

# Trattamenti biologici innovativi a letto mobile e a membrana

**Ing. Luigi Falletti**, collaboratore Università di Padova e consulente di aziende servizi idrici integrati

**Prof. Lino Conte**, docente Facoltà di Ingegneria – Università di Padova

**Ing. Marco Milan**, responsabile tecnico fognatura – Centro Veneto Servizi SpA (Monselice, PD)

**P.I. Umberto Bertevello**, tecnico e progettista impianti depurazione – Ecomarca (Treviso)

## Premessa

Molti piccoli impianti di depurazione esistenti necessitano di un potenziamento per i limiti allo scarico divenuti più restrittivi o perché sovraccaricati o per entrambe le cause. Ove lo spazio disponibile è limitato la scelta va orientata verso tecnologie innovative che permettono di ottenere elevate rese depurative con ingombri limitati. Fra queste tecnologie meritano senz'altro evidenza i processi a biomassa adesa a letto mobile e i processi biologici a membrana.

## Processi a letto mobile – Generalità

Nei processi a letto mobile la biomassa aderisce in forma di biofilm a corpi di riempimento in materiale plastico mantenuti in movimento nel liquame all'interno di vasche; queste sono costruttivamente analoghe ai reattori a fanghi attivi e sono munite di griglie di contenimento per evitare la fuoriuscita dei supporti. La movimentazione è operata dalla stessa insufflazione dell'aria nei reattori aerobici, con mezzi meccanici nei reattori anossici e anaerobici. L'elevata attività del biofilm permette di ottenere rese depurative elevate con concentrazioni di biomassa e tempi di residenza inferiori a quelli tipici dei fanghi attivi, e la turbolenza continua mantenuta in questi reattori evita i rischi di intasamento dei reattori a biomassa adesa con riempimento fisso.

Con i reattori a letto mobile è possibile eseguire tutte le fasi del trattamento biologico dei liquami (predenitrificazione, ossidazione, nitrificazione, post-denitrificazione) realizzando impianti multistadio con biomasse specializzate in ogni vasca. Essi sono quindi molto versatili sia nella versione a biomassa adesa pura (solo biofilm) sia nella versione ibrida (biofilm e fango attivo nella stessa vasca). [1, 2, 3] Le applicazioni dei processi a letto mobile sono principalmente di quattro tipi:

- trasformazione totale o parziale delle vasche a fanghi attivi esistenti in reattori a letto mobile ibrido;
- realizzazione di reattori a letto mobile a biomassa adesa pura a valle dei sedimentatori secondari (nitrificazione terziaria, denitrificazione terziaria);
- realizzazione di nuove filiere biologiche a biomassa adesa pura o ibrida;
- realizzazione di trattamenti di sgrossatura per reflui industriali concentrati.

Nel paragrafo seguente sono riportate due applicazioni dei processi a letto mobile per il potenziamento di impianti a fanghi attivi sovraccaricati.

## Processi a letto mobile – Esempi di applicazioni

Il primo esempio è il potenziamento del depuratore di Maserà (Centro Veneto Servizi) con un impianto a letto mobile ibrido. L'impianto, realizzato in origine per 3000 A.E., era costituito da 2 compartimenti paralleli "a orologio"; la parte interna di ciascun comparto è un sedimentatore, nella corona circolare la predenitrificazione è un settore di 80° e l'ossidazione è un settore di 250°. Il volume anossico totale è 150 m<sup>3</sup>, il volume aerato totale è 470 m<sup>3</sup>, il volume complessivo dei sedimentatori è 350 m<sup>3</sup>. L'aria era fornita alla linea 1 da due soffianti da 360 Nm<sup>3</sup>/h ciascuna, alla linea 2 da una soffiante da 580 Nm<sup>3</sup>/h; i diffusori erano "candele" in silice sinterizzata. Nel corso degli anni il carico è aumentato fino a 4500 AE come sostanza organica e 5800 AE come azoto. L'impianto, soggetto in origine alla colonna C2 del PRRA del Veneto, dal 2006 deve rispettare anche la tab. 1 All. 5 del D.Lgs. 152/1999 per i parametri COD, BOD, SST.

Nell'intervento di potenziamento la vasca aerata di ogni linea è stata divisa in due settori: il primo (165°) è stato mantenuto a fanghi attivi, il secondo (85°) è stato trasformato in un reattore MBBR<sup>TM</sup> ibrido con l'inserimento di supporti Anox-Kaldnes K1 con tasso di riempimento 50%. Questi supporti (fig. 1) hanno un diametro di 10 mm, un'altezza di 7 mm e una superficie specifica effettiva di 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Allo stramazzo è stata installata una griglia di contenimento. E' stata installata una nuova soffiante da 1100 Nm<sup>3</sup>/h per le vasche a fanghi attivi, e una nuova soffiante da 1400 Nm<sup>3</sup>/h per i reattori MBBR<sup>TM</sup> ibridi; nei reattori MBBR<sup>TM</sup> ibridi i diffusori originari sono stati sostituiti con appositi dispositivi a bolle medie. I lavori hanno richiesto 5 settimane. La concentrazione di fango attivo si è mantenuta a circa 3.2 kg<sub>SST</sub>/m<sup>3</sup>, dopo un mese il biofilm era già visibile. In tab. 1 sono rappresentate le concentrazioni medie di inquinanti (mg/l) in ingresso e in uscita nel periodo di riavviamento (2 mesi); la portata media è stata 764 m<sup>3</sup>/d. Dopo un anno dal riavviamento il biofilm ha raggiunto una concentrazione di 1.0 – 1.2 kg<sub>SST</sub>/m<sup>3</sup> (3.0 – 4.0 g<sub>SST</sub>/m<sup>2</sup>) e una velocità specifica di nitrificazione pari a 10.6 mg<sub>N</sub>/g<sub>SST</sub>h, valore 6 volte maggiore di quello rilevato nel fango attivo sospeso dello stesso impianto. [4]



Fig. 1: Corpi AnoxKaldnes K1.

Tab. 1: Concentrazioni medie di inquinanti a Maserà.

	Ingresso	Uscita
COD	484	50,0
TKN	79,0	
NH <sub>4</sub> -N		0,64
NO <sub>2</sub> -N		0,05
NO <sub>3</sub> -N		9,90

Il secondo esempio è il potenziamento del depuratore di Pilastro di Orgiano (Centro Veneto Servizi) con un processo a letto mobile a biomassa adesa pura a valle del sedimentatore. L'impianto, realizzato in origine per 400 A.E., era costituito da una vasca di ossidazione da 54 m<sup>3</sup> con aerazione temporizzata 14 h/d, un sedimentatore statico da 9 m<sup>3</sup>, un pozzetto da 8 m<sup>3</sup>, un comparto di fitodepurazione-lagunaggio e un ispessitore non più utilizzato da 20 m<sup>3</sup>. Esso è soggetto alla colonna C1 del PRRA del Veneto. Nel corso degli anni il carico è aumentato fino a 434 AE come sostanza organica e 549 AE come azoto.

La potenzialità dell'impianto è stata incrementata con alcuni interventi: recupero dell'ispessitore inutilizzato da 20 m<sup>3</sup> e trasformazione in predenitrificazione, aumento dell'aerazione della vasca di ossidazione fino a 18 h/d, trasformazione del pozzetto da 8 m<sup>3</sup> in un reattore

MBBR™ di nitrificazione terziaria a biomassa adesa pura. In tale vasca sono stati inseriti supporti in polietilene Anox-Kaldnes K3 con un tasso di riempimento del 50% (fig. 2); essi hanno un diametro di 25 mm, una lunghezza di 12 mm e una superficie specifica effettiva di  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Nel reattore MBBR™ sono stati installati un sistema di aerazione apposito a bolle medie alimentato da una soffiante da  $50 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , e una griglia di contenimento. I lavori hanno richiesto una settimana. In tab. 2 sono riportate le concentrazioni medie di inquinanti (mg/l) in ingresso e in uscita nel periodo del riavviamento (3 mesi); la portata media è stata  $100 \text{ m}^3/\text{d}$ . Dopo 3 mesi il biofilm ha raggiunto una concentrazione di  $2.2 \text{ kg}_{\text{SS}_T}/\text{m}^3$  ( $8.8 \text{ g}_{\text{SS}_T}/\text{m}^2$ ) e un'attività nitrificante pari a  $51.8 \text{ g}_N/\text{kg}_{\text{SS}_T}\text{d}$ , valore 3.3 volte maggiore di quello rilevato nel fango attivo delle vasche a monte. [5]

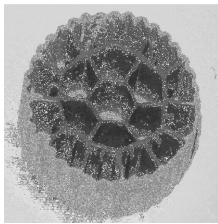


Fig. 2: Corpi AnoxKaldnes K3.

Tab. 2: Concentrazioni medie di inquinanti a Orgiano.

	Ingresso	Sfioro sedim.	Uscita MBBR
COD	456	96,0	82,0
TKN	50,0		
NH <sub>4</sub> -N		20,2	11,0
NO <sub>2</sub> -N		0,6	0,4
NO <sub>3</sub> -N		1,2	7,3

## Processi a membrana – Generalità

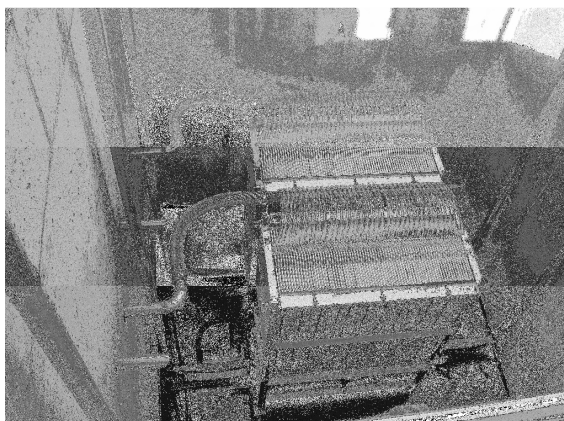
Nei processi biologici a membrana i fanghi attivi, anziché essere separati dall'acqua depurata per mezzo di un sedimentatore, vengono separati da una membrana microfiltrante, posta in pressione negativa e immersa nel reattore stesso o in una vasca dedicata, che viene permeata soltanto dall'acqua depurata (e da una quantità di sali e altre sostanze che varia secondo la porosità della membrana) e trattiene invece la biomassa. Nei processi a membrana la forma di aggregazione del fango non causa problemi di rendimento depurativo, è possibile lavorare con carichi del fango più bassi e concentrazioni di fango maggiori rispetto ai processi tradizionali ottenendo una mineralizzazione spinta della sostanza organica e una produzione molto bassa di fango di supero molto stabilizzato. Al risparmio di spazio dovuto alle vasche di minore volume si somma l'assenza del sedimentatore sostituito dalla membrana, e inoltre si ha una rimozione spinta della carica batterica. [6, 7, 8] A monte dei reattori a membrana occorrono trattamenti primari più spinti (grigliatura molto fine, disoleatura); per la pulizia delle membrane occorrono un'aerazione locale e cicli periodici di lavaggio con acqua permeata o soluzioni chimiche. È possibile utilizzare le membrane sia con fanghi attivi sia con processi a biomassa adesa. Nel paragrafo seguente sono riportate due applicazioni di processi a membrana.

## Processi a membrana – Esempi di applicazioni

Il primo esempio è un impianto biologico con membrane polimeriche che tratta acque reflue derivanti dal lavaggio di automezzi adibiti al trasporto di rifiuti; esso è costituito da una vasca di accumulo-omogeneizzazione da  $50 \text{ m}^3$ , una predenitrificazione da  $20 \text{ m}^3$ , un'ossidazione da  $50 \text{ m}^3$  e un comparto per le membrane da  $10 \text{ m}^3$  che riceve la torbida dalla vasca di ossidazione. Le membrane, prodotte dalla ditta Kubota, sono costituite da polietilene clorurato

(CPE) e sono di tipo piano; la loro porosità è 0.4  $\mu\text{m}$ , possono essere utilizzate con pressioni trans-membrana fino a 200 mbar e con flussi di permeato fino a 15  $\text{l/m}^2\text{h}$  (25  $\text{l/m}^2\text{h}$  per le punte). Nell'impianto in oggetto si ha una superficie filtrante totale di 120  $\text{m}^2$ . Il controlavaggio si esegue quando necessario con soluzione di ipoclorito di sodio al 3%. In fig. 3 è rappresentato un modulo di membrane polimeriche del tipo qui utilizzato.

L'impianto è dimensionato per trattare una portata di 40  $\text{m}^3/\text{d}$  con un contenuto di sostanza organica medio di 1200 mg/l COD (punta 2500 mg/l) e 550 mg/l BOD (punta 1100 mg/l), e con un contenuto di azoto TKN medio di 50 mg/l (punta 120 mg/l); nelle vasche di trattamento viene mantenuta la concentrazione di fango attivo pari a 11  $\text{kg}_{\text{SST}}/\text{m}^3$ . L'acqua giunge alla vasca di omogeneizzazione in 4-6 ore ed è quindi pompata alle vasche di trattamento nelle 24 ore con una portata media pari a 1.6  $\text{m}^3/\text{h}$ . L'acqua depurata viene riutilizzata nel lavaggio stesso. La tab. 3 riassume le concentrazioni medie in mg/l in ingresso e in uscita nel periodo di studio (1 anno).



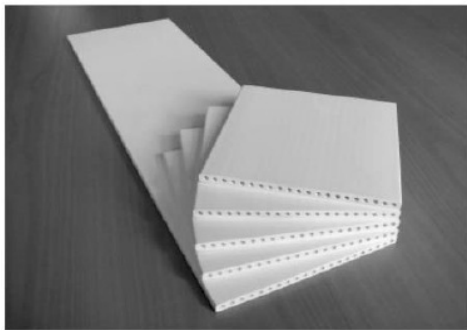
**Fig. 3:** Modulo di membrane polimeriche.

**Tab. 3:** Concentrazioni medie di inquinanti in ingresso e in uscita all'impianto biologico con membrane polimeriche.

	Ingresso	Uscita
COD	1595	38,0
BOD	685	9,8
TKN	38,7	
NH4-N		1,46
NO2-N		0,05
NO3-N		6,18
SST		3,38
Tot-P		2,37
Tensioattivi MBAS		0,24

Il secondo esempio è un impianto biologico con membrane ceramiche ricavato dal potenziamento di un preesistente sistema a fossa settica e subirrigazione. L'impianto in oggetto tratta scarichi domestici per una potenzialità di 75 A.E.; esso è costituito da una vasca di sedimentazione primaria del volume di 24  $\text{m}^3$ , un'equalizzazione da 10  $\text{m}^3$ , una predenitrificazione da 7  $\text{m}^3$ , un'ossidazione da 7  $\text{m}^3$  e un comparto per le membrane del

volume di 3 m<sup>3</sup> che riceve la torbida dalla vasca di ossidazione. Le membrane prodotte dalla ITN Nanovation sono di tipo piano, a base di allumina, e hanno una porosità di 0.2 µm; possono essere utilizzate con pressioni trans-membrana fino a 900 mbar e flussi di permeato fino a 30 l/m<sup>2</sup>h. In questo impianto si ha una superficie filtrante totale di 32 m<sup>2</sup>. La pulizia avviene con cicli periodici: ogni 9 minuti di funzionamento si hanno 6 secondi di rilassamento, 30 secondi di controlavaggio con permeato e altri 6 secondi di rilassamento. Quando necessario si esegue un lavaggio chimico con ipoclorito. In fig. 4 sono rappresentate alcune membrane ceramiche del tipo qui utilizzato. L'impianto è stato progettato per trattare una portata di 19 m<sup>3</sup>/d con concentrazioni iniziali di inquinanti pari a 300 mg/l BOD (punta 450 mg/l) e 50 mg/l TKN (punta 70 mg/l); nelle vasche si mantiene una concentrazione media di fango attivo pari a 15 kg<sub>SST</sub>/m<sup>3</sup>. In tab. 4 sono riportate le concentrazioni medie in mg/l in ingresso e in uscita nel periodo di studio (3 mesi).



**Fig. 4:** Membrane ceramiche.

**Tab. 4:** Concentrazioni medie di inquinanti in ingresso e in uscita all'impianto biologico con membrane ceramiche.

	Ingresso	Uscita
BOD	234	< 2
TKN	59,0	
NH4-N		< 1
NO2-N		< 0,01
Tot-N		27,00
SST	79 (d. sed.)	< 1
Tot-P	8,3	5,9
Coliformi (ufc/100)	1500000	2,25

## Conclusioni

Gli esempi qui riportati dimostrano l'idoneità dei processi a letto mobile e dei processi a membrana per il trattamento dei reflui civili con elevate rese e basso ingombro, sia per la realizzazione di nuovi impianti sia per l'upgrading di impianti già esistenti con molta versatilità di applicazioni.

Nel caso dei processi a letto mobile il vantaggio è dato dall'elevata attività specifica della biomassa adesa che permette di abbattere i carichi inquinanti con vasche di volume circa metà di quello richiesto da un equivalente impianto a fanghi attivi. Nei reattori a letto mobile per la nitrificazione le concentrazioni di ossigeno richieste sono più alte di quelle tipiche dei fanghi attivi (3 – 5 mg/l contro 1.5 – 2 mg/l) ma va ricordato che vanno mantenute in reattori di volume inferiore. Tra l'altro, questi reattori sono meno sensibili dei fanghi attivi alle diminuzioni di temperatura in quanto la velocità globale del processo è principalmente controllata dalla diffusione (legata alla temperatura con potenza 1.5 – 2) piuttosto che dalla cinetica biologica intrinseca (che invece dipende esponenzialmente dalla temperatura); inoltre va tenuto conto che la temperatura più bassa favorisce la solubilità dell'ossigeno in acqua, quindi gli effetti si compensano in un intervallo di alcuni gradi centigradi. I corpi di riempimento non necessitano di pulizia in quanto la stessa turbolenza del reattore provoca il distacco delle pellicole di spoglio che nel processo ibrido sono sedimentate con il fango; nel processo di nitrificazione terziaria la produzione di biofilm è così bassa da non causare problemi al rispetto del limite dei solidi sospesi totali in uscita.

Nel caso dei processi a membrane il vantaggio è dato dalla possibilità di mantenere nel reattore elevate concentrazioni di biomassa senza compromettere la separazione acqua-fango, quindi la biomassa non è più selezionata “di fatto” in base alla sua sedimentabilità come invece avviene nei processi tradizionali. In questo modo si ha il duplice risparmio di volume per le alte concentrazioni di biomassa e per l’assenza del sedimentatore secondario; lo stesso carico inquinante può essere trattato con volumi circa metà di quelli dell’equivalente comparto a fanghi attivi con sedimentatore. Altro vantaggio è il basso carico organico con cui si opera, che comporta mineralizzazione molto spinta della sostanza organica, possibilità di trattare composti lentamente biodegradabili e una produzione assai limitata di fango molto stabilizzato. I processi a membrana necessitano di trattamenti primari più spinti di quelli con il sedimentatore, e le membrane devono essere mantenute pulite per mezzo di aerazione locale e cicli periodici di controlavaggio con il permeato e/o lavaggi chimici. Le nuove membrane ceramiche sono più costose di quelle polimeriche ma hanno maggiore resistenza meccanica e chimica. Infine è importante l’azione di trattenimento dei batteri da parte delle membrane, ciò rende questa tecnologia adatta alla depurazione spinta delle acque per un successivo riutilizzo ove ammesso dalle normative.

## **Bibliografia**

- [1] Ødegaard H., Rusten B., Siljudalen J.G.: *The development of the moving bed biofilm process – from idea to commercial product*, European Water Management, Vol. 2 (1999), No. 3, pp. 36-43
- [2] Ødegaard H.; Rusten B.; Westrum T. *A new moving bed biofilm reactor – Application and results*, Water Science & Technology, Vol. 28 (1994), No. 10-11, pp. 157–165
- [3] Pastorelli G.: *Processi a biomassa adesa a letto mobile*, in “Sviluppi nelle tecniche di depurazione delle acque reflue”, LII Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria – Ambientale, a cura di Bonomo L. (Milano, 2000)
- [4] Falletti L., Conte L.: *Upgrading of activated sludge wastewater treatment plants with hybrid moving-bed biofilm reactors*, Industrial & Engineering Chemistry Research A.C.S., Vol. 46 (October 2007), pp. 6656 – 6660
- [5] Falletti L., Milan M., Pasinetti E., Vanalli M.: *Aumento della potenzialità di un impianto a fanghi attivi con un reattore a biomassa adesa a letto mobile*, Galileo, n. 180 (2007), pp. 28 – 31
- [6] Rozzi A.: *Fondamenti dei processi biologici a membrane*, in , in “Sviluppi nelle tecniche di depurazione delle acque reflue”, LII Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria – Ambientale, a cura di Bonomo L. (Milano, 2000)
- [7] Andreottola G., Ferrai M., Guglielmi G, Ziglio G.: *I reattori biologici a membrana per il trattamento delle acque reflue – Principi e applicazioni*, Università degli Studi di Trento – Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale (2003)
- [8] Falletti L., Conte L., Bertevello U.: *Reattore pilota biologico a membrane ceramiche piane*, Galileo, n. 188 (2009), pp. 22 – 23