo il fouling provoca una riduzione del flusso e un aumento della pressione, richiede frequenti pulizie delle membrane, aumenta i consumi di energia e riduce il tempo di vita delle membrane.

Viene considerato reversibile il fouling dovuto a materiale accumulato sulla superficie della membrana che può essere rimosso con le normali operazioni di lavaggio previste dal protocollo di pulizia, eseguite con cadenza periodica. Viene considerato irreversibile il fouling dovuto a sostanze che bloccano i pori delle membrane, per la cui rimozione è necessario effettuare un lavaggio chimico con opportune miscele di prodotti allo scopo di ripristinare le condizioni iniziali di permeabilità.

Il fouling dovuto a solidi può avvenire secondo tre meccanismi:

- formazione di una "torta" (gel/cake) per il deposito/adsorbimento e l'accumulo sulla superficie della membrana di materiale solido di dimensione superiore ai pori;
- occlusione dei pori (pore plugging) da parte di materiale che va a bloccare i pori della membrana impedendo l'attività filtrante;

- restrizione dei pori (pore narrowing) per il deposito e l'adsorbimento sulle pareti dei pori di materiale di dimensione inferiore ai pori stessi; la riduzione delle dimensioni dei pori provoca un aumento del fenomeno della concentrazione di polarizzazione che causa a sua volta un incremento del fouling.

Il fouling va distinto dal "clogging" che è dovuto all'intasamento dei canali fra le membrane con materiale solido a causa delle condizioni idrodinamiche non ottimali.

**Scaling.** L'incrostazione della membrana (scaling) è dovuta alla presenza di composti poco solubili come carbonati, idrossidi, solfati, solfuri, fluoruri, fosfati, presenti nell'acqua di alimentazione in concentrazioni prossime al loro limite di saturazione, che possono precipitare sulla membrana a seguito del processo di permeazione. L'incrostazione della membrana riduce la permeabilità e la sua selettività.

**Bio-fouling.** I batteri possono formare biofilm sulla superficie delle membrane. Essi vengono trasportati verso le membrane dal flusso di permeato e si alimentano dei nutrienti presenti nell'acqua di alimentazione. La formazione del biofilm avviene già dopo i primi minuti di operazione, in seguito tal biofilm aderisce alla membrana e intrappola sostanza organica che si deposita insieme ai microrganismi.

**Controllo del fouling.** Per ridurre l'entità dei fenomeni di fouling vengono proposti diversi approcci:

1. pretrattamenti del liquido di alimentazione, in particolare per i processi NF ed RO;
2. pulizia della membrana (controlavaggio, lavaggio chimico);
3. instaurare un regime idrodinamico di turbolenza con incremento della velocità di cross flow, in modo da diminuire lo spessore dello strato di interfaccia soluzione/membrana;
4. la riduzione del flusso al di sotto di un certo valore (flusso critico).

I pretrattamenti possono essere sia di tipo meccanico che chimico-fisico e sono differenti a seconda del tipo di filtrazione.

Il controlavaggio (backflushing) consiste in un trattamento periodico per la rimozione delle sostanze precipitate o accumulate sulla superficie delle membrane (fouling reversibile); esso è eseguito per flussaggio di acqua permeata in direzione opposta a quella di filtrazione.

Il lavaggio chimico (chemical cleaning) consiste invece in un trattamento saltuario delle membrane eseguito con reattivi chimici; esso è finalizzato alla rimozione delle sostanze più

fortemente adsorbite sulla superficie o penetrate all'interno dei pori (fouling irreversibile), non rimuovibili con controlavaggi.

Altre operazioni che interessano in particolare i reattori biologici a membrana (MBR) e che hanno una diretta influenza sul fouling sono:

- aerazione (air scouring), da attuarsi con diffusori a bolle medio-grandi alla base dei moduli a membrana; ha la duplice funzione di fornire un'azione meccanica che rimuove il deposito sulla superficie della membrana e di ossigenare la miscela. Si esegue durante la filtrazione;
- relaxation, consiste nell'interrompere la filtrazione eliminando il gradiente di pressione per distaccare una parte del deposito formatosi. Non è una procedura di recupero, ma si esegue con una certa periodicità per prevenire o ritardare lavaggi più pesanti.

Il flusso critico ( $J_C$ ) è stato originariamente definito per la microfiltrazione come “quel flusso allo start-up al di sotto del quale non si ha diminuzione della permeabilità della membrana nel tempo, mentre al di sopra si osserva il fenomeno del fouling” (Field, 1995). In base a questa definizione al di sotto del flusso critico non si evidenzia nessuna diminuzione della prestazione della membrana, mentre per valori superiori si ha un progressivo innalzamento della pressione, o a parità di pressione operativa, una progressiva riduzione del flusso dovuta a fenomeni di fouling.

## **2.6 MBR: Bio-reattori a membrana**

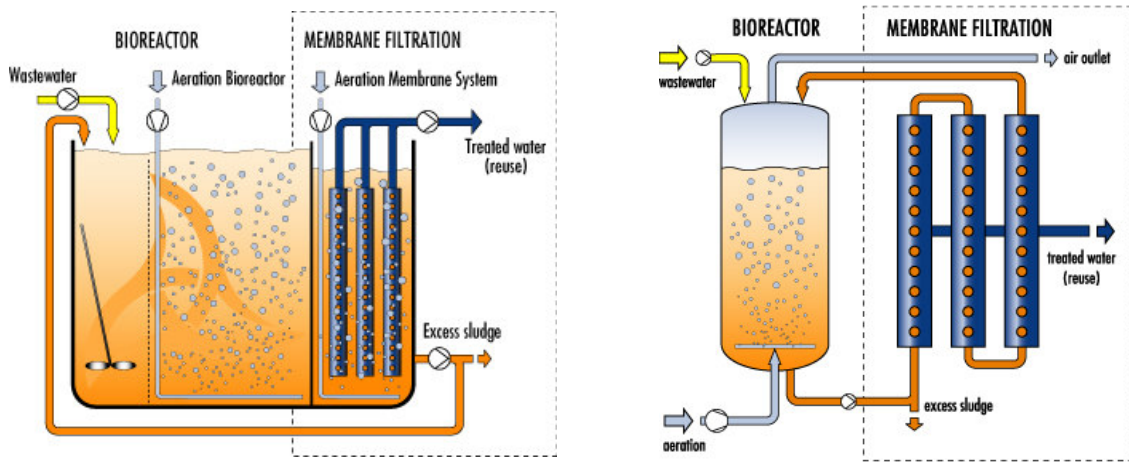
Uno degli impieghi più comuni dei processi a membrana per il trattamento delle acque reflue consiste nella combinazione del reattore biologico (bioreattore) con la tecnologia di filtrazione su membrana. Lo sviluppo di tale tecnologia conta oggi su tre diversi tipi di bioreattori a membrana:

1. Per la separazione e ritenzione dei solidi presenti nei fanghi attivi, Bioreattore a membrana (MBR);
2. Per una aerazione (senza bolle) nel bioreattore, Membrane Aeration Bioreactor (MABR);
3. Per l'estrazione di molecole organiche solubili presenti nel refluo, Extractive Membrane Bioreactor (EMBR).

Le membrane utilizzate possono essere membrane MF con dimensione dei pori compresa fra 0,1 e 1  $\mu\text{m}$  o membrane UF con diametro dei pori compreso fra 0,001 e 0,1  $\mu\text{m}$ . Esistono due differenti configurazioni di bioreattore a membrana (fig. 2.X):

1. “submerged” bioreattore integrato con membrana immersa (iMBR)
2. “side-stream” bioreattore ricircolato con unità esterna di separazione a membrana (sMBR).

Nella configurazione “submerged” la separazione su membrana avviene nella stessa vasca ove si svolgono i processi biologici. Nella configurazione “side stream” l’unità a membrana e il bioreattore sono due entità fisicamente separate; il passaggio del liquido da una unità all’altra avviene tramite una pompa con ricircolo della miscela più concentrata al reattore, i solidi sono trattenuti nel reattore dalla membrana mentre l’acqua l’attraversa.



**Fig. 2.6:** schematizzazione del processo submerged (sinistra) e side-stream (destra). [10]

La necessità di ricircolazione della miscela aerata e le maggiori pressioni in gioco rendono il processo side-stream più costoso del punto di vista operativo rispetto a quello submerged. Nel seguito è riportato un confronto fra le due configurazioni.

### Submerged

- moduli a fibre cave o plate and frame
- basso tasso di ricircolo di miscela
- basso costo energetico

- bassa TMP (0,1-0,6 bar in depressione)
- flusso ridotto (10-20 LMH)
- controllo del fouling mediante insufflazione di bolle d'aria sulla superficie della membrana (air-lift).

### Side-stream

- moduli tubolari o plate and frame
- elevato tasso di ricircolo
- alto costo energetico
- alta TMP (1-5 bar)
- alto flusso (30-40 LMH)
- controllo del fouling mediante elevate velocità tangenziali (2-5 m/s).

### **Vantaggi e svantaggi dei bioreattori a membrana rispetto ai sistemi convenzionali.**

I vantaggi della tecnologia MBR rispetto ai tradizionali sistemi a fanghi attivi si possono così sintetizzare:

- migliore qualità dell'effluente finale, dato che la membrana agisce come una barriera per solidi sospesi e microrganismi, eliminando la necessità di ulteriore filtrazione e della disinfezione dell'effluente finale;
- poter raggiungere e mantenere nei reattori concentrazioni di biomassa molto più alte (fino a 20 g/L) rispetto a quelle normalmente possibili con i trattamenti convenzionali. Ciò riduce in maniera sostanziale il volume del reattore biologico e migliora l'efficienza del trattamento, dato che una maggiore concentrazione di biomassa e un SRT (Solids Retention Time) più alto determina una degradazione più rapida e completa dei nutrienti e dei substrati organici;
- gestire il processo biologico in maniera totalmente indipendente dalle fluttuazioni di carico idraulico entro il massimo flusso ammesso dalla membrana;
- età del fango più alta implica una minore produzione di biomassa, dato che la crescita dei microrganismi è inversamente proporzionale all'età del fango (produzione di fango nell'ordine di 0,04-0,1 kg per ogni kg COD rimosso) mentre lo stesso parametro per il processo dei fanghi attivi tradizionale varia nell'intervallo 0,6-1,0 kgSS/kgCOD;

- minori impegni di superficie per il trattamento dei reflui, data la possibilità di sviluppare in altezza l'unità biologica e l'eliminazione del sedimentatore secondario, normalmente di notevoli dimensioni;
- separazione dei solidi su membrana non influenzata da eccesso di batteri filamentosi (bulking), fenomeni di risalita dei fanghi (bulking) e altri problemi di sedimentabilità.

Gli svantaggi della tecnologia MBR rispetto al trattamento biologico tradizionale sono costituiti da:

- maggiori costi di investimento e più elevati consumi energetici a causa soprattutto della necessità di aerazione delle membrane (per la configurazione submerged) e di riciclo del ritenuto (per la configurazione side-stream). La differenza risulta molto meno significativa a parità di qualità dell'effluente finale, cioè se si confronta il processo MBR con un trattamento tradizionale secondario e terziario (entrambi gli tipi vengono di fatto sostituiti dal sistema MBR);
- necessità di grigliare il refluo in ingresso con microstacci di dimensioni 1-2 mm per evitare intasamenti delle membrane da parte di materiale fibroso, capelli, ecc.;
- marcata diminuzione del fattore di scambio dell'ossigeno tra fase gassosa e fase liquida a causa della elevata concentrazione di solidi in vasca. Se si considera che il sistema di aerazione utilizzato per la pulizia delle membrane sommerse fornisce bolle d'aria grossolane, la cui efficienza di trasferimento è bassissima, risulta evidente che il consumo energetico viene ulteriormente incrementato;
- conoscenze relative ridotte sulla vita della membrana (7-10 anni), e quindi dei costi derivanti dalla sostituzione periodica della stessa;
- perdita di efficienza della membrana con il tempo di filtrazione con incremento della resistenza a causa dei fenomeni di fouling. Ciò rende necessaria una periodica pulizia delle membrane, anche mediante impiego di reattivi chimici, con conseguente aumento dei costi operativi e di gestione. Altri problemi possono derivare dal fouling biologico, ovvero crescita batterica incontrollata sulla superficie filtrante, che non solo riduce momentaneamente le prestazioni della membrana, ma contribuisce col tempo anche alla sua degradazione.



**Condizioni operative e prestazioni del processo.** L'elevato standard di qualità ottenibile con il trattamento aerobico MBR, è sinteticamente riassunto nelle caratteristiche seguenti:

- totale rimozione dei solidi sospesi e torbidità
- apprezzabile capacità disinfettante
- elevata efficienza di rimozione per sostanze organiche e nutrienti.

La filtrazione su membrana trattiene le molecole solubili con un alto peso molecolare, pertanto aumenta il loro tempo di ritenzione nel bioreattore e conseguentemente la possibilità che vengano biodegrate.

In tab. 2.6 sono riportate le condizioni operative e le prestazioni di un impianto MBR.

**Tab. 2.6 :** condizioni operative e prestazioni di un impianto MBR.[14]

Parametro	Unità di misura	Valore	Abbattimento
<i>Dati operativi</i>			
Carico specifico di COD	Kg/m <sup>3</sup> *h	1,2-3,2	
SS	mg/L	5000-20000	
SSV	mg/L	4000-16000	
F/M	g COD/g SS*d	0,1-0,4	
SRT	D	5-20	
HRT	H	4-6	
Flusso	L/m <sup>2</sup> *h	25-45	
Depressione applicata	kPa	4-35	
OD	mg/L	0,5-1,0	
<i>Dati di efficienza</i>			
BOD effluente	mg/L	< 5	
COD effluente	mg/L	< 30	> 95%
TSS	mg/L	< 1	> 99,9%
Azoto totale	mg N/L	3-15	
TKN			88-99%
Azoto ammoniacale	Mg NH <sub>4</sub> /L	< 1	90-99%
Fosforo totale	mg/L	< 3	
Torbidità	NTU	< 1	
Coliformi totali	cfu/100 mL	< 100	
Coliformi fecali	cfu/100 mL	< 20	

**Fattori limitanti l'efficienza dei sistemi MBR.** La filtrazione di un fango attivo è un processo complesso, con molti parametri che interagiscono fra loro e che concorrono a determinare le prestazioni del sistema. La permeabilità è influenzata da vari fattori:

- il deterioramento chimico-fisico della membrana, che può essere causato da valori non ottimali di pH, pressione applicata o temperatura di esercizio;

- le caratteristiche dell'influente come la presenza di solidi sospesi o sostanze colloidali che possono occludere i pori della membrana o di elementi aggressivi che la possono danneggiare;
- l'allontanamento dalle condizioni idrodinamiche di maggiore efficienza, dovute per esempio al non corretto funzionamento del ricircolo o della fornitura d'aria;
- il fouling.

# Capitolo 3

## Dimensionamento di un impianto MBR

In questo capitolo verrà illustrata la procedura per il dimensionamento di un impianto biologico a membrana (MBR), con specifico riferimento all'impianto studiato durante il periodo di stage per la tesi.

### 3.1 Dati di progetto e limiti di legge

Per dimensionare un impianto di depurazione è necessario prima di tutto conoscere la portata e i carichi di sostanze inquinanti in ingresso. In un impianto che deve trattare scarichi di natura domestica usualmente si fa riferimento agli abitanti equivalenti (AE) considerando il carico organico unitario  $BOD_5 = 60 \text{ gBOD/AEd}$ , il carico unitario di azoto  $TKN = 12 \text{ gN/AEd}$  e il carico unitario di fosforo  $P_{tot} = 3 \text{ gP/AEd}$ ; si calcolano quindi i carichi inquinanti in ingresso moltiplicando il numero degli abitanti equivalenti per i carichi unitari. Per il calcolo della portata di refluo si considera un consumo idrico pro-capite pari a  $187,5 \text{ L/AEd}$  con un coefficiente di afflusso in fognatura pari a  $0,8$ . In questo caso si dimensiona un impianto al servizio di  $500 \text{ AE}$ .

Occorre inoltre conoscere i limiti allo scarico; in questo caso si considerano i seguenti:  $c_{BODout} \leq 25 \text{ ppm}$ ,  $c_{N-NH_4out} \leq 3,9 \text{ ppm}$  (deve essere inferiore al 30% dell'azoto totale, che per la tab. 2 del D.Lgs. 152/2006 è  $15 \text{ ppm}$ ),  $c_{N-NO_3out} \leq 10 \text{ ppm}$ ,  $c_{N-NO_2out} \leq 0,6 \text{ ppm}$ ,  $c_P \leq 10 \text{ ppm}$ .

Le prime grandezze da calcolare sono la portata giornaliera  $Q_{24}$ , la portata media oraria  $Q$  e la portata di punta nera  $Q_p$  pari a 3 volte la media. Si ha quindi:

$$Q_{24} = \frac{AE \times d \times \alpha}{1000} = 75 \text{ m}^3 / d \quad Q = \frac{Q_{24}}{24} = 3,1 \text{ m}^3 / h \quad Q_p = 3 \cdot Q_{24} = 9,4 \text{ m}^3 / h$$

dove:

$\alpha = 0,8$  coefficiente di afflusso in fognatura;

$d = 187,5 \text{ L/AEd}$  consumo idrico per abitante equivalente.

### 3.2 Bilanci di materia sugli inquinanti

Si calcolano ora i carichi di inquinanti in ingresso (kg/d), le concentrazioni di inquinanti in ingresso (ppm) e i massimi valori ammessi in uscita (kg/d) per rispettare i limiti allo scarico.

#### Carico organico in ingresso:

$$C_{BOD} = \frac{(BOD_5 / AEd) \cdot AE}{1000} = \frac{60 \cdot 500}{1000} = 30 \text{ kg / d}$$

$$c_{BOD} = \frac{C_{BOD} \cdot 1000}{Q_{24}} = \frac{30 \cdot 1000}{75} = 400 \text{ ppm}$$

#### Carico di azoto in ingresso:

$$C_{TKN} = \frac{(TKN / AEd) \cdot AE}{1000} = \frac{12 \cdot 500}{1000} = 6 \text{ kg / d}$$

$$c_{TKN} = \frac{C_{TKN} \cdot 1000}{Q_{24}} = \frac{6 \cdot 1000}{75} = 80 \text{ ppm}$$

#### Carico di fosforo in ingresso:

$$C_{P_{tot}} = \frac{(P_{tot} / AEd) \cdot AE}{1000} = \frac{3 \cdot 500}{1000} = 1.5 \text{ kg / d}$$

$$c_{P_{tot}} = \frac{C_{P_{tot}} \cdot 1000}{Q_{24}} = \frac{1.5 \cdot 1000}{75} = 20 \text{ ppm}$$

L'impianto dovrà quindi trattare 30 kgBOD/d, 6 kgN/d e 1,5 kgP/d, con concentrazioni medie rispettivamente pari a 400 ppm, 80 ppm e 20 ppm.

**Carico organico in uscita e carico organico rimosso:**

$$C_{\text{BOD out}} = \frac{c_{\text{BOD out}} \cdot Q_d}{1000} = \frac{25 \cdot 75}{1000} = 1,88 \text{ kg / d}$$

$$\Delta \text{BOD} = C_{\text{BOD}} - C_{\text{BOD out}} = 30 - 1,88 = 28,12 \text{ kg / d}$$

**Carico di azoto in uscita:**

$$C_{\text{N-NH}_4 \text{ out}} = \frac{c_{\text{N-NH}_4 \text{ out}} \cdot Q_d}{1000} = \frac{3,9 \cdot 75}{1000} = 0,29 \text{ kg / d} \text{ come azoto ammoniacale}$$

$$C_{\text{N-NO}_2 \text{ out}} = \frac{c_{\text{N-NO}_2 \text{ out}} \cdot Q_d}{1000} = \frac{0,6 \cdot 75}{1000} = 0,05 \text{ kg / d} \text{ come azoto nitroso}$$

$$C_{\text{N-NO}_3 \text{ out}} = \frac{c_{\text{N-NO}_3 \text{ out}} \cdot Q_d}{1000} = \frac{10 \cdot 75}{1000} = 0,75 \text{ kg / d} \text{ come azoto nitrico}$$

**Carico di fosforo in uscita e carico di fosforo rimosso:**

$$C_{\text{P tot out}} = \frac{c_{\text{P}} \cdot Q_d}{1000} = \frac{10 \cdot 75}{1000} = 0,75 \text{ kg / d}$$

$$\Delta \text{P}_{\text{tot}} = C_{\text{P tot}} - C_{\text{P tot out}} = 1,5 - 0,75 = 0,75 \text{ kg / d}$$

**Carichi di azoto da nitrificare e da denitrificare:**

$$\text{Azoto TKN rimosso per sintesi: } \Delta N_s = 5\% \cdot \Delta \text{BOD} = 0,05 \cdot 28,12 = 1,41 \text{ kg / d}$$

$$\text{Azoto ammoniacale residuo: } \Delta N_r = C_{\text{TKN}} - \Delta N_s = 6 - 1,41 = 4,59 \text{ kg / d}$$

Se questa quantità fosse scaricata con la portata di 75 m<sup>3</sup>/d, in uscita si avrebbe una concentrazione di 61,2 ppm che supera i limiti di legge; pertanto è necessario operare la nitrificazione, assumendo che in uscita non ci sia più azoto organico (ossia TKN = NH<sub>4</sub>-N).

Azoto TKN da nitrificare:  $\Delta N_n = C_{TKN} - \Delta N_s - C_{N-NH_4out} = 6 - 1,41 - 0,29 = 4,30 \text{ kg / d}$

Se tutto l'azoto nitrificato fosse scaricato, con la portata di  $75 \text{ m}^3/\text{d}$  si otterrebbe in uscita una concentrazione pari a  $57,4 \text{ ppm}$ , superiore al limite di legge; occorre pertanto operare anche la denitrificazione, assumendo che dalla denitrificazione non si producano nitriti.

Azoto da denitrificare:  $\Delta N_d = \Delta N_n - C_{N-NO_3out} = 4,30 - 0,75 = 3,55 \text{ kg / d}$

### **Carico organico rimosso in denitrificazione e in ossidazione:**

Assumendo che nella vasca anossica per la denitrificazione di  $1 \text{ kgN}$  si consumino  $2,5 \text{ kgBOD}$  si può calcolare il carico di sostanza organica rimosso con la predenitrificazione:

$\Delta BOD_d = 2,5 \cdot \Delta N_d = 2,5 \cdot 4,30 = 8,88 \text{ kg / d}$  rimosso in denitrificazione; pertanto la vasca aerata dovrà rimuovere la restante quantità di sostanza organica, ossia:

$\Delta BOD_r = \Delta BOD - \Delta BOD_d = 28,12 - 8,88 = 19,25 \text{ kg / d BOD}$ .

### **Carico di fosforo rimosso:**

Una quantità di fosforo, equivalente all'1% del carico di BOD rimosso, viene assimilata per la sintesi delle cellule; tale quantità è pari a:

$\Delta P_{tot,s} = 0,01 \cdot \Delta BOD = 0,01 \cdot 28,12 = 0,28 \text{ kg / d}$

Resterebbe quindi una quantità di fosforo pari a :

$\Delta P_{tot,r} = C_{P_{tot}} - \Delta P_{tot,s} = 1,5 - 0,28 = 1,22 \text{ kg / d}$  superiore a quella ammessa dal limite infatti in uscita con una portata di  $75 \text{ m}^3/\text{d}$  si avrebbe una concentrazione di fosforo di  $16,25 \text{ ppm}$ . Quindi occorre rimuovere i restanti  $1,22 - 0,75 = 0,47 \text{ kg/d}$  di fosforo per precipitazione chimica con un reagente come cloruro ferrico o solfato di alluminio.

### 3.3 Dimensionamento delle vasche

Sulla base dei bilanci di materia appena eseguiti verranno dimensionate le vasche di denitrificazione e di ossidazione; come temperatura di riferimento si assume per cautela 15°C.

Nel dimensionamento della vasca di denitrificazione si assume una concentrazione di solidi sospesi [SS] = 8000 g/m<sup>3</sup>; il volume si calcola sulla base dei seguenti parametri:

velocità max di denitrificazione a 20°C:  $vd_{20} = 3 \text{ gNO}_3\text{-N}/(\text{kgSS}\cdot\text{h})$ ;

coefficiente di correzione relativo a T:  $\vartheta = 1,12$

velocità di denitrificazione:  $vd = vd_{20} * \vartheta^{(T_{\min}-20)} = 0,0017 \text{ kgNO}_3\text{-N}/(\text{kgSS}\cdot\text{h})$

Il volume della vasca risulta quindi:  $Vd = \frac{\Delta Nd \cdot 1000}{24 \cdot [SS] \cdot vd} = \frac{3,55 \cdot 1000}{24 \cdot 8 \cdot 0,0017} = 11 \text{ m}^3$

Dato che nel liquame in ingresso non ci sono nitrati, questi devono essere apportati alla vasca anossica per mezzo del ricircolo del fango e della torbida aerata; la portata di ricircolo complessiva necessaria al processo di denitrificazione si calcola con la formula:

$$Q_{rd} = \frac{\Delta Nd \cdot 1000}{C_{N-NO_3out}} = \frac{3,55 \cdot 1000}{10} = 355 \text{ m}^3/\text{d}, \text{ pari a } 22,2 \text{ m}^3/\text{h}.$$

Si calcola ora il volume della vasca di ossidazione e nitrificazione; la concentrazione di fango è la medesima della vasca anossica. In questo caso prima si calcola il volume necessario per ossidare la sostanza organica e quindi quello necessario per nitrificare l'azoto TKN; se i due risultati sono diversi si assume il volume maggiore.

Il volume di ossidazione si calcola sulla base della quantità di BOD che entra in tale vasca dopo la denitrificazione:  $BOD_{in} = C_{BOD} - \Delta BOD_d = 30 - 8,88 = 21,12 \text{ kg/d}$ ; si assume un carico del fango  $Cf = 0,09 \text{ kg}_{BOD}/(\text{kg}_{SSd})$  e si calcola qui di il volume richiesto:

$$V_o = \frac{BOD_{in}}{Cf \cdot [SS]} = \frac{21,12}{0,09 \cdot 8} = 29 \text{ m}^3$$

Si calcola ora il volume necessario alla nitrificazione dell'azoto ( $\Delta N_n$ ), e se esso risulterà diverso da quello appena ottenuto per l'ossidazione della sostanza organica si considererà cautelativamente il valore maggiore. Con una velocità specifica massima di nitrificazione a 20°C pari a  $v_{\max} = 100 \text{ g}_N/\text{kg}_{\text{SSN}}\text{h}$  ( $2.4 \text{ kg}_N/\text{kg}_{\text{SSN}}\text{d}$ ), con SSN (solidi sospesi nitrificanti) pari al 4.5% dei SSV, nell'equazione di Monod sotto riportata il fattore di correzione per la temperatura è  $\vartheta = 1.12$ , la costante di semisaturazione per l'azoto  $K_N$  è trascurabile, la costante di semisaturazione per l'ossigeno è  $K_O = 1 \text{ mg/l}$  e la concentrazione di ossigeno assunta è  $3 \text{ mg/l}$ ; si ricava quindi la velocità specifica effettiva di nitrificazione:

$$v = v_{\max}(20^\circ\text{C}) \cdot \vartheta^{(T-20)} \cdot \frac{[\text{NH}_4 - \text{N}]}{K_N + [\text{NH}_4 - \text{N}]} \cdot \frac{[\text{O}_2]}{K_O + [\text{O}_2]} = 2.4 \cdot [1.12^{(12-20)}] \cdot \frac{3}{1+3} = 0.72 \text{ kg}_N / \text{kg}_{\text{SSN}}\text{d}$$

Il volume necessario per nitrificare 4,31 kg<sub>N</sub>/d è dato dalla seguente formula:

$$V_{\text{NITR}} = \frac{\Delta N_n}{v \cdot 0,045 \cdot \text{SSV}} = \frac{4,31}{0,72 \cdot 0,045 \cdot 8} = 17 \text{ m}^3$$

Si esegue ora il dimensionamento del sistema di ossigenazione della vasca di nitrificazione; è necessario tenere conto di tre contributi, ossia la respirazione attiva, la respirazione endogena e la nitrificazione. La formula di calcolo è la seguente:

$$O_{2,tot} = O_{2,att} + O_{2,end} + O_{2,nitr} = a \cdot (BOD_{in} - C_{BODout}) + b_{20} \cdot [1,084^{(T_{min}-20)}] \cdot V_{OX} \cdot [\text{SS}] + 4,57 \cdot \Delta N_n$$

In questa espressione i parametri hanno questi valori:  $a = 0,6 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}$ ,  $b_{20} = 0,1 \text{ d}^{-1}$ ; sostituendo i termini precedentemente calcolati risulta un fabbisogno teorico di ossigeno:

$$O_{2,tot} = O_{2,att} + O_{2,end} + O_{2,nitr} = 11,55 + 16,40 + 19,69 = 47,64 \text{ kg} / \text{d}$$

Questa quantità deve essere ora trasformata nell'ossigeno effettivamente richiesto, per tenere conto delle differenze tra le condizioni standard e quelle di esercizio. Considerando di mantenere in vasca una concentrazione di ossigeno pari a  $O_d = 3 \text{ ppm}$ , assumendo che la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua è  $c_s = 9,17 \text{ ppm}$ , e che nella torbida si ha un coefficiente di trasferimento  $\alpha = 0,85$ , si calcola la quantità effettiva di ossigeno:



$$O_2' = \frac{O_{2tot}}{\alpha \cdot k} = \frac{O_{2tot}}{\alpha \cdot 1,024^{(T_{min}-20)} \cdot \frac{(cs - O_d)}{cs}} = \frac{47,64}{0,85 \cdot 1,024^{(15-20)} \cdot \frac{(9,17 - 3)}{9,17}} = 94 \text{ kg / d}$$

Considerando di lavorare 24 h si ricava la portata oraria di ossigeno:  $O_{2h} = 3,88 \text{ kg O}_2/\text{h}$ .

Per trasformare questa quantità di ossigeno nella portata d'aria corrispondente occorre considerare che in  $1 \text{ m}^3$  di aria ci sono 280 g di  $\text{O}_2$  in condizioni standard, e tenere conto del rendimento dei dispositivi di diffusione (qui assunto pari a  $\eta = 0,15$  con un battente di 3 m).

$$A = \frac{O_{2h}}{280 \cdot \eta} = \frac{3,88}{280 \cdot 0,15} = 92 \text{ Nm}^3 / \text{h}$$

Avendo a disposizione diffusori in grado di fornire una portata d'aria di  $5 \text{ m}^3/\text{h}$  cadauno, sarà necessario realizzare un circuito di aerazione costituito da 18 diffusori.

Per determinare la superficie delle membrane, in assenza di una vasca di equalizzazione consideriamo la portata di punta in ingresso nell'impianto ossia  $Q_{max} = 9,38 \text{ m}^3/\text{h}$ . Come valore cautelativo assumiamo che la permeabilità delle membrane sia  $p = 15 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ , quindi la loro superficie si calcola con la seguente formula:

$$S = \frac{Q_{max}}{p}$$

Otteniamo quindi una superficie di membrane necessaria pari a  $S = 625 \text{ m}^2$ .

## Conclusioni

In questo lavoro è stato dimensionato un impianto a membrane per 500A.E. considerando una concentrazione in vasca di solidi sospesi di  $8\text{Kg/m}^3$ ; si ottiene un volume della vasca di denitrificazione pari a  $11\text{m}^3$  e per la vasca di ossidazione pari a  $17\text{m}^3$ .

E' stata scelta una membrana con una combinazione di PVDF (Polivinilidenefluoruro) come materiale funzionale e PET (poliestere) non intrecciato come materiale di supporto, avente una porosità di  $0,08\mu\text{m}$  prodotta dall'azienda Toray.

La superficie delle membrane, considerando la permeabilità di  $15\text{L}/(\text{m}^2*\text{h})$ , è di  $625\text{m}^2$ .

Grazie ai calcoli svolti per il dimensionamento di un impianto MBR si possono notare i vantaggi che derivano dalla sostituzione del sedimentatore con un comparto di filtrazione a membrane. Si ha una notevole riduzione dell'ingombro planimetrico dell'impianto di depurazione, grazie alla scomparsa del sedimentatore e all'incremento della concentrazione di solidi sospesi nel reattore biologico. Inoltre, togliendo il sedimentatore, si elimina il problema di sedimentabilità del fango, molto frequente negli impianti a fanghi attivi.

La maggiore concentrazione della biomassa permette di mantenere un'elevata età dei fanghi e quindi una produzione minore di fanghi di supero, con conseguente riduzione dei costi per lo smaltimento.

La migliore qualità del refluo in uscita dalla filtrazione consente il riutilizzo delle acque depurate all'interno dei cicli produttivi; questo porta ad una riduzione dei costi in quanto il refluo depurato non necessita di trattamenti terziari.

L'installazione degli impianti MBR conviene per applicazioni depurative dove lo spazio disponibile è poco e dove il potenziamento dell'impianto si rende necessario per adeguamenti normativi.

## Bibliografia

- 1) Decreto Legislativo Governo 03/04/2006 n.152, Gazzetta Ufficiale Supplemento Ordinario n.96 del 14/04/2006.
- 2) L. Masotti, Depurazione delle acque – tecniche di impianti per il trattamento delle acque di rifiuto, edizioni Calderoni, Bologna 2005.
- 3) R. Vismara, Depurazione biologica: teoria e processi, edizioni Ulrico Hoepli, Milano 1998.
- 4) G. Scaltriti, Dispense del corso di trattamento effluenti inquinanti liquidi.
- 5) A. Rozzi, C. Zaffaroni – Potabilizzazione delle acque: qualità e interventi gestionali
- 6) Luca Bonomo -Trattamenti delle acque reflue, ed. McGraw-hill
- 7) Robert.H.Perry e Dow.W.Green - *Perry's Chemical Engineers' Handbook (7<sup>th</sup>)*, ed. McGraw-hill
- 8) [www.osmosi-inversa.com](http://www.osmosi-inversa.com)
- 9) [www.wikipedia.org](http://www.wikipedia.org)
- 10) [www.lenntech.com](http://www.lenntech.com)
- 11) [www.toray.com](http://www.toray.com)
- 12) [www.zenon.com](http://www.zenon.com)
- 13) [www.sepra.it](http://www.sepra.it)
- 14) Dipartimento ISAC, università politecnica delle marche-Prof. Paolo Battistoni