IMPIANTI A FANGHI ATTIVI CONVENZIONALI (CAS) E A MEMBRANE (MBR):procedure di dimensionamento*

……omissis…….

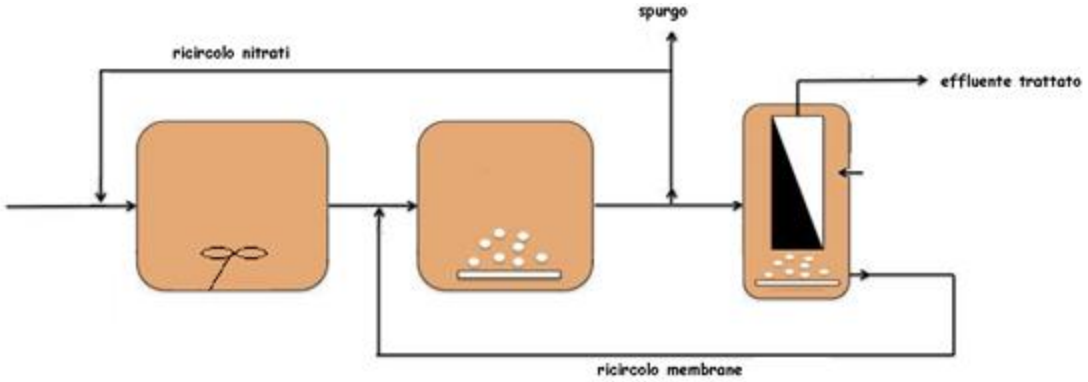
1.1 DESCRIZIONE DEL PROCESSO MBR

I processi convenzionali a fanghi attivi necessitano di una considerevole disponibilità di superficie, soprattutto quando è necessario ottenere un'elevata efficienza di rimozione degli inquinanti. La rimozione dell'azoto e del fosforo hanno portato negli anni alla sperimentazione di diverse tipologie di impianto con la comparsa di vasche anossiche e vasche anaerobiche le quali unite a età del fango sempre maggiori hanno comportato un aumento considerevole sia delle dimensioni sia delle complessità degli impianti a livello idraulico ma soprattutto come gestione e controllo. Nuove tecnologie sono state sviluppate per sopperire alle mancanze dei sistemi a fanghi attivi tradizionali e meglio adattarsi alle necessità progettuali. Nonostante gli sforzi fatti e il lavoro continuo di evoluzione i sistemi tradizionali fanghi attivi rimangono i più economicamente efficienti e perciò i preferibili.Soprattutto nel caso di upgrading di sistemi esistenti la richiesta di maggior efficienza di rimozione per unità di superficie impone al progettista di cercare delle tecnologie differenti dal sistema classico a biomassa sospesa, proprio per permettere, nello stesso spazio, di trattare una quantità di refluo maggiore. Ci sono diverse tecnologie di trattamento disponibili al giorno d'oggi ma questa tesi è rivolta principalmente ai sistemi MBR (Membrane BioReactor) che più di ogni altro permettono di ottenere una elevata qualità dell'effluente unita a un basso ingombro.La tecnologia Membrane BioReactor (MBR) consente di sfruttare sinergicamente i vantaggi dei processi convenzionali a fanghi attivi (CAS) e della filtrazione su membrana. Nonostante i vantaggi, l'incremento dell'utilizzo di impiantiMBR è ancora limitato da una serie di problematiche che lo rendono economicamente poco competitivo. In particolare l'elevato consumo energetico delle membrane e il problema dellosporcamento delle stesse (fouling) costituiscono ancora un freno alla diffusione della tecnologia. L'impiego di sistemi a membrana trova spazio quando occorre rendere conforme alle normative un impianto esistenteai fini del riuso agricolo e/o industriale delle acque reflue depurate.

*

ESTRATTO della Tesi di Mascheroni Cristian "Simulazione del processo biologico di un impianto di depurazione. Confronto tra fanghi attivi convenzionali CAS ed MBR". AA 2013/2014 Relatore: Prof. Vismara Renato.Co-relatori: Prof. Canziani Roberto, Ing. di Cosmo Roberto

La versione integrale della tesi è liberamente consultabile sul web alla voce " tesi MBR Mascheroni Politecnico "



Schema 1.1.1*Schema tipico impianto MBR a membrane immerse – sidestream. Le membrane sono immerse in una vasca apposita.*

Il processo di filtrazione

In generale, i processi di filtrazione consentono la separazione di sostanze sospese in una miscela liquida o gassosa. Particolari configurazioni e processi (come l'osmosi inversa) consentono inoltre di separare anche sostanze disciolte nel refluo. Le membrane sono delle barriere fisiche selettive in grado di far permeare solo alcune particelle a seconda della grandezza dei pori, della loro disposizione e della forza meccanica esercitata.

Il meccanismo di separazione delle membrane può essere principalmente una filtrazione (azione di separazione meccanica dei pori che impediscono il passaggio di molecole più grandi della loro dimensione) oppure un processo di diffusione-permazione (sfrutta le caratteristiche del soluto e del solvente).
Le membrane sono quindi divise in due principali tipi:

- membrane porose, con dimensione dei pori comprese fra 1 nm e 10 µm; 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.

E' bene ricordarsi che i due processi in determinati casi possono verificarsi contemporaneamente, portando quindi le membrane porose ad avere un effetto anche su molecole più piccole delle dimensioni nominali dei pori. Il flusso in ingresso alla membrana può essere suddiviso in due flussi: il "permeato" con una concentrazione della sostanza che si vuole separare inferiore rispetto a quella in ingresso, e il "retentato" o concentrato con concentrazione maggiore rispetto a quella in ingresso .

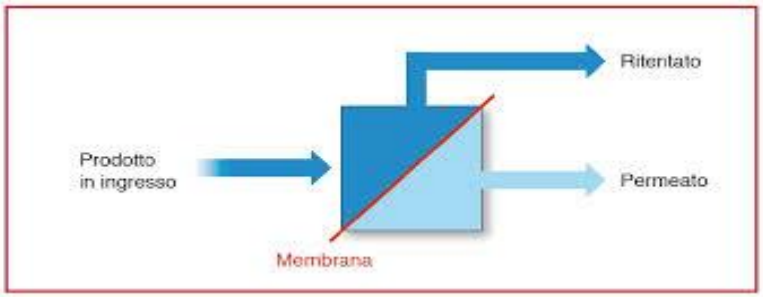


Figura 1.2.1 *Schema concettuale di funzionamento di un sistema a separazione a membrana*

Nelle applicazioni per acquee reflue la forza motrice che permette la filtrazione attraverso la membrana è ottenuta generando un gradiente di pressione tra le due superfici della stessa. Questa differenza di pressione, chiamata generalmente TMP (Trans membrane pressure), fa si che la zona dove è presente la miscela da trattare sia ad una pressione maggiore di quella del permeato estratto possibile il processo di trasporto.A seconda del processo di filtrazione la pressione può variare da 0.1-0.2 bar fino a 30 per processi di osmosi inversa. La TMP viene definita dalla seguente relazione:

$$TMP = \Delta P_t - \Delta\Pi$$

in cui: $\Delta\Pi$ rappresenta la differenza tra le pressioni osmotiche Π_R e Π_P relative alle soluzioni presenti nel retentato e nel permeato. ΔP_t è definito come:

$$\Delta P_t = P_M - P_P P_M = \frac{P_A + P_R}{2}$$

dove P_A, P_R e P_P rappresentano rispettivamente le pressioni dell'alimento, del retentato e del permeato. Il termine ΠP viene trascurato perché ha un valore molto più basso rispetto a quello di ΠR. Inoltre, per la MF e UF, si assume come valore della pressione trasmembrana solo il termine ΔP_t, essendo trascurabile anche ΠR.Per i sistemi MBR quindi la TMP è pari alla differenza di pressione del refluo e quella del permeato ed è un parametro molto importante perché membrane che lavorano a TMP elevate necessitano di pompe con maggior potenza e quindi consumi maggiori.

Tabella 2.2 *Pressioni trans membrana TMP tipiche per le diverse classi di membrana. Si nota come al diminuire delle dimensioni dei pori si ha un aumento sensibile della pressione necessaria per compiere il processo di filtrazione.*

Processo	Pressione (bar)	Dimensione pori (nm)
Microfiltrazione	0,1-2	100-1.000
Ultrafiltrazione	1-10	10-100
Nanofiltrazione	4-20	1-10
Osmosi Inversa	10-30	0,1-1

La TMP è inoltre influenzata dalle condizioni in cui opera la membrana: il problema del Fouling (sporcamento membrana) e la creazione del cosidetto "cake layer" portano ad un aumento della TMP per via dell'otturazione progressiva dei pori,con conseguente riduzione della permeabilità della membrana. Questo problema è tutt'oggi il tema più discusso e oggetto di studi da parte dei ricercatori e verrà successivamente ripreso e trattato nel corso di questa tesi.

Il meccanismo di filtrazione su membrana può essere sostanzialmente di due tipoligie:

- Ortogonale (**dead-end**): il flusso di alimentazione investe la membrana ortogonalmente. 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 della diminuzione della permeabilità.Questo strato di materiale si definisce torta (cake). Dal momento che non vi è alcuna corrente di ritentato il processo è definito a flusso totale (dead-end) o fondo cieco. Questa caratteristica implica la necessità di controlavaggi(solitamente effettuati con parte dell'efluente chiarificato) che interrompono il processo di filtrazione ciclicamente. Questo tipo processo è adattoa reflui con basso contenuto di solidi sospesi.

- Tangenziale (**cross-flow**): in questo processo l'alimentazione scorre tangenzialmente alla membrana e viene forzata ad attraversare i pori dal gradiente di pressione che viene imposto tra i le due superfici. Si ha formazione di una corrente di ritentato o concentrato dove si accumulano le sostanze trattenute e di un permeato costituito dal liquido chiarificato. 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 il ricircolo e l'areazione. Nei sistemi MBR commerciali infatti oltre all'effetto di trascinamento del flusso di liquame è presente anche un sistema di aerazione a bolle grosse che serve per creare maggior turbolenza sulla superficie della membrana e , nel caso di membrane a fibre cave, permette di far oscillare l fibra per ridurre al massimo la creazione del cosiddetto 'cake' sulla membrana eridurre la possibilità di fouling.

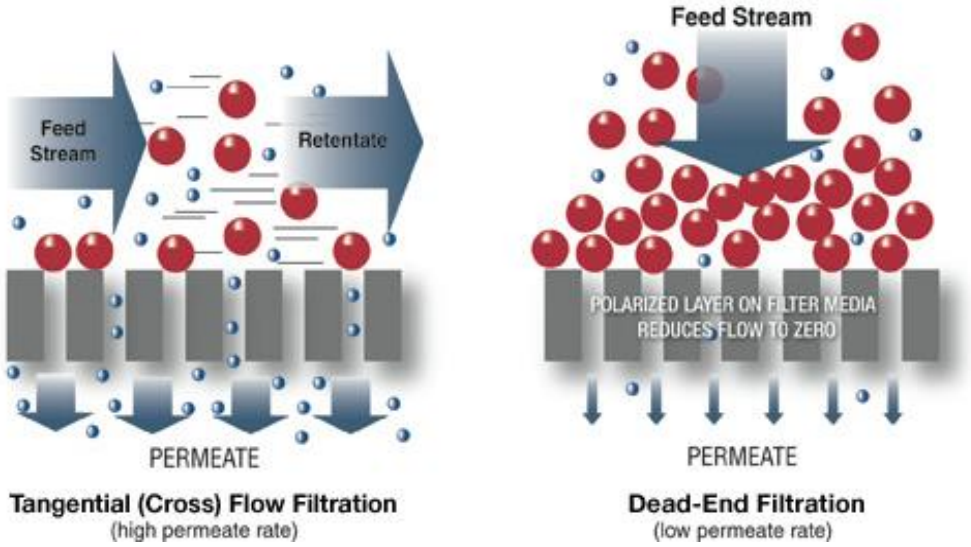


Figura 1.2.3*Schema concettuale dei due meccanismi con cui avviene la filtrazione. A sinistra è illustrato il sistema cross-flow in cui il flusso di refluo alimentato scorre perpendicolare ai pori della membrana. Le membrane utilizzate nei sistemi MBR utilizzano principalmente questo meccanismo. A destra il meccanismo dead-end prevede che il flusso del refluo sia parallelo ai pori, agevolando in alcuni casi la creazione di uno strato(cake) di residui che portano al malfunzionamento della membrana, che deve subire un controlavaggio (backwash) per poter ripristinare la permeabilità originale.*

La possibilità di realizzare il processo di separazione dipende dalle caratteristiche chimico-fisiche e meccaniche delle membrane disponibili. La membrana per assicurare il processo di separazione 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 solousando 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.

Materiali

Le membrane per impianti MBR possono essere costruite con materiali sia organici che inorganici, anche se per impianti civili vengono usate solitamente membrane organiche.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 nelle produzione delle membrane includono nylon, poliacrilonitrile (PAN), polivinilalcol (PVA), polivinildifluoruro (PVDF) e politetrafluoruroetilene (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. La temperatura di esercizio non deve eccedere i 35-40 °C pena un deterioramento irreversibile della membrana. 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.

Classificazione delle membrane

Le membrane per il trattamento delle acque reflue si dividono principalmente in 3 tipi a seconda del loro meccanismo di filtrazione (figura 5):

- HF(*hollowfiber)* o fibre cave
- FS(*flatsheet)* o Membrane piane
- MT(*Multi Tube)* o tubolari

Le membrane HF(*hollowfiber)* o fibre cave sono le più usate negli MBR a immersione e contano più di 25 prodotti commerciali sul mercato. L'elemento base è una membrana cava a forma tubolare con una sezione di 2-3mm. Più elementi sono uniti insieme per formare fasci di membrane raccolte in moduli chiamati cassette o rack caratterizzati da una elevata superficie filtrante. L'orientamento delle fibre èverticale per agevolare l'azione anti-fouling dell'aerazione. Ai capi di ogni elemento un sistema di pompe estrae il permeato sfruttando la differenza di pressione e la selettività della membrana. Le membrane HF sono usate solitamente per la ultrafiltrazione (UF) e permettono un moderato flusso grazie ai moduli ad alta densità.Proprio per via dell'alta densità sono maggiormente propense a fenomeni di CLOGGING. Per limitare questi problemi sono necessari controlavaggi di cui si discuterà più avanti. Le portate estraibili da queste membrane immerse dipendono dalla pressione transmembrana (TMP) la quale regola il fenomeno di filtrazione.

1.3.2. SCHEMI TIPICI MBR

Per ovviare ai problemi legati alla separazione per gravità l'utilizzo di membrane in luogo dei sedimentatori ha via via preso piede grazie soprattutto all'evoluzione della tecnologia e la riduzione

dei costi di realizzazione e di esercizio avvenuta nel corso degli ultimi 30 anni. Un impianto MBR è la combinazione di un sistema di trattamento biologico a massa sospesa e un sistema di membrane filtranti il quale effettua la separazione solido-liquido in luogo del sedimentatore secondario comunemente utilizzato.Generalmente in tutti i sistemi MBR le membrane possono essere utilizzate in due diverse configurazioni e la scelta di una rispetto all'altra implica un diverso approccio per il dimensionamento dei reattori biologici. Le due configurazioni sono:

- Membrane sommerse o iMBR: le membrane non possiedono una vasca separata ma sono immerse direttamente nel reattore biologico filtrando direttamente il refluo trattato dalla biomassa attiva sospesa e sfruttando l'areazione per evitare il fouling delle membrane.
- Membrane immerse esterne: in questa configurazione le membrane hanno un volume di lavoro proprio e separato dal reattore biologico con il quale è collegato tramite condotte per l'alimentazione e il ricircolo. Questa soluzione permette un miglior controllo dell'areazione e del fouling a fronte di un maggior costo nella realizzazione.

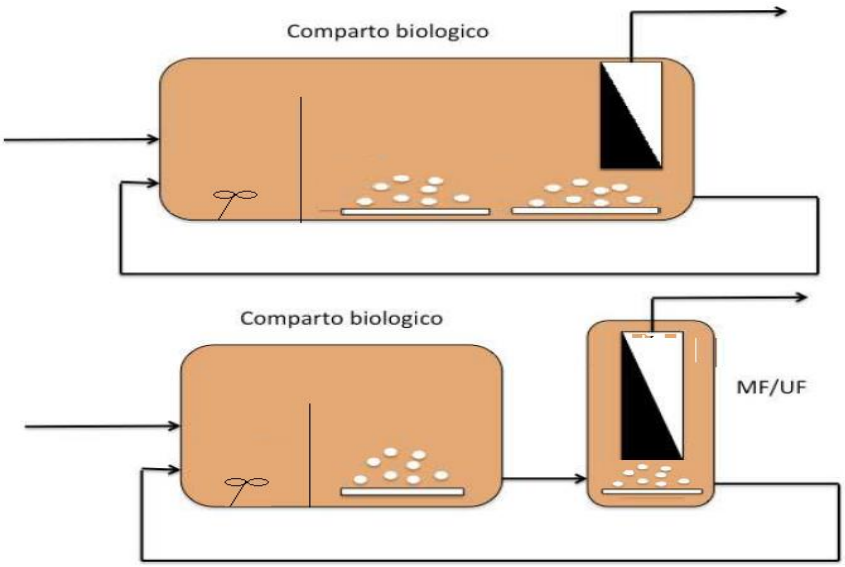


Figura 1.3.2.1 *Differenti configurazioni delle membrane a confronto. La seconda configurazione con membrane immerse in un volume dedicato è la configurazione preferita in sistemi MBR per reflui civili.*

La configurazione con membrane sommerse direttamente nel reattore biologico è la più economica e la più rapidamente attuabile ma non permette un controllo completo del processo di filtrazione e non garantisce alte prestazioni. Lo schema di installazione a membrane sommerse, usato per il trattamento di reflui domestici, prevede l'immersione del modulo delle membrane direttamente all'interno del reattore biologico; si possono utilizzare a tale scopo moduli a fibre cave o a pannelli piani. In questo caso non è necessario il ricircolo del retentato, con un importante risparmio energetico rispetto allo schema precedente; nei processi aerobici, il sistema di aerazione consente anche di garantire il flusso tangenziale e di limitare il fenomeno del fouling.La configurazione con membrane immerse esterne non in pressione è la soluzione ad oggi universalmente adottata per i sistemi MBR per il trattamento di reflui civili per via di alcuni vantaggi come:

- Possibilità di controllo di parametri di funzionamento: è possibile controllare l'aerazione, i controlavaggi e le concentrazioni di solidi in vasca.
- Facilità di manutenzione e pulizia membrane: le membrane sono solitamente in

configurazioni in parallelo, il che permette di bloccare il processo di filtrazione per la pulizia o la sostituzione della membrana senza particolari ripercussioni sul sistema.
- Miglior qualità dell'effluente: le membrane lavorano in condizioni ottimali per la possibilità del maggior controllo sul processo già citato.

In questa configurazione la membrana è sommersa all'interno di un reattore posto a valle del reattore biologico. Il maggior vantaggio dei sistemi a membrane sommerse rispetto a quelli con membrane esterne risiede nella possibilità di ridurre i costi energetici legati alla pulizia meccanica della membrana. Nel caso in cui l'unitàfiltrante venga immersa in una vasca esterna è necessario tener conto del progressivo accumulo di solidi all'interno di tale vasca che può portare a fenomeni di clogging. Lo schema tipico per sistemi MBR civili con rimozione dei nitrati è quello presentato nella figura 1.3.2.2

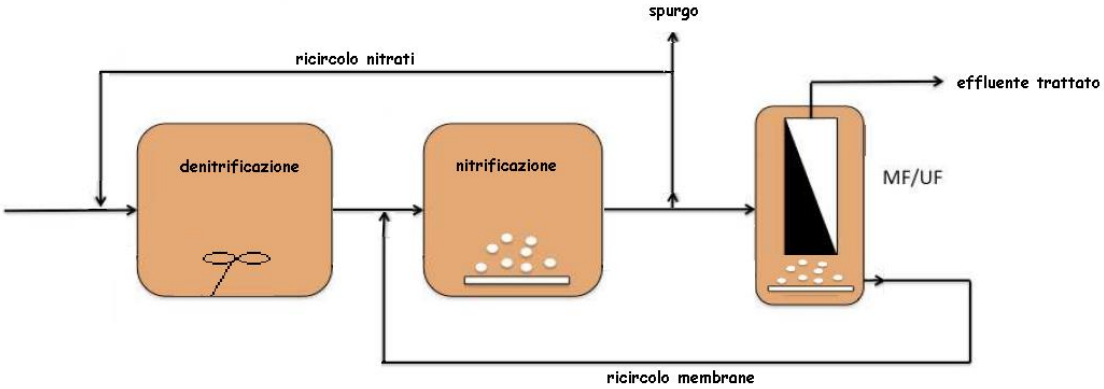


Figura 1.3.2.2 *Schema di funzionamento di un impianto MBR. Il ricircolo delle membrane è necessario per mantenere un adeguato valore di solidi sospesi in vasca membrane e per non ricircolare liquame con ossigeno disciolto nella vasca di denitrificazione.*

Questo schema è differente a quello in figura 1.3.2.1 e presenta alcuni vantaggi e alcuni svantaggi. I vantaggi sono:

- Ricircolo miscela con elevato ossigeno disciolto nella sola vasca di nitrificazione. Le membrane necessitano di una forte aerazione per evitare la riduzione della permeabilità. Ricircolare il liquame dalla vasca membrane vorrebbe dire ricircolare anche una grossa quantità di ossigeno disciolto e ciò provocherebbe grossi problemi per la fase di denitrificazione. I batteri denitrificanti in presenza di ossigeno preferiscono quest'ultimo ai nitrati per l'ossidazione della materia organica. Il vantaggio del ricircolo in vasca aerobica è quello di non compromettere la denitrificazione.
- I solidi nella vasca di aerazione e membrane sono gestiti tramite i rapportidi ricircolo.

Gli svantaggi sono:

- Costo maggiore. Dato che devono essere realizzati due circuiti di ricircolo distinti sia in fase di realizzazione sia in fase di funzionamento(pompaggio) i costi saranno maggiori.
- Complicazione progettuale. Lo schema presenta diverse concentrazioni in vasca e quindi bisogna tenerne conto livello di progettazione.

1.3.3 ANALISI PORTATE DI RICIRCOLO E CONCENTRAZIONE DI SOLIDI A REGIME (MBR vs CAS)

Come anticipato nel capitolo precendente i valori di concentrazione dei solidi sospesi nei sistemi MBR e nei sistemi fanghi attivi tradizionali (CAS) sono molto diversi.Nei sistemi a fanghi attivi tradizionali con denitrificazione la sedimentabilità del fango e l'efficienza del sedimentatore 'comandano' le concentrazioni di solidi nelle vasche di denitrificazione e nitrificazione. Le due vasche hanno concentrazioni simili poiché il ricircolo dal sedimentatore interessa entrambe. Le concentrazioni tipiche nel ricircolo dal sedimentatore sono di circa 8 kgSS/m^3 e nelle vasche di circa 3kg/m^3. Le entità dei ricircoli sono di circa 2 volte la portata in ingresso per il ricircolo dei nitrato e di circa una volta per il ricircolo dal sedimentatore.Il rapporto di ricircolo dal sedimentatore dipende dal rapporto tra i solidi sospesi da mantenere in vasca e la concentrazione del flusso concentrato estraibile dal sedimentatore. Il ricircolo della miscela aerata va calcolato tenendo della concentrazione di nitrati desiderata in uscita dal sistema.

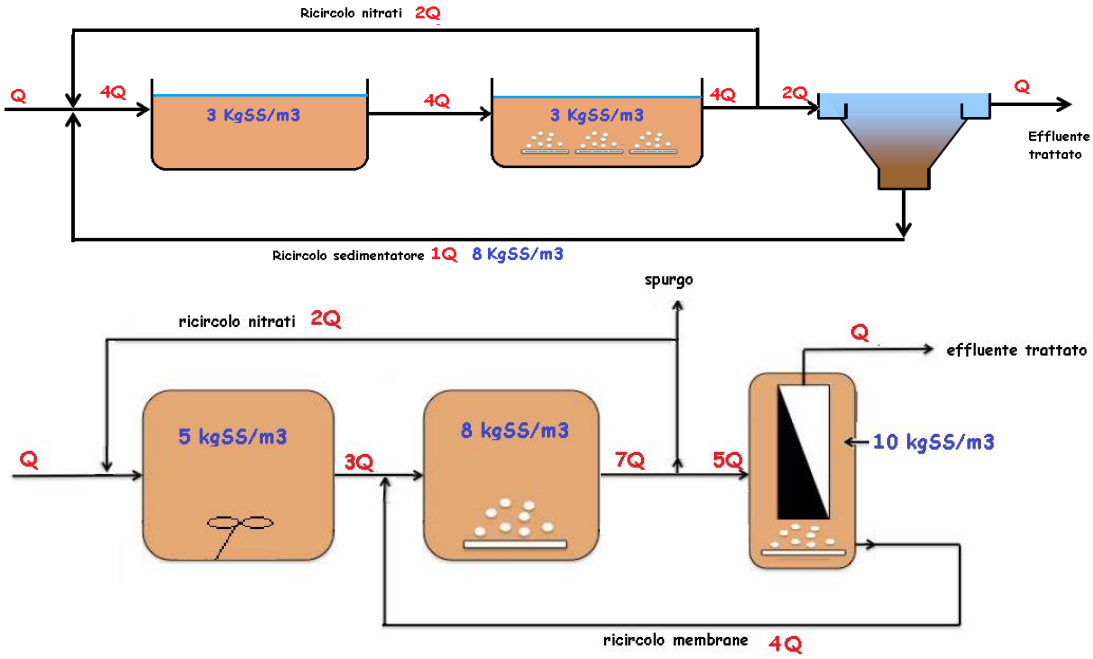


Figura 1.3.3.1 *Valori di portata e concentrazione tipici di sistemi CAS e MBR. E' possibile notare che, dal punto di vista idraulico, il valore massimo di portata nelle condotte per CAS è pari a quattro volte la portata i n ingresso, mentre negli MBR arriva a sette volte. Le concentrazioni di solidi sospesi negli MBR sono maggiorie non uniformi e il rapporto di ricircolo per le membrane è elevato e pari a 4.*

Nei sistemi MBR la concentrazione di solidi sospesi nella vasca membrane determina la concentrazione nella vasca aerobica tramite il ricircolo . Dato che il ricircolo dalle membrane è inviato direttamente alla vasca aerobica la concentrazione di solidi sospesi nella vasca anossica dipende dal rapporto di ricircolo interno della miscela aerata. Il valore consigliato dai costruttori di concentrazione di SS nella vasca membrane è di circa 10 kgSS/m^{3}che determina una concentrazione di circa 8 kgSS/m^{3}nella vasca aerobica dato il rapporto di ricircolo membrane pari a 4 volte la portata e un ricircolo interno di miscela aerata pari a 2.Di conseguenza nella vasca anossica la concentrazione sarà di circa 5kgSS/m^3. Dalla figura 1.4.1 è possibile notar le differenze in termini di portata tra un CAS e un MBR. Nei sistemi FA tradizionali le portate massime sono di circa 4 volte la portata in ingresso e interessano i flussi che investono la vasca di denitrificazione e nitrificazione, mentre nei sistemi MBR

in un tratto si può arrivare fino a 7 volte la portata in ingresso.Spesso negli impianti reali il flusso di liquame tra le fasi di denitrificazione, nitrificazione esedimentazione viene effettuato con canali a pelo libero o stramazzi a battente. Se queste opere sono state correttamente progettate il consumo di energia peril solo flusso transitante è minimo.

Le portate di ricircolo invece dipendono sempre da stazioni di pompaggio che prelevano il refluo e lo reimmettono a monte del comparto biologico. Questo fa si che i costi di realizzazione e di funzionamento siano tanto maggiori quanto maggiore è la portata da ricircolare. Non a caso è facile sentire testimonianze di gestori di impianti a FA che in alcuni casi spengono totalmente le pompe di ricircolo della miscela aerata affidando integralmente tale portata al ricircolo dal sedimentatore e riuscendo a mantenere attiva la denitrificazione e allo stesso tempo risparmiando sui costi energetici.Nel caso dei sistemi MBR una configurazione con due ricircoli, come già accennato precedentemente, è svantaggiosa dal punto di vista energetico perché aumenta la quantità di refluo ricircolato. Delle possibili ottimizzazioni possono essere effettuate modificando radicalmente lo schema e prevendendo di rimuovere il ricircolo interno della miscela aerata. Di conseguenza una parte del ricircolo dalle membrane può essere convogliata alla vasca di denitrificazione. Questa quota di liquame deve necessariamente essere privata dell'ossigeno disciolto in essa contenuta, per fare ciò è quindi necessaria una vasca aggiuntiva di deossigenazione con tempi di residenza nell'ordine dei 20 o 30 minuti. Questa opzione complica lo schema del processo, come visibile in figura 1.4.2.

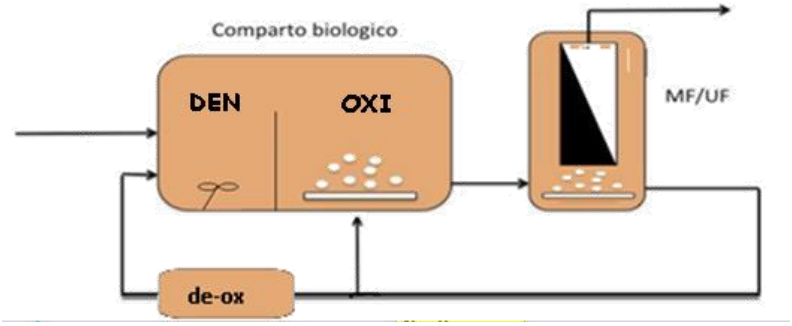


Figura 1.3.3.2 *Possibile schema d'impianto con vaca di deossigenaione per permettere il ricircolo di una quota parte del liquame proveniente dalle membrane nella vasca di denitrificazione.*

1.4 MBR :VANTAGGI E SVANTAGGI

Nel campo civile i sistemi MBRoffrono una serie di vantaggi e svantaggi rispetto ai sistemitradizionali.Negli ultimi 10 anni il numero degli impianti operativi, sia di piccole che di grosse dimensioni, è in aumento e grazie all'esperienza acquisita ora è possibile capire meglio sia i limiti che le potenzialità della tecnologia MBR. Gli impianti pilota o di piccole dimensioni realizzati negli anni 90 operavano in condizioni molto diverse da quelle con cui operano gli MBR modernialimentando alcune credenze che poi sono state smentite, una fra tutte l'elevata età del fango (anche fino a 50 giorni).L'esperienza diretta sul campo degli ultimi anni ha permesso di definire tutta una serie di punti di forza o debolezze degli MBR basata su dati reali e condivisi. Il continuo lavoro di ricerca e sviluppo da parte della comunità scientifica e dai produttori, con l'aiuto dei gestori, permette passi avanti nell'evoluzione tecnologica dei sistemi MBR, promuovendo l'efficienza energetica e la riduzione dei consuminonchè la semplificazione nella gestione degli impianti.

Tabella 1.4.1 *Vantaggi e svantaggi dei sistemi MBR*

VANTAGGI	SVANTAGGI
Efficienza di trattamento ed altà qualità dell'effluente con possibilità di riuso diretto	Consumi elevati per aerazione e ricircolo
Riduzione degli ingombri necessari a parità di portata trattata	Alti costi di investimento (costo membrane)
Qualità effluente non legata a caratteristiche di sedimentabilità del fango	Alti costi di manutenzione(costo del personale e sostituzione membrane dopo 10 anni)
Minori costi realizzazione vasche biologiche	Problemi nella gestione delle acque di pioggia in fogne miste
	Necessità di pretrattamenti specifici
	Necessità di controlli avanzati per il processo

1.4.1EFFICIENZA DI TRATTAMENTO

I sistemi MBR si basano sugli stessi principi biologici di rimozione propri dei sistemi a fanghi attivi anche questo le condizioni presenti nei due sistemi possono essere molto differenti. La letteratura e gli impianti installati confermano che la rimozione di solidi sospesi e nutrienti (COD,BOD,N,P) è maggiore in sistemi MBR i quali godono anche di interessanti capacità di rimozione di batteri. I parametri in cui gli MBR mostrano una efficienza di rimozione elevata sono:

- **Solidi sospesi**: la concentrazione di solidi, considerando l'integrità delle membrane, è minore di 1mg/l ed è formata essenzialmente da sostanze colloidali.
- **Riduzione dellaCarica batterica**: la rimozione effettuata dalle membrane può arrivare al 99,99% a seconda delle membrane utilizzate
- **Sostanze solubili**: Macroinquinanti (BOD,COD,N), metalli, microinquinanti: viene garantita un'elevata rimozione biologica di macroinquinanti con rendimenti del 96-99%. I metalli pesanti e i microinquinanti vengono anch'essi rimossi ma con meccanismi differenti.
- **Torbidità**: (parametro importante per il riuso dell'effluente) < 0.2 NTU

SOLIDI SOSPESI

Gli MBR producono effluenti adatti al riuso e particolarmente indicati per trattamenti spinti di depurazione come l'Osmosi Inversa grazie alla loro bassissima concentrazione di solidi sospesi. L'esperienza sia in laboratorio che su impianti reali ha evidenziato come di tutte le sostanze particolate presenti nei reattori biologici solo una parte, definita materia colloidale, è capace di permeare attraverso le membrane MF/UF utilizzate negli MBR. La frazione di sostanze colloidali nei reflui è stimata in circa il 20% della materia organica e il suo effetto sui processi è molto differente nel caso di sistemi MBR CAS. In un CAS questa frazione, che per la sua natura difficilmente sedimenta, è mantenuta nel sistema per un tempo pari al tempo di ritenzione idraulica (HRT) ,cioè diverse ore, e viene poi rilasciata con l'effluente. Nei sistemi MBR dove avviene una totale

ritenzione dei solidi questa frazione permane nel sistema per un tempo pari all'età del fango (SRT) che è solitamente di circa una ventina di giorni. La biodegradazione di questa frazione è maggiore nei sistemi MBR data la maggior permanenza nella sostanza nel sistema. Le sostanze colloidali e il loro comportamento sono cruciali nel funzionamento delle membrane e nel fenomeno del FOULING di cui si tratterà nel seguente capitolo.

RIDUZIONE DELLA CARICA BATTERICA NELL'EFFLUENTE

Una delle capacità più interessanti dei sistemi MBR è la possibilità di trattenere e rimuovere coi fanghi la quasi totalità dei batteri presenti e che si sviluppano nell'impianto. Questa caratteristica si muove nella direzione della riduzione degli agenti patogeni promossa dalla legislazione,specialmente a riguardo dell'obiettivo di riuso dell'acqua depurata.Il diametro nominale dei pori della membrana è intorno ai 0,4 μm ed è più piccolo delle dimensioni della maggior parte dei batteri, rendendo così possibile la loro rimozione(5-6 log). I virus, hanno in gran parte dimensioni minori dei pori ma possono anche essi essere rimossi(3-4 log).Un possibile vantaggio dato da questo comportamento riguarda sostanzialmente i costi di gestione e i consumi energetici o di reagenti. I trattamenti di disinfezione che siano essi a UV, ozono o con cloro devono essere in ogni caso realizzati e poter essere utilizzati per garantire la disinfezione a prescindere dal refluo prodotto dall'MBR. La possibilità di trattare un effluente con una carica di patogeni minore e praticamente senza solidi sospesi porta un notevole vantaggio in termini di energia/reagenti e quindi di costi. Questo risparmiopermette ai sistemi MBR ,notoriamente energivori, di rendersi competitivi a livello economico sul mercato.

MACRO-INQUINANTI

La rimozione di macroinquinanti(BOD,COD,SST) e specialmente di azoto N e fosforo P dipende principalmente dalla sezione biologica, dalle condizioni operative (HRT,SRT) e dalle caratteristiche del refluo (TKN) sia per sistemi MBR che per sistemi CAS. La rimozione di nitrati implica una fase anossica nel sistema, coì come la rimozione del fosforo può essere implementata con una fase anaerobica. Entrambi questi metodi se ben implementati in fase di progetto possono generalmente condurre a rese di rimozione oltre il 90%. Nella realtà il processo di denitrificazione è spesso limitato dal tipo e dalla quantità di carbonio organico velocemente biodegradabile presente nel refluo che riduce le rese in un range compreso tra il 70% e il 90 %. La rimozione del fosforo biologica non è generalmente implementata preferendo una rimozione chimica per precipitazione con l'aggiunta di sostanze flocculanti (generalmente Sali d'alluminio). In assenza di flocculanti gli MBR hanno dimostrato una capacità di rimozione di fosforo migliore rispetto ai sistemi CAS ma con rese comune piuttosto basse.

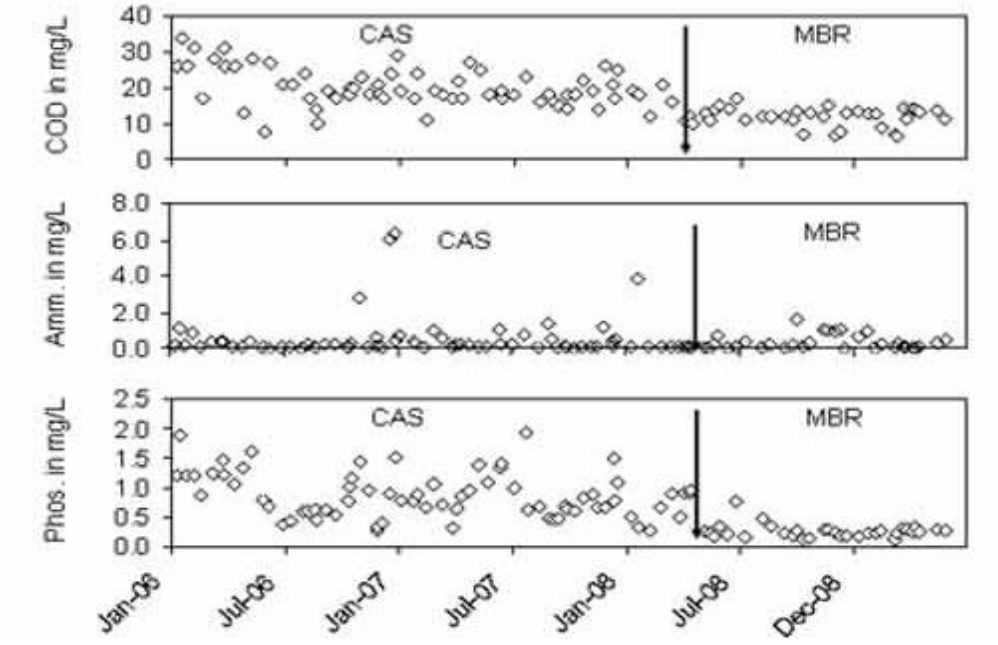


Grafico 1.4.1.1 *Andamento delle concentrazioni di COD , NH4-N e P nell'effluente a seguito dell'upgrade con MBR dell'impianto a fanghi attivi di Glessen Germania (dati del 2008). E' interessante notare come le concentrazioni analizzate, specialmente il fosforo, sia minori con l'uso delle membrane ed è evidente anche la costanza di rendimento del sistema MBR.*

METALLI

I metalli non possono essere biodegradati ma solamente inglobati nella biomassa o rimossi per precipitazione. Sebbene nel recente passato alcuni studi mostravano una maggior rimozione di metalli a favore dei sistemi MBR rispetto ai CAS l'esperienza su impianti reali di grandi dimensioni ha confermato che la rimozione è del tutto comparabile a quella dei CAS.

MICROINQUINANTI

Questo tipo di contaminanti chiamati anche TrOC (Composti organici in tracce) negli ultimi anni è sempre di maggior interesse. I TrOC si dividono in PPCP (residui farmaceutici) e EDC intereferenti del sistema endocrino. Recenti ricerche suggeriscono che i PPCP e EDC vengono rimossi con ugual efficacia sia in sistemi MBR che in sistemi CAS, con alcune eccezioni: diclorofenac , chetoprofene , pravastatina e ofloxacina sono effettivamente megliodegradati dagli MBR rispetto ai CAS. Questo rendimento maggiore sembra legato principalmente alla diversificazione della comunità batterica presente e al potere adsorbente dei fanghi. In conclusione la biodegradazione di microinquinanti non è, a parte alcune eccezioni, particolarmente agevolata dagli MBR.

…….omissis……

DIMENSIONAMENTO PROCESSO A FANGHI ATTIVI CLASSICO CAS

2.1 PROCEDURA SECONDO METCALF & EDDY

La procedura di dimensionamento secondo Metcalf& Eddy (4th edizione 2003) è concettualmente articolata in due parti distinte, la prima inerente la vasca di nitrificazione, la seconda riferita alla vasca di denitrificazione.Per la fase di **nitrificazione** i calcoli si basano sulla velocità di crescita netta della biomassa autotrofa:

$$\mu_n = \left(\frac{\mu_{nm} N_e}{K_n + N_e}\right)\left(\frac{DO}{K_o + DO}\right) - K_{en} \qquad 1)$$

μ'_n = Crescita netta biomassa nitrificante (gSSV/gSSV.d)
μ_{nm} =Massima velocità di crescita batteri nitrificanti (gSSV/gSSV.d)
N_e = concentrazione azoto TKN in uscita (mgN/l)
DO = ossigeno disciolto da mantenere in vasca di ossidazione (mg/)
K_o = Costante di semisaturazione per l'ossigeno disciolto (mg/l)
K_n = Costante di semisaturazione per l'azoto (mgN/l)
K_{en} = costante di decadimento biomassa nitrificante (gSSV/gSSV.d)

Partendo dalla velocità di crescita netta è possibile calcolare l'età del fango (SRT) da mantenere, incrementata di un fattore di sicurezza (FS) pari a 1.5 :

$$SRT = FS \cdot \frac{1}{\mu_n} \qquad 2)$$

FS = Fattore di sicurezza (normalmente 1.5)

Determinate le condizioni operative del sistema può essere stimata la concentrazione di BOD effluente (S_e , 5), la produzione giornaliera di biomassa ($M_{X,bio}$, 3) e la concentrazione di nitrati prodotti (NOx 7) con metodo iterativo.

$$S_e = \frac{K_S[1 + k_e SRT]}{SRT(\mu_m - k_e) - 1} \qquad 4)$$

k_e= coefficiente di decadimento eterotrofi (gSSV/gSSV.d)
K_s = coefficeinte di semisaturazione eterotrofi gBOD/m^3
μ_m =Crescita massima eterotrofi (gSSV/gSSV.d)

$$M_{X,bio} = \frac{QY(S - S_e)}{1 + k_e \theta_{x,aer}} + \frac{f_d k_e QY(S - S_e)\theta_{x,aer}}{1 + k_e \theta_{x,aer}} + \frac{QY_n(NO_x)}{1 + k_{e,n}\theta_{x,aer}} \qquad 3)$$

Q =portata entrante (m^3/d)
Y= resa eterotrofa (gSSV/gBOD)
S=bCOD entrante (mg/l)
Y_n=resa resa nitrificanti (gSSV/gBOD)

$$NO_x = TKN - N_e - 0.12M_{x,bio}/Q \quad 5)$$

TKN= azoto totale Kjeldahl (mg/l)

Dopo aver calcolato i solidi sospesi inerti(iTSS) e la componente non biodegradabile dei solidi volatili (nbVSS) è stimata la produzione giornaliera di fanghi ($M_{X,TSS}$ 8). Infine basandosi sull'SRT e sulla concentrazione di solidi da mantenere nella vasca X_{SST} è possibile calcolare il volume della vasca di nitrificazione (V_{aer}9)

$$iTSS = TSS - VSS \quad 6)$$

$$nbVSS = \left(1 - \frac{bpCOD}{pCOD}\right) VSS \quad 7)$$

TSS= Solidi sospesi totali (mg/l)
VSS= Solidi sospesi volatili (mg/l)
bpCOD= Componente particolata biodegradabile del COD (mg/L)
pCOD = Componente particolata totale del COD (mg/l)

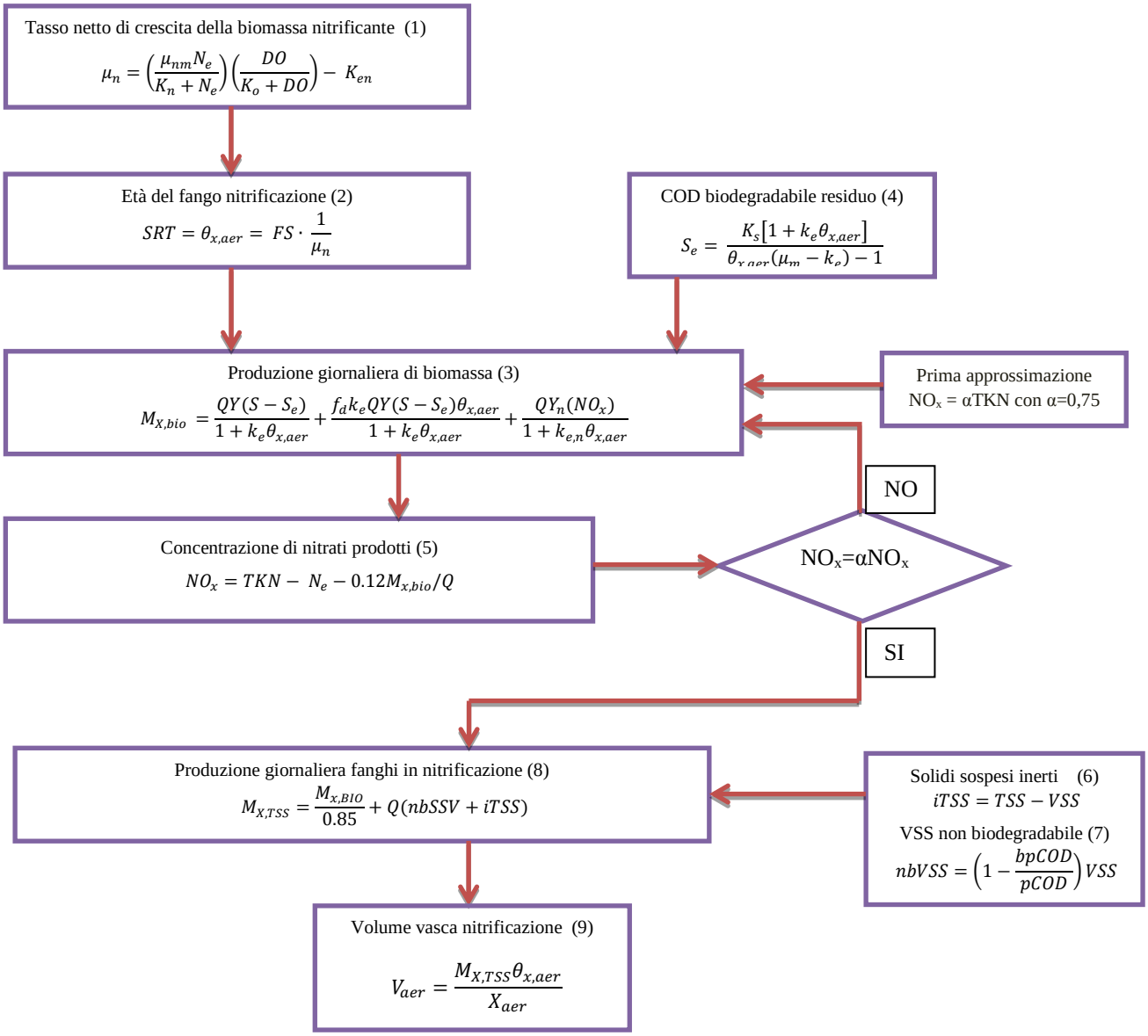
$$M_{X,TSS} = \frac{M_{x,BIO}}{0.85} + Q(nbSSV + iTSS) \quad 8)$$

$M_{X,TSS}$= produzione di fango (g/d)

$$V_{aer} = \frac{M_{X,TSS}\theta_{x,aer}}{X_{aer}} \quad 9)$$

V_{aer}=volume reattore di nitrificazione (m^3).

SCHEMA A BLOCCHI PROCEDURA DIMENSIONAMENTO NITRIFICAZIONE



La fase di denitrificazione si basa sull'ipotesi che il processo rimuova completamente i nitrati alimentati. Con questa assunzione è quindi possibile impostare il calcolo per il volume della vasca anissica. Il primo passaggio è il calcolo del ricircolo da sedimentatore (R ,10) e il ricircolo interno (R_{int} ,11)

$$R = \frac{X_{SST}}{X_R - X_{SST}} \qquad 10)$$

X_{SST} = Concentrazione di solidi nella vasca di nitrificazione (mg/l)
X_R = Concentrazione di solidi all'uscita dal sedimentatore (mg/l)

$$Rint = \frac{NO_X}{NO_{3,OUT}} - 1 - R \qquad 11)$$

$NO_{3,out}$ = Nitrati desiderati all'uscita del sistema (mg/l)

Definità l'entità dei ricircoli è possibile calcolare la quantità di nitrati inviati alla denitrificazione (N_{dn} 12):

$$N_{dn} = [Rint \cdot Q + R \cdot Q]NO_{3,out} \qquad 12)$$

N_{dn}= nitrati ricircolati alla denitrificazione (g/d)

Di seguito vengono calcolati una serie di parametri per l'applicazione del modello cinetico ASM1. Questi parametri sono molto importanti perché caratterizzano la quantità di biomassa attiva (X_b 13) presente e la quantità di alimento (in questo caso nitrati) alimentato alla vasca in relazione alla biomassa presente (F/M_b 14).
Di seguito verrà esposto il calcolo iterativo che porta alla determinazione del volume anossico V_{anox}. Inizialmente si calcola $X_b$dopodichè è necessario ipotizzare un valore di V_{anox} di primo tentativo (solitamente si può partire dal 25% del volume della vasca aerobica V_{aer}.) e quindi calcolare il carico del fango per la vasca di denitrificazione:

$$X_b = \left[\frac{Q\ \theta_{x,aer}}{V_{aer}}\right]\left[\frac{Y(S-s_e)}{1+k_e\theta_{x,aer}}\right] \qquad 13)$$

$$\frac{F}{M_b} = \frac{QBOD_5}{V_{anox}X_b} \qquad 14)$$

F/M_b= Carico del fango (gBOD/gSST.d)
V_{anox}= Volume vasca anossica

Definito il carico del fango il calcolo procede sfruttando il modello cinetico ASM1 (activatedsludge model) che nel manuale METCALF & EDDY è riportato in forma grafica. Questa fase permette di ricavare la velocità di denitrificazione a 20 °C, che andrà corretta a seconda della temperatura ipotizzata e a seconda dell'entità del ricircolo precedentemente stimato.

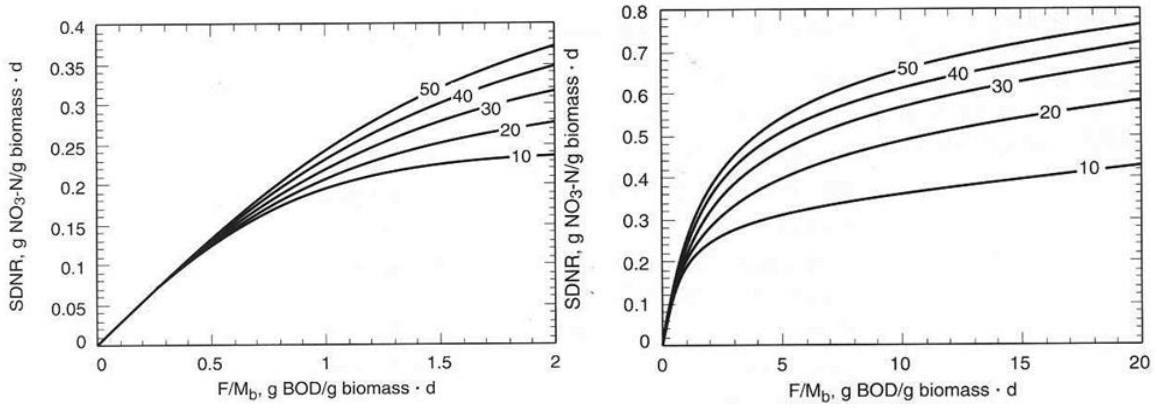


Figura 2.4.1 *Andamento della velocità di denitrificazione in relazione al carico del fango del volume anossico e della frazione velocemente biodegradabile del COD (rbCOD). Questi due grafici sono stati ricavati per via teorica grazie al modello ASM1 con temperatura di 20 °C. Per il loro utilizzo è necessario attuare delle correzioni sia di temperatura sia in base al ricircolo interno della miscela aerata.*

Dai grafici proposti è possibile ricavare la velocità di denitrificazione (SDNR) relativa al carico del fango applicato e alla percentuale di COD rapidamente biodegradabile (rbCOD) presente (ogni curva corrisponde a una percentuale di rbCOD). Il valore di SDNR corretto (equazioni 16) è quindi utilizzato per il calcolo del carico massimo di nitrati trattabile da una vasca di denitrificazione di volume V_{anox} ipotizzato (NO_r 17). Il valore di nitrati trattabile NO_r è confrontato con il valore di nitrati da trattare $NO_{nd.}$ Se il valore di azoti trattabile è minore allora bisogna ipotizzare una vasca di volume maggiore (V_{anox} ↑) che permetterà di rimuovere più nitrati. Il ciclo iterativo termina quando il nitrati alimentati sono pari ai nitrati rimossi.

$$SDNR_T = SDNR_{20}(1.026)^{(T-20)} \qquad 16a)$$

Se $F/M_b > 1$ va applicata una correzione che tenga conto del ricircolo interno:

$$SDNR_{adj} = SDNR_T - 0.0166 \ln\left(\frac{F}{M_b}\right) - 0.0078 \qquad 16b)$$

Calcolo carico di nitrati rimovibili (g/d):

$$NO_r = V_{Anox} SDNR_{adj} X_b \qquad 17)$$

Il risultato del ciclo iterativo è la stima del volume V_{anox} necessario alla denitrificazione.

SCHEMA A BLOCCHI DENITRIFICAZIONE

Ricircolo sedimentatore (10)

$$R = \frac{X_{SST}}{X_R - X_{SST}}$$

Ricircolo interno (11)

$$Rint = \frac{NO_X}{NO_{3,OUT}} - 1 - R$$

Carico di nitrati alimentati alla denitrificazione (12)

$$N_{dn} = [Rint \cdot Q + R \cdot Q]NO_{3,out}$$

Concentrazione biomassa nel reattore anossico (13)

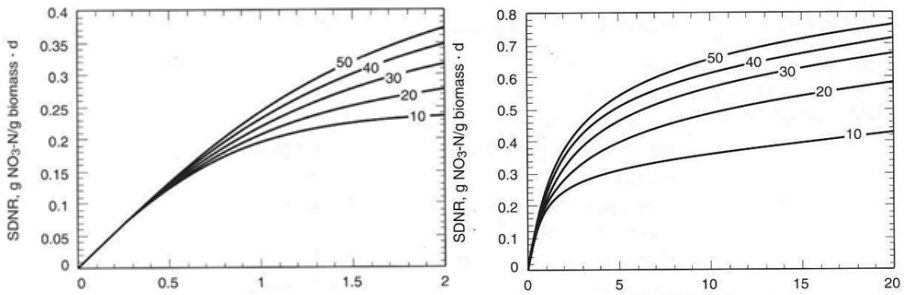
$$X_b = \left[\frac{Q\ \theta_{x,aer}}{V_{aer}}\right]\left[\frac{Y(S - s_e)}{1 + k_e\theta_{x,aer}}\right]$$

Volume reattore anossico: se $NO_r < NO_{dn}$ $V_{anox}\uparrow$
se $NO_r > NO_{dn}$ $V_{anox}\downarrow$

Calcolo carico del fango (14)

$$\frac{F}{M_b} = \frac{QBOD_5}{V_{anox}X_b}$$

Soluzione grafica del modello ASM1, velocità di denitrificazione a 20 °C



Correzioni SDNR Temperatura e ricircolo (16)

$$SDNR_T = SDNR_{20}(1.026)^{(T-20)} SDNR_{adj} = SDNR_T - 0.0166 \ln\left(\frac{F}{M}\right) - 0.0078$$

Carico di nitrati trattabile dalla denitrificazione (17)

$$NO_r = V_{Anox} SDNR_{adj} X_b$$

$NO_r = NO_{dn}$?

NO

SI

FINE

2.3 CALCOLO ALLO STATO STAZIONARIO

Per testare entrambi i metodi è stato realizzato un foglio di calcolo in Microsoft Excel al fine di automatizzare i calcoli e le procedure. Questo foglio di calcolo esegue un dimensionamento di 'stato stazionario' cioè relativo a una condizione di carico di inquinante e portata non variabile nel tempo e assumendo che il sistema sia già a una condizione di regime e quindi i microorganismi siano già presenti e acclimatati.

2.3.1 FOGLIO DI CALCOLO

Il foglio di calcolo si divide in cinque fogli distinti:

- Primo foglio 'Intro' introduce al foglio di calcolo e riporta le informazioni principali
- Secondo foglio 'Design Summary' contiene una tabella divisa in due parti: nella parte alta 'Data' è possibile immettere i parametri principali per il dimensionamento ,nella parte bassa 'Results' sono riportati i risultati dei calcoli. Sotto alla tabella è presente un tasto 'AGGIORNA' da cliccare ogni qualvolta di modifica un parametro, questo pulsante avvia una macro che porta a termine il ciclo iterativo necessario al calcolo del volume di denitrificazione nel metodo Metcal&EDDY.

Tabella 2.3.1.1 *Tabella riassuntiva contenente i tutti i parametri modificabili e i risultati del dimensionamento per i due metodi. Da qui è possibile inserire i dati e le caratteristiche del refluo e, tramite il tasto aggiorna, ottenere i risultati del dimensionamento.*

DESIGN SUMMARY					
Parameter	symbol	unit	METCALF	ATV	
Flow	Q	m3/d	45000	45000	DATA
Flow peak	Q	m3/d	90000	90000	
Security Factor	-	-	1.7	1.7	
Temperature Flow	**Tw**	**°C**	14	14	
Temperature Air	**Ta**	**°C**	20	20	
COD		mg/l	430	430	
rbCOD (0.05-0.2)	**rbCOD**	-	0.08	0.08	
BOD	S	mg/l	173	173	
TSS		mg/l	100	100	
VSS		mg/l	75	75	
TKN		mg/l	35	35	
Non-biodegr. N	Norg	mg/l	3	3	
NO3-N Effluent desired	Noe	mg/l	9	9	
NH4-N Effluent desired	Ne	mg/l	0.5	0.5	
Total N effluent	Ntot	mg/l	12.5	12.5	
MLSS biological tank	MLSS	gSS/m3	3500	3500	
MLSS of settler recirculation	MLSS	gSS/m3	8000	8000	RESULTS
Settler recirculation	Rset	-	0.78	0.95	
Internal recirculation	Rint	-	1.53	0.59	
Totale Recirculation rate	Rtot	-	2.31	1.54	
Bod loading	F BOD	kg/d	7785	7785	
Biomass production	$M_{X,bio}$	kg/d	1773	-	
Total sludge yield	$M_{X,TSS}$	kg/d	4336	5928	
Nitrate load to anoxic zone	NO-loading	kg/d	935	623	
Volume Aerobic tank	Vaer	m3	14942	10824	
Volume Anoxic tank (% of aerobic tank)	Vanox	m3	4727 (31%)	2706 (25%)	
Total Volume biological process	Vtot	m3	19669	13530.2	
SRT Aerobic	$\theta_{X,aer}$	d	15.88	6.4	
SRT Anoxic	$\theta_{X,anox}$	d	3.82	1.6	
SRT process	$\theta_{X,tot}$	d	19.7	8.0	

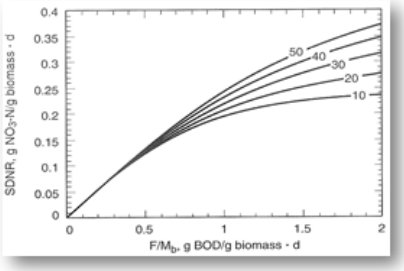
AGGIORNA

- Terzo foglio ‘METCALF&EDDY’ contiene tutte le equazioni necessarie per i calcoli e tutti i coefficienti stechiometrici derivati dal modello per fanghi attivi ASM1.

Tabella 2.3.1.2*Foglio contenente le formule per il calcolo per il metodo METCAL&EDDY. A destra sono presenti tutti i coeficienti stechiometrici e i parametri necessari per i calcoli.*

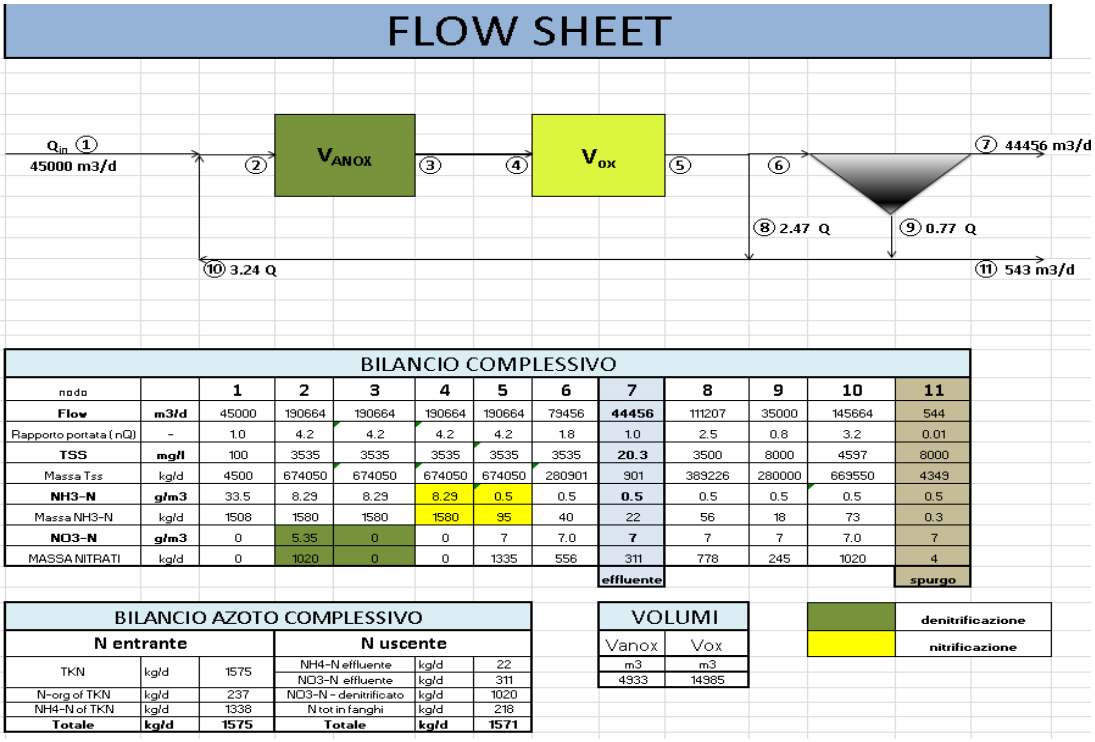
TRADITIONAL CAS (METCALF METOD) AT 14 °				
Parameter	Symbol	unit	EQ	Value
Specific growth rate of nitrifing bacteria in	μ_n	gVSS/(gVSS.d)		0.14
Growth temperature coefficient, nitrifing	-	-		0.63
Growth temperature coefficient, heterotrophic	-	-		0.67
Aerobic SRT	$\theta_{x,aer}$	d		12.06
Sludge yield	$M_{X,bio}$	kg/d		1773
Effluent BOD	Se	g/m³		0.93
observed yield	Yobs	g/(g d)		0.22
Concentration of Tkn oxidized to form nitrate	NO_x	g/m³		29.8
Total sludge yield	$M_{X,TSS}$	kg/d		4336
Influent non-biodegradable VSS	nbVSS	g/m³		25.0
Influent inert TSS	iTSS	g/m³		25.0
Sludge wastage flow	Q_w	m³/d		542.0
Active biomass concentration in anoxic zone	$X_{b,anox}$	g/m³		**1166**
Nitrate load to anoxic zone	NO-loading	kg/d		935
Food to active biomass concentration in anoxic zor	F/M_b	gBOD/(gTSS d)		**1.41**
Denitrification capacity	NO_r	kg/d		935
SRT process	$\theta_{x,Process}$	d		15.88
Nor/no-loadin	Nor/No-loa	-		1.00
SRT anox	$\theta_{x,anox}$	d		3.82
Oxigen provided by byology aeration	Mb	kg/d		8353
Oxigen requirement (aeration + membrane)	Mtot	g/kd		8353
MLSS concentation in anoxic zone	X_{anox}	g/m³		3500
MLSS concentation in aerobic zone	X_{aer}	g/m³		3500
Anoxic tank as fraction of total volume	f_{anox}	-		0.24
Biodegadable particulate COD influent	ϕ_p COD	g/m³		215
Total particulate COD influent	ρ COD	g/m³		323
Sludge waste per unit permeate	Q'w	m3/m3		0.2
Nitrate recirculation ratio	R_{int}	-		1.53
Denitrification capacity	NO_r	kg/d		935
Nitrate load to anoxic zone	NO-loading	kg/d		**935**
SRT anox	$\theta_{x,anox}$	d		3.82
Aerobic SRT	$\theta_{x,aer}$	d		12.06
Aerobic tank volume	V_{aer}	m³		**14942**
Volume tank anoxic	**Vanox**	m3		**4727**
Total Process volume	$V_{process}$	m³		**19669**
Anoxic HRT	HRTanox	h		**2.5**
Aerobic process HRT	HRTaer	h		8.0
Total process HRT	$HRT_{process}$	h		10.5
Specific Denitrification rate (graphic value)	SDNR	gNO3-N/(gXb.d)		0.205
SDNR Adjusted	**SDNR**	gNO3-N/(gXb.d)		**0.170**
coefficiente per ricircolo 2 (Rint=2)		-		0.014
coefficiente per ricircolo 3 (Rint=3)		-		0.022
SNDR rbCOD =5		gNO3-N/(gXb.d)		0.131
SNDR rbCOD =10		gNO3-N/(gXb.d)		0.214
SNDR rbCOD =20		gNO3-N/(gXb.d)		0.243
Sludge yield ratio	**MX,TSS / I**	–		**0.56**
BOD loading	**F**	**kg/d**		**7785**
BOD removed / Nitrate to denitrificatior	**/ NO-loa**	–		**8.33**
Ricircolo Sedimenttore	**Rs**	–		**0.78**
Concentraione SS nel ricircolo fanghi	**Xr**	**gSS/m3**		**8000.00**

	PARAMETERS	unit	value	
	Particulate COD	gCOD/m3	322.50	pCOD
	Readily biodegradable COD	-	0.08	fbs
	Slowly biodegradable COD	-	0.62	fbp
	Particulate non-biodeg. COD	-	0.25	fup
	Solubile non biodeg. COD	-	0.05	fus
	Cell debris Fraction	gVSS/(gBOD.d)	0.15	fd
	Heterotrophic endogenus decay coefficient @Tw	gVSS/(gVSS.d)	0.035	Ke (@ Tw)
	Heterotrophic endogenus decay coefficient @20 °C	gVSS/(gVSS.d)	0.12	Ke (@20 °C)
26.25	Nitrification endogenus decay coefficient @Tw	gVSS/(gVSS.d)	0.063	Ke,n (@ Tw)
	Nitrification endogenus decay coefficient @20 °C	gVSS/(gVSS.d)	0.08	Ke,n (@ 20 °C)
	Saturation coefficient for nitrogen @Tw	g/m3	0.55	Kn (@Tw)
	Saturation coefficient for nitrogen @20 °C	g/m3	0.74	Kn (@ 20 °C)
	Saturation coefficient @Tw	gBOD/m3	20	Ks (@ Tw)
	Saturation coefficient @20 °C	gBOD/m3	20	Ks (@20°C)
	Flow	m3/d	45000	Q
	Specific Denitrification rate	gNO3-N/(gVSS.d)	0.20	SDNR
	Total Kjedldahl nitrogen	g/m3	35	TKN
	Total suspended solids	g/m3	100	TSS
	Volatile suspended solids	g/m3	75	VSS
	Biomass concentration	g/m3	3500	Xm
	Biomass yield for heterotrophs	gVSS/gBOD	0.4	Y
	Biomass yield for nitrification	gVSS/gBOD	0.12	Yn
	Specific growth rate for nitrifying bacteria	gVSS/(gVSS.d)	6	µm (@20 °C)
	Maximum specific growth rate for nitrifying bacteria	gVSS/(gVSS.d)	0.75	µmn (@20 °C)
	Air Density	kg/m3	1.2	ρA
	Effluent nitrogen concentration	g/m3	0.5	Ne
	Effluent nitrate concentration	g/m3	3	NOe
	Oxigen Saturation coefficient for anoxic tank	mgO2/l	0.2	Ko
	Bod influent	gBOD/m3	173	S
	Dissolved Oxigen	gO2/m3	2	DO
	Biodegradable particulate COD	mg/l	215.00	bpCOD



Specific denitrification rate as function of F/M ratio and the ratio of readily biodegradable BOD/total BOD (fbs) (Metcalf & Eddy, 2003).

- Quinto foglio ‘FlowSheet’o schema di flusso contiene lo schema grafico dell’impianto e una tabella con le portate e i bilanci di massa e di concentrazione di TSS, Nh4-N e NO3-N ai nodi dello schema. Sono presenti anche una tabella con il bilancio globale dell’azoto e una tabella he riassume il dimensionamento dei reattori biologici.



BILANCIO COMPLESSIVO												
nodo		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Flow	**m3/d**	45000	190664	190664	190664	190664	79456	**44456**	111207	35000	145664	544
Rapporto portata (nQ)	-	1.0	4.2	4.2	4.2	4.2	1.8	1.0	2.5	0.8	3.2	0.01
TSS	**mg/l**	100	3535	3535	3535	3535	3535	**20.3**	3500	8000	4597	8000
Massa Tss	kg/d	4500	674050	674050	674050	674050	280901	901	389226	280000	669550	4349
NH3-N	**g/m3**	33.5	8.29	8.29	8.29	0.5	0.5	**0.5**	0.5	0.5	0.5	0.5
Massa NH3-N	kg/d	1508	1580	1580	1580	95	40	22	56	18	73	0.3
NO3-N	**g/m3**	0	5.35	0	0	7	7.0	**7**	7	7	7.0	7
MASSA NITRATI	kg/d	0	1020	0	0	1335	556	311	778	245	1020	4
								effluente				**spurgo**

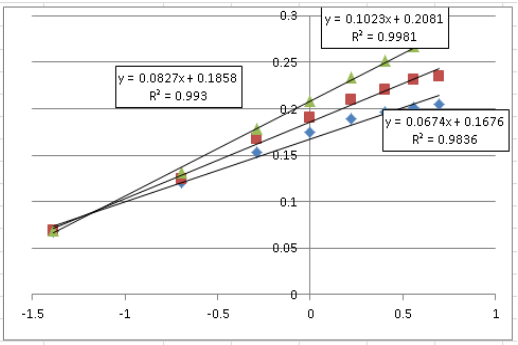
BILANCIO AZOTO COMPLESSIVO					
N entrante			**N uscente**		
TKN	kg/d	1575	NH4-N effluente	kg/d	22
			NO3-N effluente	kg/d	311
N-org of TKN	kg/d	237	NO3-N - denitrificato	kg/d	1020
NH4-N of TKN	kg/d	1338	N tot in fanghi	kg/d	218
Totale	**kg/d**	**1575**	**Totale**	**kg/d**	**1571**

Figura 2.3.1.3 *Schema di flusso del sistema CAS e bilanci ai nodi.*

Per poter implementare l'uso del grafico F/M vs SDNR nel foglio è stato necessario interpolare le curve dei diversi rbCOD. Sono state linearizzate le curve del 20% e del 10% di rbCOD e dalle loro pendenze è stata ricavata anche la curva del 5%. Il foglio, grazie a questo passaggio, è in grado di calcolare i valori di velocità di denitrificazione SDNR in modo continuo per valori di rbCOD dal 5 al 20 %.

Tabella 2.3.1.4*Interpolazione delle curve presenti nel grafico (visibile in figura 2.3.1.2) utilizzato per il metodo METCALF&EDDY. Grazie a questo passaggio è possibile scegliere qualunque valore di rbCOD da 0.05 a 0.20.*

rbCOD	5			10			20		
	LN(f/M)	F/Mb	SDNR	LN(f/M)	F/Mb	SDNR	LN(f/M)	F/Mb	SDNR
	0	0	0	0	0	0	0	0	0
	-1.38629	0.25	0.068	-1.38629	0.25	0.069	-1.38629	0.25	0.069
	-0.69315	0.5	0.121	-0.69315	0.5	0.124	-0.69315	0.5	0.132
	-0.28768	0.75	0.153	-0.28768	0.75	0.167	-0.28768	0.75	0.178
	0	1	0.175	0	1	0.19	0	1	0.208
	0.223144	1.25	0.189	0.223144	1.25	0.21	0.223144	1.25	0.234
	0.405465	1.5	0.196	0.405465	1.5	0.22	0.405465	1.5	0.252
	0.559616	1.75	0.201	0.559616	1.75	0.231	0.559616	1.75	0.267
	0.693147	2	0.205	0.693147	2	0.235	0.693147	2	0.275



2.3.2 IMPORTANZA DELLA FRAZIONE DI RBCOD

Nel metodo proposto da Metcal&Eddy l'importanta della frazione rapidamente biodegradabile del COD (rbCOD) è di cruciale importanza mentre questo parametro per ATV non è necessario per il dimensionamento. Una variazione della frazione porta a una modifica della velocità di denitrificazione in valore assoluto che può sembrare minima ma che in realtà ha degli effetti sul dimensionamento enormi.Per limitare questi effetti il manuale prevede delle correzioni da applicare al valore di SDNR ottenuto dal grafico. La prima correzione viene fatta tenendo conto che le curve si riferiscono a una temperatura di 20 °C (vedi equazione 16a) mentre la seconda correzione tiene conto del ricircolo interno della miscela aerata (vedi equazione 16b). A parità di refluo influente e temperatura si è voluto testare l'effetto di diverse percentuali di rbCOD sulle volumetrie delle vasche. Qui di seguito una tabella riassume la prova.

Tabella 2.3.2.1 *Andamento di alcuni parametri del dimensionamento al variare della frazione di rbCOD, le caratteristiche del refluo e della temperatura (14 °C) sono uguali in ogni prova.. La dimensione della vasca di aerazione non cambia essendo il suo calcolo non legato a questo parametro, mentre la vasca anossica e la velocità di denitrificazione variano sensibilmente.*

rbCOD	V aerobico	Vanox	SDNR	Vanox/Vaer
%	m^3	m^3	gNO3-N/gSSV.d	%
5	14942	5272	0.136	35 %
8	14942	4727	0.150	31 %
10	14942	4400	0.161	29 %
15	14942	3945	0.178	26 %
20	14942	3556	0.197	23 %

Il volume aerobico non cambia, questo perché, per come è strutturato il metodo, l'rbCOD non influisce sul calcolo della fase aerobica. Detto ciò è invece evidente come la frazione è molto influente sul volume della vasca anossica che varia dal 23% fino al 35% del volume aerobico.L'importanza dell'rbCOD è molto evidente e uno studio approfondito del tipo di refluo con conseguente frazionamento è cruciale per la corretta applicazione del metodo proposto. Negli impianti reali la presenza di sostanze inibenti può ridurre considerevolmente la velocità di denitrificazione SDNR anche in presenza di COD velocemente biodegradabile in quantità elevate. Questa situazione è tipica per impianti civili che trattano anche scarichi industriali.

Tabella 2.3.2.2 *Valori tipici di rbCOD per diverse tipologie di refluo.*

VALORI TIPICI rbCOD PER REFLUI DI DIVERSA NATURA		
Tipo di refluo	***rbCOD %***	***Nota***
Refluo prettamente civile	25	Valore di riferimento ASM1
Fino al 20% industriale	15-25	Dipende dal tipo di processo industriale
Fino al 40% industriale	5-15	Dipende dal tipo di processo industriale
Impianto di riferimento	8	Refluo tessile e di tintoria

2.4 RISULTATI DEL DIMENSIONAMENTO

Utilizzando i due metodi è stato possibile provare a dimensionare un sistema biologico sulla base dei dati reali proveniente dall'impianto di riferimento che verrà descritto nel dettaglio nel capitolo 5.I dati utilizzati sono le medie annuali del refluo all'uscita della fase primaria di trattamento e in entrata alla fase biologica dell'impianto.I parametri utilizzati, relativi all'anno 2013, sono riassunti nella tabella 2.3.1.

Tabella 2.3.1 C*aratteristiche del refluo su cui si baserà il dimensionamento. I dati sono le medie annuali all'ingresso della fase biologica calcolate sui dati del gestore riferiti al 2013.*

Dati	**Valore**	Unità di misura
Portata addotta	45000	m^3/d
COD	288	mg/l
BOD	173	mg/l
SST	100	mg/l
rbCOD	0,08	-
TKN	35	mg/l
Temperatura liquame	14	°C
Concentrazione SST biologico	3500	mg/l
Concentrazione SST sedimentatore	8000	mg/l

L'rbCOD scelto è 0,08 (8% del cod totale) ed è minore rispetto a quella normalmente indicata in letteratura per reflui civili perchè l'impianto di riferimento tratta una portata non trascurabile di refluo industriale il quale carsamente biodegradabile e ha un effetto inibitore sui processi di denitrificazione. La temperatura di esercizio fa riferimento al periodo invernale. Le basse temperature limitano le velocità di reazione biologiche e quindi identificano questo periodo come quello più critico dell'anno. La temperatura utilizzata è di 14 °C , pari al 10° percentile delle temperature annuali rilevate. Le caratteristiche dell'effluente da specificare per i calcoli riguardano sostanzialmente i nitrati in uscita. La concentrazione di nitrati impostata in uscita dal sistema è pari a 9 mg/l mentre la concentrazione di azoto non degradabile è pari a 3 mg/l. Questi composto azotati provengono dagli scarichi industriali addotti all'impianto e sono caratterizzati dalla loro non-biodegradabilità. L'azoto ammoniacale è quantificato in 0,5 mg/l. L'impianto di riferimento possiede una fase di post-denitrificazione per aumentare la rimozione di nitrati al fine di rimanere entro il limite di legge dei 10mg/l di azoto totale. Dato che questa fase di post-denitrificazione non è calcolabile in questo foglio si è scelto di inserire il valore all'uscita dalle sole vasche di nitrificazio-predenitrificazione. Il valore 9 mg/l non è quindi riferito all'effluente finale.

Tabella 2.4.1 *Concentrazioni di azoto in uscita. Il valore 9 mg/l non tiene conto della fase di post-denitrificazione realmente attiva nell'impianto reale che consente di rimanere entro il limite di legge di 10mg/l di azoto totale nell'effluente scaricato.*

Azoto Nitrato uscita NO3-N	**9**	**mg/l**
Azoto ammoniacale uscita NH4-N	**0,5**	mg/l
Azoto non biodegradabile	**3**	mg/l
Azoto totale	**12,5**	mg/l

Tabella 2.4.2 *Risultati del dimensionamento CAS con il metodo Metcalf & Eddy*

	Unità	Metcal&Eddy
Volume reattore aerobico	**[m^3]**	**14942**
Volume reattore anossico	[m^3]	**4727**
Rapporto anossico/aerobico	[-]	**31 %**
Ricircolo interno	[-]	**1.53**
Ricircolo sedimentatore	[-]	**0.78**
SRT aerobico	[d]	**15.9**
SRT anossico	[d]	**3.8**
SRT totale	[d]	**19.7**
Fanghi prodotti	[kg/d]	**4336**

Il metodo Metcalf&Eddy si avvicina molto ai valori reali dell'impianto di riferimento il quale ha una vasca di ossidazione di 15000 m^3 e una vasca di denitrificazione di 5000 m^3. L'età del fango di circa 20 giorni, divisa in 15,9 giorni per la fase aerobica e 3,8 per la fase anossica è in linea con i valori di letteratura e è sufficiente ad assicurare la fase di nitrificazione e denitrificazione. Partendo da queste considerazioni è possibile affermare come il foglio di calcolo restituisce dei risultati plausibili e, con alcune precauzioni, in linea con l'impianto reale.

…….omissis……

3 DIMENSIONAMENTO PROCESSO MBR

3.1 SCHEMA DI RIFERIMENTO

Lo schema proposto ed utilizzato per il dimensionamento è già stato introdotto nel capitolo 1.3.2 ed composto da una fase di nitrificazione/pre-denitrificazione:

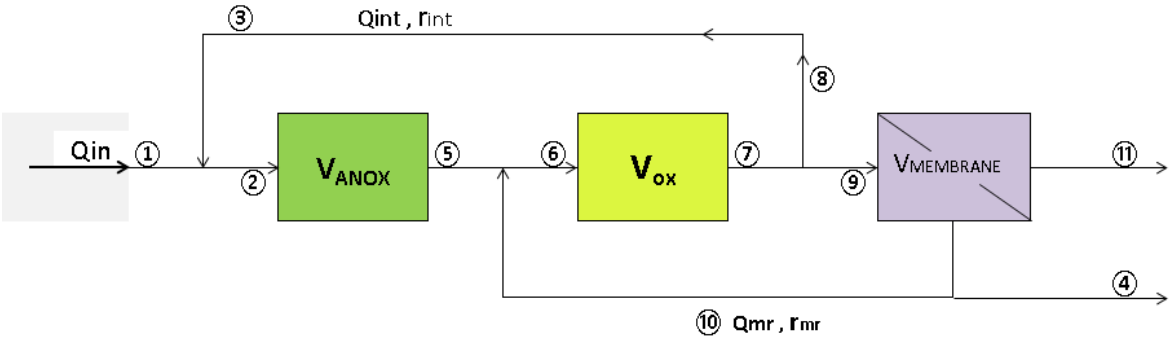


Figura 3.1.1 *Schema MBR con evidenziati i ricircoli e la numerazione dei nodi. Questo schema prevede che il ricircolo dalle membrane contenendo ossigeno disciolto non venga ricircolato nella vasca anossica.*

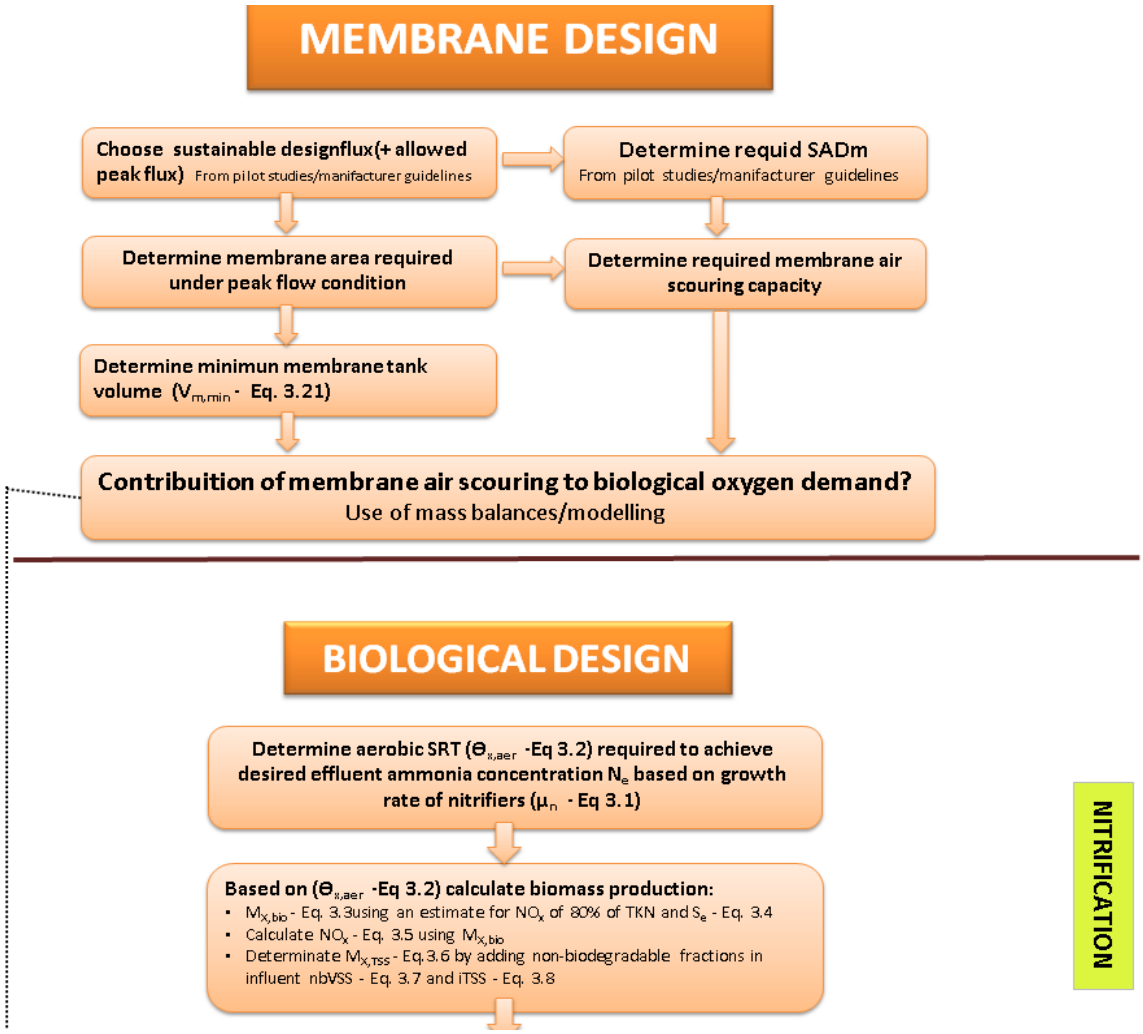
Lo schema prevede che il ricircolo membrane, contenente ossigeno disciolto, venga ricircolato nella vasca aerobica per ridurre la necessità di aerazione e per non compromettere la fase di pre-denitrificazione.

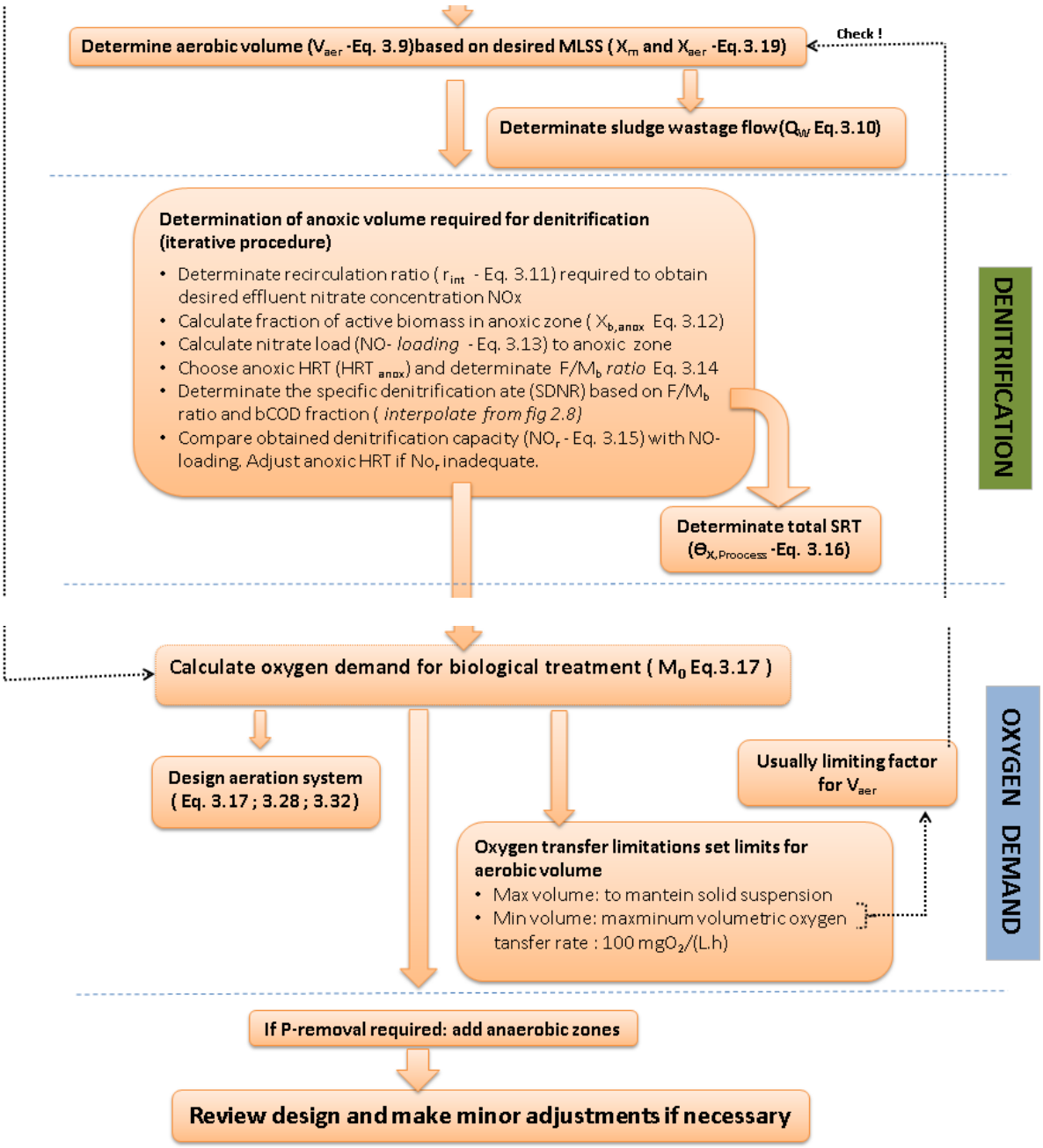
3.2PROCEDURA DI DIMENSIONAMENTO SECONDO METCALF & EDDY MODIFICATA PER MBR

Il dimensionamento di sistemi MBR è si basa sia sulla stechiometria delle reazioni biologiche e biochimiche sia su dei parametri empirici derivati dall'esperienza. I sistemi MBR sfruttano gli stessi processi che avvengono nei sistemi a fanghi attivi per la rimozione dei nutrienti ma al tempo stesso la loro permeabilità non costante, le condizioni operative e l'interazione di queste con l'aerazione rendono il sistema più complesso.
La procedura illustrata di seguito è tratta dal libro di Simon Judd , The MBR Book , 2nd edition 2011.
Il dimensionamento può essere diviso in 3 fasi strettamente connesse tra loro:

- Processo membrane
- Processi biologici
- Sistema di aerazione

Ognuna di queste fasi verrà affrontata nei capitoli successivi con schemi ed equazioni. I dati riportati e i parametri utilizzati sono stati ottenuti mediando i risultati di 11 diversi sistemi MBR sparsi per l'europa.





Schema 3.2.1 *Schema di flusso della procedura di dimensionamento proposta da Judd. La procedura è divisa in tre parti: la prima determina le caratteristiche della membrana, la seconda definisce la parte biologica e la terza calcola l'aerazione necessaria.*

<u>La prima fase di dimensionamento membrane</u> ha inizio con la definizione del flusso netto J_{net} e del flusso netto di picco $J_{net,peak}$ sopportabile dalla membrana. Questi dati provengono dal fornitore della membrana o da prove di laboratorio su impianti pilota ed entrambi devono tenere conto delle interruzione nel filtraggio necessarie per i controlavaggi. Il flusso netto di picco è da considerarsi il 140 % del flusso netto con una portata di picco Q_{peak} =2Q.
Definito il flusso è possibile calcolare l'area delle membrana necessaria nelle condizioni della portata di picco.

Membrane Area : $A_m = Q_{peak}/J_{net,peak}[m2]$

Il valore SAD_m $Nm^3/m^2.h$ (SpecificAerationDemand) rappresenta il volume d'aria specifico per unità di area membrana necessario per il funzionamento delle membrane. Tramite questo parametro e la superfice totale di membrane si può calcolare il volume d'aria richiesto o membrane aeration rate $Q_{A,m}$ (eq 3.30).Conoscendo la superificie totale di membrana necessaria è possibile calcolare il volume minimo $V_{m,min}$(eq. 3.31) della vasca membrane tramite il coefficiente φ_{Tank} il quale rappresenta la densità di superfice per unità di volume dei moduli membrane. La necessità di avere un tempo di contatto molto limitato nella vasca membrane implica valori di ricircolo r_{mr} elevati compresa tra 3-5 volte Q_{in}. Il valore consigliato dalla procedura è pari a 4.

La seconda fase è il dimensionamento delle vasche aerobiche/anossiche. Questa fase, come già detto, riprende in parte la procedura Metcalf&Eddy descritta nel paragrafo 2.1.Il primo passo è la determinazione dell'età del fango della fase di nitrificazione θ_{aer} (eq 3.32) tramite il calcolo della velocità netta di crescita dei batteri nitrificanti e i coefficienti stechiometrici già descritti nel paragrafo 2.1 . Conoscendo l'età del fango θ_{aer} è possibile stimare il BOD effluente S_e (eq. 3.4) e quindi la produzione di biomassa giornaliera $M_{X,bio}$ (eq.3.3).Tramite le equazioni 3.22, 3.23, 3.7 e 3.8 è possibile stimare la quantità di inerti e sostante non biodegradabili introdotte nel sistema e calcolare la produzione totale di solidi giornaliera $M_{X,TSS}$ (eq 3.6).E' possibile calcolare il rapporto di ricircolo (eq 3.11) interno dopo aver deciso la quantità di nitrati da mantenere nell'effluente NO_e. Assumendo una concentrazione X_m di 10 g/l nella vasca membrane tramite le equazioni 3.18 e 3.19 possiamo calcolare la concentrazione di solidi nella vasca anossica e nella vasca aerobica.Il volume del reattore aerobico V_{aer} è calcolato tramite l'eq. 3.9 che permette anche il calcolo della quantità di fanghi da spurgare Q_w (eq.3.10).La biomassa attiva ricircolata nella zona anossica dal ricircolo interno $X_{b,anox}$è calcolata con l'eq. 3.12 che permette di stimare il carico di nitrati alimentato sempre alla vasca anossica NO-loading (eq 3.13).I passaggi successivi costituiscono un ciclo che deve essere iterato al fine di trovare la dimensione della vasca anossica. Questa operazione deriva dal metodo METCALF&EDDY descritto nel capitolo 2.1: Ipotizzando un volume di primo tentativo per la vasca anossica V_{anox} si può calcolare il carico del fango F/M_b (eq 3.14). Questo valore va inserito nel grafico 2.1.1 del capitolo 2 da cui si ricava la velocità di denitrificazione specifica SDNR dalla quale dopo essere stata corretta per temperautra e rapporto di ricircolo si può ottenere il carico massimo di nitrati denitrificabili dal sistema NO_r (eq 3.15). La quantità di nitrati NO_r è ora confrontata con i nitrati introdotti alla vasca anossica NO-load: se il valore coincide il ciclo termina altrimenti se il valore è più basso è necessario aumentare il volume della vasca anossica e ripetere il ciclo.Ottenuti i volumi delle vasche nitro/denitro è possibile calcolare l'età del fango complessiva del sistema $\theta_{x,process}$(eq 3.16) da cui per differenza si deduce l'eta del fango anossica $\theta_{x,anox}$.

La terza e ultima fase del dimensionamento riguarda sistema di aerazione. Il fabbisogno totale di ossigeno relativo al sistema biologico M_o può essere calcolato tramite la formula 3.17, derivata dalla stechiometria. L'apporto di ossigeno M_b (pari a M_o–M_m) deve tenere conto dell'ossigeno disciolto fornito dall'aerazione delle membrane M_m (eq 3.31) e immesso nella vasca di aerazione grazie al ricircolo. Il calcolo di M_m si basa su tutta una serie di parametri che dipendono dal sistema di aerazione, dalla concentrazione dei fangi e dalla temperatura dell'aria. La differenza tra il fabbisogno totale di ossigeno e l'ossigeno fornito dall'aerazione delle membrane permette di dimensionare l'aerazione della vasca aerobica $Q_{A,b}$(eq 3.32).
L'ultimo passaggio da eseguire è il controllo sul volume della vasca aerobica la quale deve avere un volume adeguato per permettere un traferimento di $100mgO2/m^3.h$.

3.3 DIMENSIONAMENTO MBR ALLO STATO STAZIONARIO

3.3.1 Foglio di calcolo

Come per i metodi visti in precedenza è stato creato un foglio di calcolo per implementare in EXCEL la procedura di dimensionamento. Le caratteristiche del refluo sono le stesse utilizzate nel paragrafo 2 per i sistemi a fanghi attivi tradizionali e sono riassunte nella figura 3.3.1.1.Il file è diviso in diversi fogli:

- 1 **INTRO:** Contiene informazioni sul foglio di calcolo e lo schema del processo MBR
- 2 **MBR DESIGN FLOW CHART:** Contiene il diagramma di flusso con i passaggi della procedura. Questo schema è quello di figura 3.2.1
- 3 **FEED WATER**: E' presente una tabella (3.3.1.1) di riepilogo delle caratteristiche del refluo e dell'azoto desiderato in uscita. Questa tabella non è modificabile eriassume i parametri utilizzati.
- 4 **DESIGN SUMMARY:** Questo è il foglio principale del file (fig 3.3.1.2). Da qui è possibile modificare i parametri fisici e di qualità del refluo contenuti nella tabella, dopodichè è necessario cliccare sul tasto AGGIORNA (o CALC) per eseguire il calcolo iterativo del volume anossico. La tabella contiene 3 colonne: la prima, chiamata 'project' riporta i parametri scelti per il dimensionamento del progetto, le altre due 'summer' e 'winter' possono essere utilizzate per effettuare un dimensionamento per la stagione estiva e invernale utilizzando parametri differenti.

Tabella 3.3.1.1 *Tabella di riepilogo delle qualità del refluo su cui si esegue il dimensionamento.*

PROJECT FEED WATER CHARACTERISTICS			
Parameter	Unit	Value	Symbols
Flow	m^3/d	45000	Q
Flow peak	m^3/d	90000	Q_{peak}
Peak factor	-	2	
Security factor		1.7	FS
Chemical oxygen demand	g/m^3	288	COD
Biochemical oxygen demand	g/m^3	173	S
Total suspended solids	g/m^3	100	TSS
Volatile suspended solids	g/m^3	75	VSS
Total Kjedldahl nitrogen	g/m^3	35	TKN
Alkalinity	g/m^3	200	Al
f_{bs}	-	0.08	f bs
f_{bp}	-	0.5	f bp
f_{us}	-	0.05	f us
f_{up}	-	0.25	f up
bpCOD	g/m^3	215	bpCOD
pCOD	g/m^3	23	pCOD
iTSS	g/m^3	50	iTSS
nbVSS	g/m^3	53.3	nbVSS
Flow Temperature	°C	14	Tw
Air Temperature	°C	25	Ta
Pression	Bar	1	p
REQUIRED EFFLUENT CONCENTRATION			
NH_4-N	g/m^3	0.5	N_e
NO_3-N	g/m^3	9	NO_e

Tabella 3.3.1.2 *Foglio Design Summary con tabella riassuntiva del dimensionamento. Dopo aver inserito i dati nella prima parte della tabella il tasto CALC aziona una macro che porta a termine il ciclo iterativo necessario pe ril dimensionamento. I risultati calcolati includono parametri ed inoltre è presente una sezione dedicata ai consumi energetici.*

PROCEDURA DIMENSIONAMENTO PROGETTO						
Parameter	symbol	unit	Project	Summer	Winter	
Flow	Q	m3/d	45000	45000	45000	DATI
Flow peak	Q	m3/d	90000	90000	90000	
Security Factor	-	-	1.7	1.7	1.7	
Temperature Flow	**Tw**	**°C**	14	20	14	
Temperature Air	**Ta**	**°C**	25	25	8	
COD		mg/l	288	288	288	
rbCOD (0.05-0.2)	**rbCOD**	-	0.08	0.08	0.08	
BOD	S	mg/l	173	173	173	
TSS		mg/l	100	100	100	
VSS		mg/l	75	75	75	
TKN		mg/l	35	35	35	
Recirculation ration ,membrane	rmr	-	4.00	4	4	
No3-NEfluent desired	Noe	mg/l	9	9	9	
Nh4-N Efluent desired	Ne	mg/l	0.5	0.5	0.5	
Bod loading	F	kg/d	7785	7785	7785	
Press to calculate	**CALC**					
Biomass production	$M_{X,bio}$	kg/d	1743	1836	1743	RISULTATI
Total sludge yield	$M_{X,TSS}$	kg/d	4145	4254	4145	
Sludge yield ratio	MX,TSS / F	-	0.53	0.55	0.53	
Nitrate load to anoxic zone	NO-loading	kg/d	938	927	938	
BOD / Nitrate to denitication	F /NO-load	-	8.30	8.40	8.30	
Recirculation ration	rint	-	2.32	2.29	2.32	
Bod soluble efluent	Se	mg/l	0.91	0.81	0.91	
Volume Aerobic tank	Vaer	m3	6534	4638	6534	
Volume Anoxic tank (% of aerobic tank)	Vanox	m3	3180 (48%)	2433 (52%)	3180 (48%)	
Total Volume process	Vtot	m3	9715	7071	9715	
SRT Aerobic	$\Theta_{X,aer}$	d	12.6	8.7	12.6	
SRT Anoxic	$\Theta_{X,anox}$	d	4.3	3.2	4.3	
SRT process	$\Theta_{X,pro}$	d	16.9	11.9	16.9	
Net air flow for biological requirements	QA,b	Nm3/h	12393	7511	11039	
Membrane aeration rate	QA,m	Nm3/h	41209	41209	41209	
Total aeration flow	QA,tot	Nm3/h	53602	48720	52248	
AERATION & ENERGY	Biological aeration power requiement		kWh/d	7467	4526	6272
	Membrane aeration power requiement		kWh/d	24830	24830	23413
	Total aeration power requiement		kWh/d	32297	29355	29685
	Mixer anoxic power requiement		kWh/d	1527	1168	1527
	Pumping energy power requirement		kWh/d	9718	9678	9718
	Total power requiement (per day)		kWh/d	43542	40201	40929
	Total daily cost MBR		€/d	3876	3602	3636
	Specific Energy demand, biological		kWh/m3	0.24	0.18	0.22
	Specific Energy demand, membrane		kWh/m3	0.69	0.69	0.66
	Total energy demand MBR		kWh/m3	0.938	0.872	0.880

- 5 BIOLOGICAL EQUATIONS: Sono presenti tutte le formule che servono per il dimensionamento della fase biologica del sistema nonché i coefficienti di frazionamento del COD e le costanti cinetiche utilizzate.(figura 3.3.1.3)

PARAMETERS	unit	value	symbol
Particulate COD	gCOD/m3	250.56	pCOD
Readily biodegradable COD	-	0.08	fbs
Slowly biodegradable COD	-	0.62	fbp
Particulate non-biodeg. COD	-	0.25	fup
Solubile non biodeg. COD	-	0.05	fus
Cell debris Fraction	gVSS/(gBOD.d)	0.15	fd
Heterotrophic endogenus decay coefficient @Tw	gVSS/(gVSS.d)	0.095	Ke (@ Tw)
Heterotrophic endogenus decay coefficient @20 °C	gVSS/(gVSS.d)	0.12	Ke (@20 °C)
Nitrification endogenus decay coefficient @Tw	gVSS/(gVSS.d)	0.063	Ke,n (@ Tw)
Nitrification endogenus decay coefficient @20 °C	gVSS/(gVSS.d)	0.08	Ke,n (@ 20 °C)
Saturation coefficient for nitrogen @Tw	g/m3	0.58	Kn (@Tw)
Saturation coefficient for nitrogen @20 °C	g/m3	0.74	Kn (@ 20 °C)
Saturation coefficient @Tw	gBOD/m3	20	Ks (@ Tw)
Saturation coefficient @20 °C	gBOD/m3	20	Ks (@20°C)
Flow	m3/d	45000	Q
Recirclution Ration, membrane	-	4.0	rmr
Specific Denitrification	gNO3-N/(gVSS.d)	0.16	SDNR
Total Kjedldahl nitrogen	g/m3	35	TKN
Total suspended solids	g/m3	100	TSS
Volatile suspended solids	g/m3	75	VSS
Biomass concentration in membrane Tank	g/m3	10000	Xm
Biomass yield for heterotrophs	gVSS/gBOD	0.4	Y
Biomass yield for nitrification	gVSS/gBOD	0.12	Yn
Specific growth rate for nitrifying bacteria	gVSS/(gVSS.d)	6	µm (@20 °C)
Maximum specific growth rate for nitrifying bacteria	gVSS/(gVSS.d)	0.75	µmn (@20 °C)
Air Density	kg/m3	1.2	ρA
Effluent nitrogen concentration	g/m3	0.5	Ne
Effluent nitrate concentration	g/m3	9	NOe
Oxigen Saturation coefficient for anoxic tank	mgO2/l	0.2	Ko
Bod influent	gBOD/m3	173	S
Dissolved Oxigen	gO2/m3	2	DO
Biodegradable particulate COD	mg/l	178.56	bpCOD

Figura 3.3.1.3 *Estratto del foglio 5: tabella contenente i coefficienti stechiometrici e le correzioni di temperatura.*

- 6 SUMMER CALC & 7 WINTER CALC i due fogli contengono le medesime equazioni del foglio 5 e servono per calcolare lo scenario estivo e quello invernale.
- 8 BIOLOGICAL PARAMETERS Questo foglio contiene una tabella riassuntiva del dimensionamento della fase biologica per lo scenario di progetto di progetto. (figura 3.3.1.4)

Tabella 3.3.1.4 *Tabella riassuntiva del dimensionamento della fase biologica dello scenario di progetto.*

SUMMARY TABLE OF BIOLOGICAL OPERATING PRAMETERS AND DESIGN CALCULATIONS AT WATER TEMPERATURE OF 14 ° C AND AIR TEMP OF 8°C

AEROBIC ZONE				ANOXIC ZONE			
Parameter	Unit	Value	Eq.	Parameter	Unit	Value	Eq.
$\Theta_{x,aer}$	d	**12.6**	3.2	$\Theta_{x,anox}$	d	**4.29**	3.16
V_{aer}	m3	**6534**	3.9	V_{anox}	m3	**3181**	3.25
HRT_{aer}	h	**3.48**	3.25	HRT_{anox}	h	**1.70**	-
μ_n	gVSS/gVSS.d	**0.13**	3.1	r_{int}	-	**2.32**	3.1
Se	gBOD/m3	**0.91**	3.4	$X_{b,anox}$	g/m3	**1902**	3.12
NOx	gNO3-n/m3	**29.85**	3.5	**NO-loading**	kg/d	**938**	3.13
Xaer	g/m3	**8000**	3.19	X_{anox}	g/m3	**5588**	3.18
DO	gO2/m3	**2**	-	**F/Mb**	gBOD/gTSS.d	**1.00**	3.14
SF	-	**1.7**	-	**SDNR**	g/g.d	**0.20**	
fd	gVSS/(gBOD.d)	**0.15**	-	**NOr**	kg/d	**938**	3.15
Ko	gO2/m3	**0.2**	-	**NOr/NO-loading**	-	**1.00**	-

OVERALL PROCESS PARAMETERS				SLUDGE YIELD			
Parameter	Unit	Value	Eq.	Parameter	Unit	Value	Eq.
$\Theta x,_{process}$	d	**16.9**	3.16	$M_{x,bio}$	kgVSS/d	**1743**	3.3
$V_{process}$	m3	**9715**	3.26	$M_{x,TSS}$	kgTSS/d	**4145**	3.6
$HRT_{process}$	h	**5.2**	3.27	Q_w	m3/d	**518**	3.1
f_{anox}	-	**0.33**	3.2	Q'_w	m3/m3	**0.005**	3.24
Mo	kgO2/d	**9344**	3.17	**Sludge yield ratio**	-	**0.53**	Mxtss/F

- <u>9 MEMBRANE & AERATION PARAM</u> il dimensionamento del comparto membrane e della aerazione avviene in queste due tabelle. Nella prima, dedicata alle membrane, sono presenti i coefficienti proposti da Judd nel The MBR Book 2nd edition 2011 che rappresentano i valori medi di 11 impianti reali funzionanti in gran parte di tipo HF (fibre cave). (figure 3.3.1.5 e 3.3.1.6)

Tabella 3.3.1.5 *dimensionamento membrane basato su dati medi di flusso e permeabilità proposti da Judd in The MBR Book 2nd edition 2011. Partendo da questi dati è possibile calcolare la superficie di membrane necessaria in relazione alla portata di picco da trattare e il volume minimo della vasca membrane per garantire buon funzionamento.*

HF MEMBRANE DESIGN AND OPERATIONAL PARAMETERS FOR PROJECT DESIGN, WATER TEMPERATURE OF 14 °C

Parameter	Symbol	unit	value	ref.
Temperature feed	**Tw**	**°C**	**14**	
Net flux in membrane system	J_{net}	LMH (L/m^2 h)	**19.5**	
Maximum allowed peak flux (140% of Jnet)	$J_{net,peak}$	LMH (L/m^2 h)	27.3	
Permeability	K	LMH/bar	104	
Membrane Area	A_m	m^2	**137363**	$Q_{peak}/J_{net,peak}$
Specific Areation Demand - membrane	SAD_m	Nm^3/m^{2}h	**0.3**	
Specific Areation Demand - permeate	SAD_p	Nm^3/m^3	15.4	SADm/Jnet
Membrane packing density in membr. Tank	φ_{tank}	m^2/m^3	45	
Membrane recircultaion Ration	r_{mr}	-	**4.00**	
Mixed liquor suspended solid in memb. Tank	X_m	**g/m^3**	**10000**	
Peak Flow	Qpeak	m^3/d	90000	
Aereator depth	yx	m	2.3	
Membrane tank horizontal area	A_h	m^2	885	
Recirculation flow	Qmr	m^3/h	**180000**	
Minimum membrane tank volume	$V_{m,min}$	**m^3**	**3053**	**Eq. 3.21**

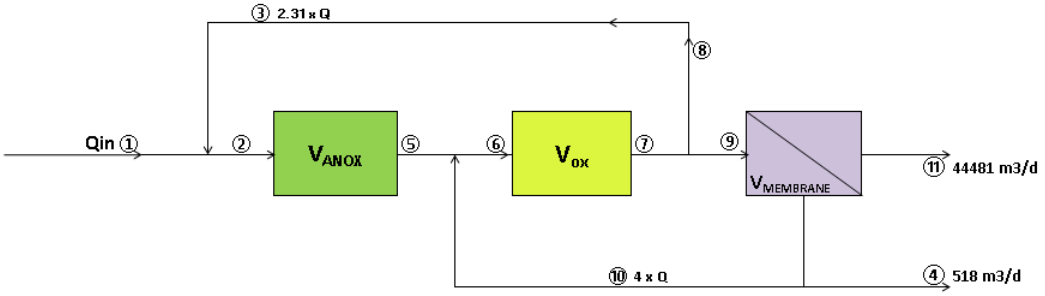
Figura 3.3.1.6 *tabella per il dimensionamento dell'aerazione. Si noti come a fronte di un'aerazione massiccia utilizzata per le membrane l'ossigeno disciolto nel liquame e quindi ricircolato nella vasca aerobica sia una minima percentuale. La diffusione a bolle grosse della vasca membrane non ha lo scopo di ossigenare il liquame ma serve per prevenire il fouling e mantenere attiva la filtrazione. L'apporto di ossigeno disciolto è comunque importante per ridurre l'aerazione necessaria della vasca biologica e aumentare l'efficienza del processo.*

AERATION SYSTEM OPERATING PARAMETERS AND DESIGN CALCULATIONS FOR PROJECT DESIGN, AIR TEMPERATURE OF 8° C					
Parameter	**Symbol**	**Unit**	**Biology**	**Membrane**	**Eq.**
Diffuser type			Fine Bubble	Coarse bubble	
Standard oxigen transfer efficiency	**SOTEα**	%/m	**0.05**	**0.02**	
Air temperature	Ta	°C	8	8	
Air density	ρA	Kg/m^3	1.2	1.2	
Correction factor exponent	ω_x	-	0.084	0.084	
Mass % oxigen in air	$O_{A,m}$	%	0.232	0.232	
Mass transfer correction solids	α	-	0.384	0.32	3.28
Mass transfer correction salinity	β	-	0.95	0.95	
Mass transfer correction temperature	ϕ	-	0.752	0.752	3.29
Aereator depth	yx	m	**5**	**2.3**	
O2 trasferred by membrane aeration	Mm	Kg/d		**2940**	3.31
O2 to be provided by biology aeration	Mb	Kg/d	**6404**		3.17
Total O2 requirement for biological process	Mo	Kg/d	**9344**		
Air flow rate, biological tank	Qa,b	Nm3/h	**13962**		3.32
Air flow rate,membrane tank	QA,m	Nm3/h		**41209**	3.30

<u>10 FLOW SHEET PROJECT</u> Come negli altri fogli di calcolo sono presenti i bilanci di massa e di concentrazione di alcuni parametri chiave in tutti i nodi dello schema d'impianto. Sono presenti lo schema e 2 tabelle con i bilanci. (figura 3.3.1.7)

Tabella e schema 3.3.1.7 *Schema impianto e bilanci ai nodi per alcuni parametri. Da qui è possibile orservare l'andamento nei diversi nodi dell'impianto di TSS,NH4-N e NO3-N. Sotto è presente un bilancio dei nitrati complessivo e un riepilogo sui volumi dei reattori*

PROJECT FLOW SHEET



BILANCIO COMPLESSIVO												
nodo		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Flow	m3/d	45000	149267	104267	518	149267	329267	329267	104785	224482	180000	44482
Rapporto portata (nQ)	-	1	3.3	2.3	0.01	3.3	7.3	7.3	2.3	5.0	4.0	1.0
TSS	g/m3	210	5624	8000	10000	5624	8016	8000	8000	8000	10000	0
Massa Tss	kg/d	9450	839438	834133	5181	839438	2639438	2634133	838278	1795855	1800000	0
NH4-N	g/m3	30	13.38	0.5	0.5	13.4	6.3	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Massa NH4-N	kg/d	1343	1998	52	0	1998	2088	165	52	112	90	22
NO3-N	g/m3	0	6.29	9	9	0	4.9	9	9	9	9	9
MASSA NITRATI	kg/d	0	938	938	5	0	1620	2963	943	2020	1620	400

Parametri imposti o calcolati

BILANCIO NITRATI COMPLESSIVO					
N entrante			N uscente		
			NH4-N effluente	kg/d	22
TKN	kg/d	1575	NO3-N effluente	kg/d	400
N-org of TKN	kg/d	232	NO3-N - denitrificato	kg/d	938
NH4-N of TKN	kg/d	1343	N tot in fanghi	kg/d	209
Totale	kg/d	1575	**Totale**	kg/d	1574

VOLUMI		
Vanox	Vox	Vm
m3	m3	m3
3181	6534	3053

	DENITRO
	NITRO

- 11 ENERGY L'ultima parte del file contiene i calcoli per i consumi energetici dell'impianto. (figura 3.3.1.8)

Figura 3.3.1.8 *Tabelle contenenti le variabili e i calcoli per i consumi energetici della parte membrane e della parte biologica, allo stato stazionario.*

RIASSUNTO CONSUMI ENERGETICI				
		NITRIFICAZIONE	MEMBRANE	TOTALE
Potenza assorbita AERAZIONE (% sul totale	kWh/d	7467 (23 %)	24829 (76 %)	32297
Potenza assorbita Pompe (% sul totale)	kWh/d	834 (28 %)	2061 (71 %)	2895
Consumo totale (% sul totale)	kWh/d	8504 (24 %)	26890 (75 %)	35395
Consumo nitrificazione e membrane	kWh/m3	0.19	0.60	0.79

ENERGY CALCS				
	Symbol	Aeration-biological	Membrane	Unit
Air flow rate	Q,a	12393	41209	Nm3/h
Actual oxigen tranfert	AOTR	288	3779	kg/d
Actual oxigen tranfert efficienty	AOTE	0.09	0.01	%
O2 in air leaving the surface of aeration	Oout	18%	18%	%
Blower power requirement	Waeratior	1120	3724	kW
Specific Blower power consumption		**0.0251**		kWh/Nm3
Total Aeration power requirement		**7467**	**24830**	kWh/d
Derived sludge pumping power	W'sludge	834	1440	kWh/d
power required for sludge extraction	Wsludge	203		kWh/d
power required for permeate and backwashing	Wx	-	621	kWh/d
Specific pump power consuption		0.016		kWh/m3
Total pump power requirement		**834**	**2061**	kwh/d
Total Power consuption for Aeration And pumping systems		**8505**	**26891**	kWh/d
Specific power request for effluent treatment		**0.19**	**0.60**	kWh/m3
Energy costs for year		**1185997**		€/y

La tabella qui presente riprende i calcoli presenti sul libro di Judd MBR BOOK 2nd Edition 2011.
Il valore del fattore Fx deriva dal MetCalf &Eddy 4th edition.
I calcoli sono riferiti ai parametri calcolati nelle pagine precendenti, condizioni di stato stazionario(stready state).

Variables			
	Symbol	Unit	Value
flow Temperature	T flow	°C	14
Air temperature	T air	°C	25
Blower inlet pressure	Pa,1	Pa	101300
Blower outlet pressure	Pa,2	Pa	160300
Blower inlet temperature	Tk,1	k	298
Blower efficienty	Σ	-	0.6
Specific heat of air	Á	j/(kg*K)	1.4
Total headloss	Δh	m	3
Sludge pump efficienty	Σp,sludge	-	0.5
Permeatepumpefficienty	Σp	-	0.75
Transmembrane pressure	ΔPm	Pa	35000
Energy cost		**€/kwh**	**0.0918**
Power consumption mixer		w/m3	8
Weighting factor	β	-	0.95
Fouling factor	Fx	-	0.9
Sludge density	psludge	kg/m3	10
Oxigen concentration	Oout	-	0.18
Dissolved oxigen conc.	C*20	gO2/m3	9.0236
Specific pump power consuption		kwh/m3	0.016

3.3.2 Coefficienti utilizzati e importanza rbCOD

Diversamente dal libro di Judd da cui la procedura è tratta sono stati modificati i seguenti parametri:

rbCOD o *fbs* (nel libro di Judd) frazione di COD velocemente biodegradabile = 0,08 [-]
Ko costante di semi-saturazione dell'ossigeno = 0.2 [mg/l]
fd o fattore di decadimento = 0,15 [-]

Il primo fattore è stato modificato per le ragioni già spiegate nel paragrafo 2.1 e che sostanzialmente sono legate alla forte presenza di reflui industriali.
I valori scelti per la costante di semi-saturazione e per il fattore di decadimento sono quelli presenti sul libro Metcalf&Eddy 4th edizione 2003, questo perché i valori non erano specificati nel libro di Judd.Il ruolo della frazione rapidamente biodegradabile del COD (rbCOD) è già stato trattato nel capitolo 2.3.2 ed è intrinseco del metodo di dimensionamento proposto dal Metcal&Eddy , ripreso e modificato da Judd per gli MBR. L'importanza di questa frazione è cruciale e bisogna tener conto anche della sua variabilità nel tempo dipendente dal refluo in ingresso.Una delle differenze più evidenti nel dimensionamento tra CAS e MBR è il rapporto del volume anossico rispetto all'aerobico. A parità di metodo utilizzato per i calcoli (Metcal&Eddy) le differenze sono rilevanti: si va dal 35% circa per sistemi CAS fino anche al 53% circa per MBR. La percentuale di rbCOD ha l'effetto di incrementare questa percentuale in entrambi i sistemi impattando negativamente sulla velocità specifica dei batteri denitrificanti, ma non è il motivo principale di questa differenza.

Tabella 3.3.1.1 *Rapporto tra volume di denitrificazione e volume di nitrificazione simulato per MBR e CAS con metodo Metcalf&Eddy. Il rapporto nell'MBR è sempre maggiore per via delle diverse concentrazioni di solidi sospesi nelle due vasche.*

	MBR (Metcal&Eddy modificato)	**CAS (Metcal&Eddy)**
rbCOD	*Rapporto Vanox/Vaerobico*	*Rapporto Vanox/Vaerobico*
0.05	53%	35 %
0.08	48%	31 %
0.1	45%	29 %
0.15	40%	26 %
0.2	36%	23 %

La differenza evidenziata in tabella 3.3.1.1 è dovuta alle diverse concentrazioni che la vasca anossica e quella aerobica hanno nei sistemi MBR per via degli schemi di ricircolo. La fase aerobica negli MBR ha una concentrazione di solidi (MLSS mixed liquor suspensedsolid) circa 1,5 volte maggiore della fase anossica(8000 mg/l vs 5000 mg/l) e questo porta alle differenti percentuali.

Tabella 3.3.1.2 *Valori tipici di rbCOD per diverse tipologie di refluo.*

VALORI TIPICI rbCOD PER REFLUI DI DIVERSA NATURA		
Tipo di refluo	***rbCOD %***	***Nota***
Refluo prettamente civile	25	Valore di riferimento ASM1
Fino al 20% industriale	15-25	Dipende dal tipo di processo industriale
Fino al 40% industriale	5-15	Dipende dal tipo di processo industriale
Impianto di riferimento	8	Refluo tessile e di tintoria

3.3.3 Parametri utilizzati per dimensionamento membrane

I parametri utilizzati per il dimensionamento delle membrane (figura 3.3.1.5) sono gli stessi proprosti da Judd nel libro The MBR Book 2nd edition. I valori derivano dal lavoro di studio e ricerca nel campo delle membrane svolto da Judd negli ultimi anni. In particolare i valori provengono dall'analisi di 11 impianti municipali di trattamento MBR con membrane a fibre cave (HF) . Le variabili più importanti direttamente misurabili in un MBR sono :

Q_p= portata permeato estratta (m^3/h)
Q_f = portata liquame in ungresso (m^3/h)
A_m= Area membrane (m^2)
ΔP_m= Pressione transmembrana o TMP (bar)
$Q_{A,m}$= portata aerazione membrane (Nm^3/h)
X_m = concentrazione di solidi nella vasca membrane (g/L)
φ_{tank} = densità membrane nel modulo (m^2/m^3) = A_m/V_m
t_p= intervallo tra controlavaggi fisici (h)
τ_p = durata controlavaggio fisico (h)
J_b = flusso specifico controlavaggio membrane ($L/m^2.h$)
t_c= intervallo tra controlavaggi chimici (h)
τ_c = durata controlavaggio chimico (h)

Da queste variabili sono calcolati dei parametri cruciali per il dimensionamento delle membrane, dell'aerazione e del volume della vasca necessario. La tabella 3.3.3.1 riassume i valori utlizzati nel foglio di calcolo:

- *J = Flusso specifico ($L/m^2.h$ o LMH) = Q_p/A_m*
- *K = permeabilità (LMH/bar) = $J/\Delta P_m$*
- *SAD_m = aerazione per unità di membrana ($Nm^3/m^2.h$) = $Q_{A,m}/A_m$*
- *SAD_p = aerazione per unità di permeato (Nm^3/m^2) = $Q_{A,m}/Q_p$*
- *n = cicli di controlaggio prima della pulizia chimica = $t_c/(t_p-\tau_p)$*
- *J_{NET} = Flusso netto (LMH) = $n(Jt_p- J_p\tau_p)/(t_c-\tau_c)$*
- *$J_{NET,PEAK}$ = Flusso di picco (LMH) =1.4 J_{NET}*

Tabella 3.3.3.1*Parametri chiave per il dimensionamento proposti da Judd (The MBR Book 2nd edition) derivati da misure su 11 impianti di varia dimensione con tecnologia MBR a fibre cave (HF). Questi parametri sono stati utilizzati nel foglio di calcolo per il dimensionamento.*

Parametro	Unità	Valore	Equazione
J_{NET}	LMH	19.5	$n(Jt_p- J_p\tau_p)/(t_c-\tau_c)$
$J_{NET,PEAK}$	LMH	27.3	1.4 J_{NET}
K	LMH/Bar	104	$J/\Delta P_m$
SAD_m	$Nm^3/m^2.h$	0.30	$Q_{A,m}/A_m$
φ_{tank}	m^2/m^3	45	A_m/V_m
X_m	g/L	10	

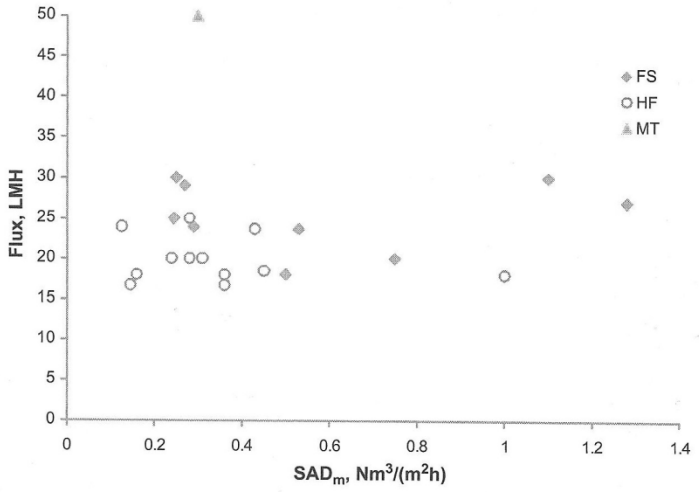


Figura 3.3.3.2 *Valori di SADm rilevati su impianti reali municipali. I sistemi a fibre cave si mantengon intorno al valore medio di 0,3 utilizzato per i calcoli.*

Applicando i parametri e le formule della tabella 3.3.3.1 alle qualità del refluo dell'impianto di riferimento è stato possibile dimensionare il comparto membrane.Il funzionamento della membrana condiziona il processo biologico pesantemente per cui il dimensionamento membrane da effettuare obbligatoriamente come primo passaggio.I solidi sospesi nella vasca membrane dipendono dal tipo di membrane. Il valore operativo è fornito dal costruttore ed è costituito solitamente in un range che va da di 10 g/l.Il valore di ricircolo delle membrane è un valore molto importante ed è tipicamente tra le 3Q e le 5Q al fine di ottenere un tempo di residenza molto basso. Grazie a ciò è possibile limitare l'accumulo di solidi che causano il clogging e ricircolare ossigeno disciolto nella vasca di aerazione.L'altezza della vasca membrane dipende dalle cosidette 'cassette' in cui sono organizzate le membrane e che forniscono il sostegno meccanico.

Tabella 3.3.3.3 *Risultati del dimensionamento membrane con i parametri porposti da Judd (The MBR Book 2nd edition) applicati al refluo dell'impianto di riferimento.*

Parametro	Simbolo	Unità	Valore
Portata di picco	Q_{peak}	m^3/d	**90000**
Area Membrane	$A_m=Q_{peak}/J_{net,peak}$	m^2	**137363**
Ricircolo Membrane	r_{mr}	-	**4.00**
Portata del ricircolo membrane	Qmr	m^3/d	**180000**
Profondità aeratori	yx	m	**2.3**
Volume minimo vasca membrane	$V_{m,min}$	m^3	**3053**
Superficie orizzontale vasca membrane	A_h	m^2	**885**

3.3.4 Parametri utilizzati per calcolo consumo d'aria

Il consumo d'aria necessario per il sistema è la somma del fabbisogno del comparto membrane e di quello biologico. Il dimensionamento dell'aerazione viene effettuato prima per le membrane e solo successuvamente per la fase biologica. Il motivo principale è dovuto al fatto che il liquame dalla vasca membrane viene ossigenato dall'aria insufflata. Il traferimento di ossigeno al refluo ha un'efficienza bassa per via delle caratteristiche delle sOFFianti ma dato l'ingente volume d'aria utilizzato il valore di ossigeno disciolto non è affatto trascurabile.
Grazie allo schema dell'impianto l'ossigeno è ricircolato nella vasca aerobica andando in parte a ridurre la quantità di ossigeno richiesta ai diffusori e riducendo quindi il consumo d'aria totale.
L'efficienza di trasferimento dell'ossigeno dall'aria al fango ha un impatto cruciale sulla portata d'aria necessaria e dipende da molti fattori come il tipo di diffusore, la temperatura del refluo, la concentrazione di solidi la salinità e la temperatura dell'aria.
I parametri utilizzati da Judd per il dimensionamento dell'aerazione sono:

- $SOTE_x$ = Efficienza standard di trasferimento di ossigeno [%/m]
- ρ_A= densità dell'aria [kg/m^3]
- $O_{A,m}$ = percentuale massica di ossigeno nell'aria [%]
- α = fattore di correzione concentrazione di solidi [-]
- β = fattore di correzione salinità [-]
- Φ =fattore di correzione temperatura [-]
- y_x=profondità diffusori [m]

I parametri dipendono da condizioni che possono variare passando dalla vasca aerobica a quella membrane e da questo dipende la diversa efficienza di trasferimento dell'ossigeno.

Tabella 3.3.4.1 *Riassunto dei parametri calcolati per dimensionare gli aeratori per la zona membrane e per la zona aerobica. A parità di temperatura la l'efficienza di trasferimento nelle membrane è drasticamente minore.*

Parametro	Unità	Biologico	Membrane
Diffusore		Bolle fini	Bolle grosse
SOTEx	%/m	**0.05**	**0.02**
T_{aria}	°C	25	25
$T_{liquame}$	°C	14	14
ρA	Kg/m^3	1.16	1.16
ω_x	-	0.084	0.084
$O_{A,m}$	%	0.232	0.232
α	-	0.443	0.37
β	-	0.95	0.95
φ	-	0.867	0.867
yx	m	5	2.3
Efficienza	gO2/Nm^3	**24.6**	**3.8**

La tabella 3.3.4.1 riporta i risultati delle formule per una temperatura del refluo di 14°C e 25°C dell'aria. Come si nota l'efficienza di trasferimento di ossigeno è molto minore nel comparto membrane, questo perché i diffusori non sono progettati per dissolvere ossigeno ma per una funzione prettamente anti-fouling.

3.4 RISULTATI DEL DIMENSIONAMENTO

Il dimensionamento del sistema è stato effettuato utilizzando le caratteristiche del refluo e i nitrati in uscita (pari a 9mg/l) come riportato nel capitolo 2.4.
Utilizzando il foglio di calcolo è stato possibile confrontare i due scenari estivo e invernale per verificare quale fosse il più esigente sia in termini di volumetrie sia in termini di consumo d'aria insufflata. Come era facilmente prevedibile utilizzando una temperatura del refluo di 14 °C, identificata come temperatura invernale, è quella che porta ad ottenere i volumi di nitro e denitro maggiori. Modificando la temperatura dell'aria si è notato come una temperatura di 25°c,definita come estiva, sia quella che comporti un consumo d'aria maggiore.
Il sistema è stato quindi dimensionato per lo scenario piùà critico e cioè una temperatura del refluo di 14°C e la temperatura dell'aria di 25°C.

Tabella 3.4.1 *Risultati dimensionamento sistema MBR con metodo di calcolo proposto da Judd (The MBR Book 2nd edition) derivato dalla procedura Metcal&Eddy. Le temperature del refluo di 14°C e dell'aria è 25°C identificano lo scenario più critico di funzionamento del sistema. Dai risultati ottenuti il sistema MBR si conferma come molto compatto.*

	Unità	Valore
Portata	m^3/d	**45000**
Portata di picco	m^3/d	**90000**
Temperatura refluo	°C	**14**
Temperatura aria	°C	**25**
COD	mg/l	**288**
rbCOD	-	**0.08**
BOD	mg/l	**173**
TSS	mg/l	**100**
TKN	mg/l	**35**
NO3-N out	mg/l	**9**
NH4-N out	mg/l	**0.5**
Volume reattore aerobico	m^3	**6534**
Volume reattore anossico	m^3	**3180**
Rapporto anossico/aerobico	-	**48%**
Volume membrane	m^3	**3053**
Volume totale MBR	m^3	**12768**
Ricircolo interno	-	**2.32**
SRT aerobico	[d]	**12.6**
SRT anossico	[d]	**4.3**
SRT totale	[d]	**17**
Aerazione membrane	Nm^3/h	**13092**
Aerazione biologico	Nm^3/h	**42611**
Totale aerazione	Nm^3/h	**55703**

3.5 INFLUENZA DELLA TEMPERATURA NEL PROCESSO

La temperatura del refluo influisce in maniera significativa per il dimensionamento del sistema. La procedura esposta neltesto di Judd The MBR Book 2nd edition non contiene i termini per la correzione della temperatura ed è quindi da ritenersi valida suldimensionamento a 20 °C. Per introdurre le

correzioni sulla fase biologica ci si è avvalsi del manuale Metcal&Eddy 4th edizione 2003 mentre per l'aerazione è stata introdotta la modifica alla densità dell'aria.

Fase Biologica

L'equazione utilizzata è la nota relazione di Arrhenius nella forma

$$X_T = X_{20°C}\theta^{(T-20)}$$

X_T =costante di reazione alla temperatura T
$X_{20°C}$ = costante di reazione alla temperatura di riferimento di 20°C
θ = coefficiente specifico di temperatura

Di seguito sono riportati tutti le costante di reazione stechiometriche sensibili alla temperatura con conseguente coefficiente θ per la correzione.

Tabella 3.5.1 *Coefficienti di temperatura utilizzati per la correzione delle costanti cinetiche nel processo biologico.*

Costante	Descrizione	θ
$\mu_{m,n}$	Velocità massima crescita biomassa nitrificante	1.08
μ_m	Velocità massima crescita biomassa eterotrofa	1.07
k_e	Decadimento endogeno eterotrofi	1.04
$k_{e,n}$	Decadimento endogeno nitrificanti	1.04
k_n	Costante semisaturazione NH4-N	1.053
k_s	Costante semisaturazione substrato	1
SDNR	Velocità specifica di denitrificazione	1.026

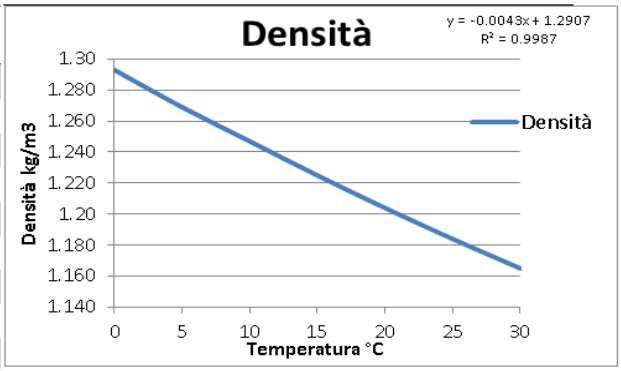
La temperatura interviene sulla velocità di crescita dei batteri denitrificanti (SDNR) contenuta all'interno del ciclo iterativo per il calcolo della vasca di denitrificazione. Il valore deve corretto prima dell'applicazione delle formule per l'effetto del ricircolo.

Aerazione

La temperatura modifica la densità dell'aria e perciò è necessario tenerne conto nei calcoli per l'aerazione. L'aria diminuisce di densità con l'aumentare della temperatura. A parità di volume un'aria più calda sarà più povera complessivamente di ossigeno costringendo a doverne insufflare un volume maggiore.

Tabella 3.5.2 *Andamento della densità dell'aria al variare della temperatura della stessa. Un temperatura maggiore costringe a pompare più aria per insufflare la stessa quantità di ossigeno.*

Temperatura in °C	Densità in kg/m³ (a 1 atm)
–10	1,342
–5	1,316
0	1,293
5	1,269
10	1,247
15	1,225
20	1,204
25	1,184
30	1,165



La variazione della temperatura è stata linearizzata con la formula

$$\rho = -0.0042T + 1.2907$$

Questa formula è valida da 0 a 30 °C ed è stata implementata nel foglio excel per il dimensionamento dell'aerazione. Al fine di apprezzare l'influenza della temperatura liquame sul processo sono state effettuate alcune prove a temperature diverse a parità di refluo in entrata e temperatura dell'aria di 25°. Nella tabella 3.5.3 sono esposti risultati di tali prove.

Tabella 3.5.3 *Influenza della temperatura sul dimensionamento. Le caratteristiche del refluo sono riassunte nel paragrafo 3.4 e la temperatura dell'aria è di 20°C.*

Temperatura refluo	V aerobico	V anossico	SRT TOTALE	Aerazione biologica	Aerazione totale
°C	m^3	m^3	d	m^3/h	m^3/h
12	7358	3498	19.1	13756	54883
14	6534	3180	16.9	11824	52950
16	5816	2903	15	10081	51208
18	5188	2655	13.3	8510	49637
20	4638	2433	11.9	7093	48219
22	4155	2234	10.7	5814	46980

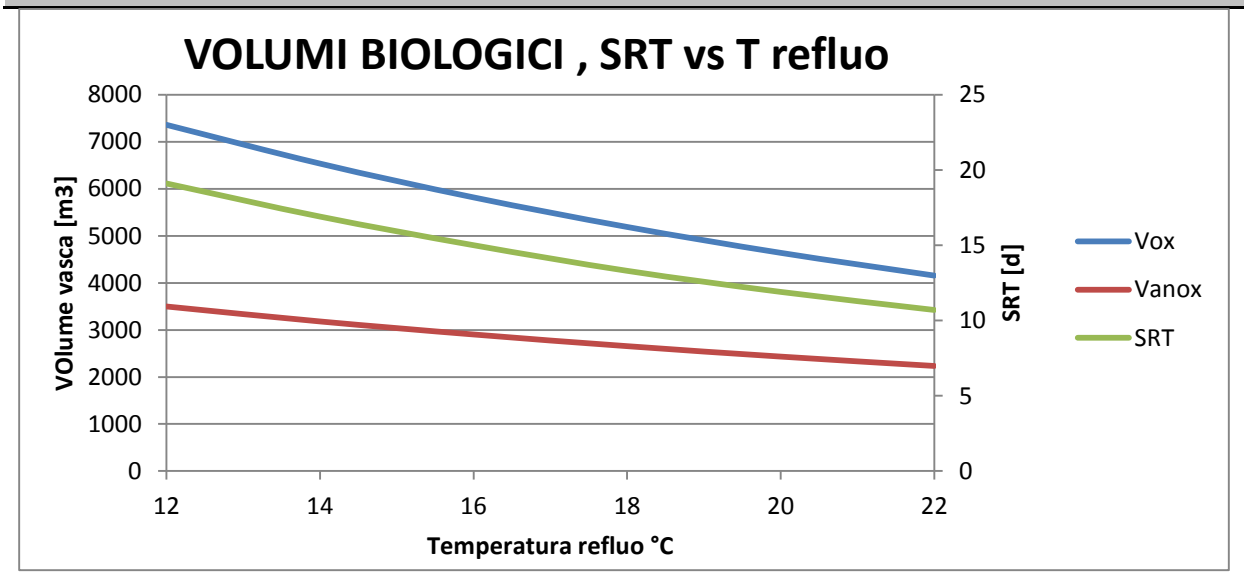


Grafico 3.5.4 *Risultati dimensionamento del volumi Anossico , Aerobico e dell'SRT al variare della temperatura del refluo. Il refluo alimentato ha la medesima composizione in ogni prova.*

I risultati delle prove evidenziano come una variazione della temperatura del refluo di riferimento abbia un forte impatto sul dimensionamento del sistema, sull'età del fango e sulla quantità di aria da insufflare. Un aumento di 6 °C (da 14 a 20) comporta una riduzione del volume d'aria del 40% circa per la sola vasca aerobica e una riduzione del 15% circa del volume totale.

Tabella 3.5.5*Effetto della temperatura dell'aria sul dimensionamento dell'aerazione. Un aumento della temperatura e quindi una diminuzione della densità dell'aria implicano la necessità di insufflare volumi maggiori a parità delle altre condizioni.*

Temperatura aria	Ossigeno da traferire in vasca aerobica	Volume aria da insufflare	Ossigeno traferito dalle membrane	Volume aria insufflato	VOLUME TOTALE
°C	kgO_2/d	m^3/h	kgO_2/d	m^3/h	m^3/h
5	7235	9301	3730	39045	48346
10	7155	9395	3810	39880	49274
15	7072	9489	3893	40750	50230
20	6985	9580	3980	41660	51241
25	6894	9672	4071	42611	52284
30	6800	9762	4166	43607	53369

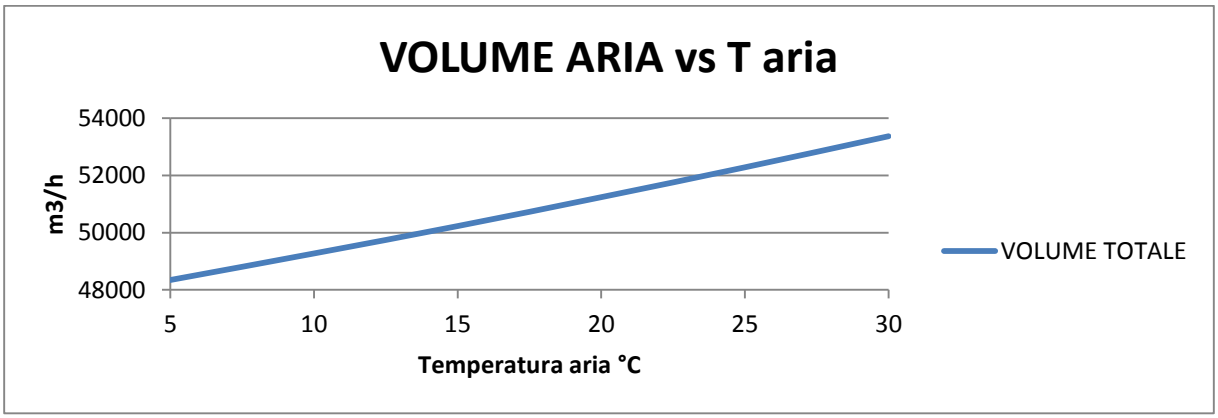


Figura 3.5.6 *Dipendenza del volume d'aria da insufflare al variare della temperatura dello stesso.*

L'effetto della temperatura dell'aria sul dimensionamento sistema di aerazione è di minor entità. Una aumento della temperatura dell'aria di 25 °C (da 5° a 30 °C) comporta un aumento complessivo di volume da insufflare del 10%.

4 CONFRONTO COSTI MBR E CAS

4.1 CONSUMI ENERGETICI

I consumi energetici sono un aspetto fondamentale per la valutazione dei sistemi di depurazione. I consumi, insieme ai costi del personale,dei chemicals e dello smaltimento fanghi sono costituiscono i costi di esercizio che il gestore sostiene per il funzionamento dell'impianto. Il consumo energetico è tuttavia una delle voci che più influenzano il costo totale di funzionamento di un impianto, incidendo anche fino al 40% sul totale.La scelta del tipo di tecnologia da adottare in caso di realizzazione di nuovi impianto è fortemente influenzata dal costo (e quindi anche dai consumi) di applicazione della stessa. Nel corso degli ultimi 60 anni i sistemi CAS a fanghi attivi hanno visto una diffusione enorme grazie anche al loro basso costo di esercizio rispetto alle altre tecnologie. Come analizzato nel capitolo 1.4.3 i consumi energetici di un sistema CAS possono arrivare ad appena 0,15 kWh/m3 contro i 0,75-1,5 kWh/m3 dei sistemi MBR.L'attenzione ai consumi energetici è elevata sia perché rappresenta una voce di costo ingente sia perché ,nel caso degli MBR, è la maggiormente riducibile.

I consumi energetici nei sistemi CAS dipendono molto anche dalla qualità dell'effluente desiderata. I sistemi CAS da soli permettono concentrazioni di nitrati, solidi e COD solitamente in linea con le direttive sullo scarico dell'acqua in corpi idrici superficiali ma non per il riuso. Per riuscire ad ottenere una qualità adatta al riuso è necessaria una fase di affinamento terziario che aumenta i consumi del sistema. Da ricerche (Verrecht et al 2010) i consumi di sistemi CAS con filtrazione (UF/MF o BAF) si attestano tra gli 0,25 e i 0,35 kWh/m3 che sono comunque maggiori dei sistemi MBR. Di seguito verranno esposti e confrontati i risultati dei fogli di calcolo per i consumi di un sistema CAS e di un sistema MBR non prevedendo per il sistema CAS fasi di filtrazioni aggiuntive.

4.1.1Aerazione e ricircoli

Sfruttando i due fogli di calcolo per MBR e CAS (riferito al metodo Metcalf&Eddy) si è potuto confrontare i sistemi sul fronte dei costi di esercizio.Per il confronto è il refluo di riferimento è quello presentato nel capitolo 2.4 con temperatura dell'aria pari a 25°C per entrambi. Il costo dell'energia (€/kWh) è derivato dai dati forniti dal gestore dell'impianto di riferimento ed è quantificato in 0,15 €/kWh . La stima dei consumi è relativa alla sola parte di trattamento biologico e comprende aerazione, pompaggi di ricircolo e estrazione di fanghi e permeato(per le membrane). I calcoli per i consumi energetici sono stati eseguiti utilizzando le equazioni presentate nel libro di Judd The MBR Book 2nd edition e opportunamente integrate per le correzioni di temperatura grazie al manuale Metcalf&Eddy 4th edizione 2003.

Tabella 4.1.1.1 *Formule utilizzate per i calcoli sui consumi per i l sistema CAs e MBR a confronto.*

Actual oxygen transfer rate, AOTR, kg/d	$Q_A \rho_A O_{A,m} \mathrm{AOTE}$	(3.33)
Actual oxygen transfer efficiency, AOTE, %	$\mathrm{SOTE}_x y_x \frac{(\beta C^*_{T,av} - C)}{C^*_{20}} \Phi \alpha F_x$	(3.34)
Average dissolved oxygen saturation concentration for clean water at temp. T and tank depth h_x, $C^*_{T,av}$, gO_2/m^3	$0.5 C^*_T (P_d/P_{A,1} + O_{out}/O_{A,v})$	(3.35)
Dissolved oxygen saturation concentration for clean water at temp. T and 1 atm, C^*_T, gO_2/m^3	$14.65 - 0.41T + 7.99 \cdot 10^{-3} T^2 - 7.78 \cdot 10^{-5} T^3$	(3.36)
Pressure at bottom of aeration tank, P_d, Pa	$P_{A,1} + \rho_{sludge} g h_x$	(3.37)
O_2 in air leaving the surface of the aeration tank O_{out}, %	$\frac{O_{A,v}(1-\mathrm{AOTE})}{1-O_{A,v}\mathrm{AOTE}}$	(3.38)
Blower power requirement, $W_{Aeration}$, kW	$\frac{P_{A,1} T_{K,1} \lambda}{2.73 \times 10^5 \xi (\lambda - 1)} \left[\left(\frac{P_{A,2}}{P_{A,1}} \right)^{1-\frac{1}{\lambda}} - 1 \right] Q_{A,x}$	(3.39)
Derived sludge pumping power requirement, W'_{sludge}, kWh/d	$\frac{E_q}{t_e - t_0} \cdot \int_{t_0}^{t_e} [Q_{int}(t) + Q_{mr}(t) + Q_w(t)] dt$	(3.40)
Power required for sludge pumping, W_{sludge}, kW	$\rho_{sludge} g Q_{sludge} \Delta h$	(3.41)
Power requirement for permeate pumping and backwashing, W_x, kWh/d	$\frac{1}{t_e - t_0} \int_{t_0}^{t_e} \frac{\Delta p_x Q_x}{\xi_p} dt$	(3.42)
Total sludge production, $M_{total\ sludge}$, kg/d	$\frac{(M(\mathrm{TSS}_{system})_{t_e} - M(\mathrm{TSS}_{system})_{t_0} + \int_{t_0}^{t_e} \mathrm{TSS}_w(t) Q_w(t) dt)}{t_e - t_0}$	(3.43)
Net present value, NPV, €	$\sum_{t=0}^{29} \frac{(CAPEX)_t + (OPEX)_t}{(1+i)^t}$	(3.44)
Effluent quality index, EQI, kg PU/d	$\frac{1}{t_e - t_0} \int_{t_0}^{t_e} [\mathrm{PU}_{TSS}(t) + \mathrm{PU}_{COD}(t) + \mathrm{PU}_{BOD}(t) + \mathrm{PU}_{TKN}(t) + \mathrm{PU}_{NO}(t)] Q(t) dt$	(3.45)

La tabella 4.1.1.1 riporta i coefficienti e le formule utilizzate nei calcoli. L'efficienza dei compressori, delle pompe e l'efficienza specifica di trasferimento di ossigeno (AOTE) calcolati sono stati confrontati con i valori presenti in letteratura e sono da ritenersi validi per i sistemi in esame.

Tabella 4.1.1.2 *Equazioni e coefficienti utilizzati per il calcolo del consumo di aerazione e pompe.*

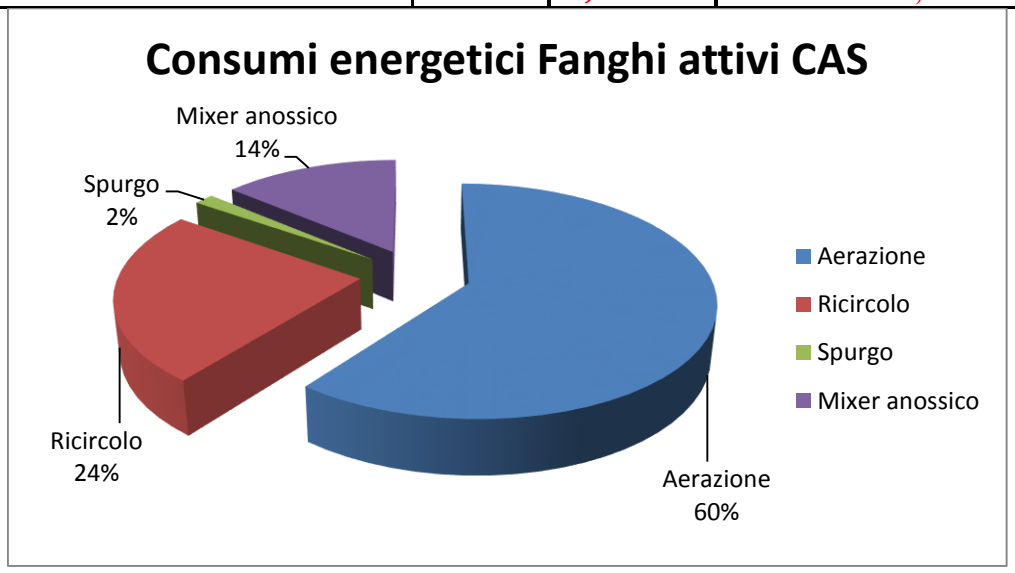
Variabile	Simbolo	Unità	Valore
Temperatura refluo	T flow	°C	14
Temperatura aria	T air	°C	25
Pressione interna	$P_{A,1}$	Pa	101300
Pressione esterna	$P_{A,2}$	Pa	160300
Temperatura aria	$T_{K,1}$	k	298
Efficienza sOFFiante	ƹ	-	0.5
Calore specifico aria	ʎ	j/(kg*K)	1.4
Efficienza pompa fanghi	$ƹ_{p,sludge}$	-	0.6
Fattore fouling	F_x	-	0.9
Costo enegia	-	€/kWh	0.15
Consumo mixer vasca anossica	-	W/m^3	8

Fattore peso	β	-	0.95
Pressione transmembrana media	ΔP_m	Pa	35000
Densità fanghi	ρ_{sludge}	kg/m3	10
Concentrazione ossigeno	O_{out}	-	0.18
Consumo specifico pompa ricircolo	kWh/m^3	0.016	

Grazie ai coefficienti della tabella 4.1.1.2 è stato possibile calcolare tutti consumi energetici dell'impianto simulato al regime stazionario.

Tabella 4.1.2.3 *Confronto tra le stime dei consumi per aerazione e pompaggio di un impianto CAS e un MBR. Si nota come il costo dell'MBR sia nettamente più elevato per via dell'aerazione membrane. L'ossigeno disciolto nella vasca membrane è relativamente basso e porta un beneficio solo marginale quando ricircolato nella vasca di nitrificazione. I costi di pompaggio sono molto più elevati nel sistema MBR.*

Voci analizzate	Unità	**CAS**	**MBR**	
			BIOLOGIA	MEMBRANE
Richiesta O_2 biologia	kgO2/d	16571	11087	-
O_2 ricircolato membrane	kgO2/d	-		3882
Ossigeno netto da fornire	kgO2/d	16571	7204	
Efficienza di trasferimento (AOTE)	%	10.3%	10.5%	1.6%
Aerazione membrane	m^3/min	-	-	710
Aerazione biologia	m^3/min	185	176	
Aerazione totale processo	m^3/min	185	886	
Potenza stimata compressori	kW	288	275	1104
Consumo specifico compressori	kWh/m^3	0.026	0.026	0.026
Consumi aerazione	kWh/d	10300	6588	26500
Consumi pompe ricircolo	kWh/d	2755	2780	4800
Consumi totali (aerazione+pompe)	**kWh/d**	**13055**	**9538**	**31911**
Costo specifico	**€/m^3**	**0.29**	**0.21**	**0.71**
		0,29 €/m^3	**Totale 0,92 €/m^3**	



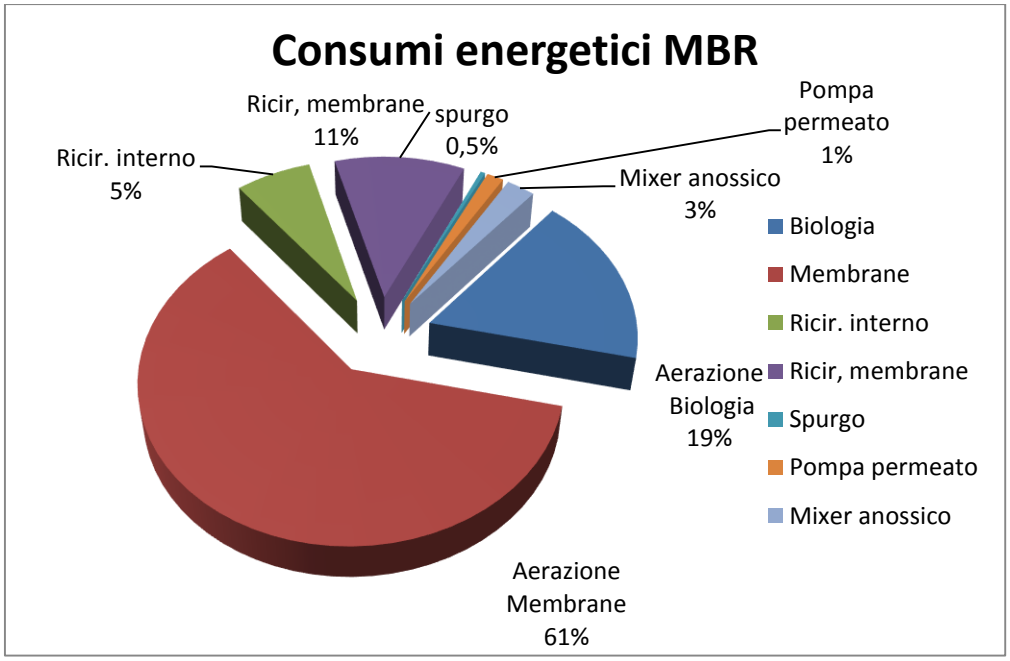


Figura 4.1.2.4*Consumi in percentuale nel sistema CAS e nel sistemaMBR simulati con fogli di calcolo basati sul metodo Metcal&Eddy e Metcalf&Eddy modificato proposto da JUDD. E' evidente il consumo elevato dell'aerazione e ricircolo membrane per l'MBR.*

Analisi risultati

La richiesta di ossigeno per la fase di nitrificazione è sostanzialmente simile tra i due impianti, questo perché il carico di inquinante e le temperature nei due sistemi sono simili. La differenza evidente nei due sistemi è data dal ricircolo dell'ossigeno disciolto che riduce l'ossigeno netto da fornire da parte degli aeratori per la biologia. Nonstante l'aerazione ingente i diffusori a bolle grosse delle membrane, la concentrazione di solidi sospesi e la minor profondità riducono nettamente l'efficienza e con questa la quantità totale di ossigeno traferito. Nei sistemi CAS non cè nessun apporto di ossigeno disciolto quindi il fabbisogno della biomassa è già il valore netto.

Utilizzando l'equazione 3.34 e i coefficienti in tabella 4.1.2.1 è possibile calcolare l'efficienza di trasferimento di ossigeno dall'aria insufflata al fango presente. L'elevata concentrazione di solidi nella vasca di nitrificazione dell'MBR (TSS 8000g/m^3) è la causa principale della minore efficienza di trasferimento di ossigeno (SOTE) rispetto al CAS (TSS 3500 g/m^3). Il minor SOTE impone di insufflare un maggior volume di aria rendendo così le portate (relative alla sola fase di nitrificazione) tra MBR e CAS del tutto confrontabili (176 m^3/min vs 185 m^3/min) e annullando il vantaggio dell'ossigeno disciolto ricircolato dalle membrane.Il ricircolo membrane rappresenta circa l'11% del consumo totale nel sistema MBR. A fronte di consumi simili per il ricircolo interno nei due sistemi (MBR E CAS) il costo totale di pompaggio per l'MBR è circa 3 volte quello del sistema CAS a causa del ricircolo membrane.

Il costo specifico di trattamento per unità di portata calcolato evidenzia come il costo per la fase aerobica tra i due sistemi è sostanzialmente allineato (CAS 0,22€/m^3 MBR 0,21€/m^3) mentre il costo totale è fortemente a sfavore dell'MBR per via dell'aerazione membrane che è pari a 0,71€/m^3.In conclusione il sistema MBR è decisamente più 'energivoro' e quindi costo di un sistema CAS per via sostanzialmente dell'aerazione necessaria alle membrane.

4.2 PRODUZIONE DI FANGHI DI SUPERO

La biomassa prodotta ogni giorno deve essere rimossa dal sistema al fine di mantenere le concentrazioni di solidi sospesi sui valori di progetto. I fanghi spurgati non possono essere smaltiti direttamente ma devono subire successivi trattamenti per la riduzione della percentuale di acqua presente. In entrambi gli impianti analizzati (CAS e MBR) lo spurgo viene avviato alla linea fanghi composta da diversi stadi in ognuno dei quali la frazione di secco aumenta gradualmente. La produzione di fango è strettamente legata ai valori di età del fango e quindi alle velocità cinetiche e alla temperatura del liquame.Per un confronto tra i due sistemi si sono utilizzati i due fogli di calcolo, alimentati con un refluo con caratteristiche identiche e alla stessa temperatura (14°C).

Tabella 4.2.1 *Confronto sui fanghi prodotti MBR e CAS*

		CAS	MBR
Età del fango	SRT [d]	16	16.9
Portata spurgo	Q_{spurgo} [m^3/d]	542	518
Concentrazione Solidi Sospesi Spurgo	X_{spurgo}[g/m^3]	8000	8000

La quantità di fango spurgato dal sistema è molto simile così come la concentrazione di solidi. La differenza principale dei due sistemi sono le caratteristiche del fango estratto. La fase di ispessimento è necessaria per ridurre aumentare la percentuale di secco nei fanghi prima della stabilizzazione (anaerobica o aerobica). L'ispesimento può essere condotto per gravità(ispessitore), flottazione o filtrazione. La sedimentabilità del fango(nel caso si utilizzi un'ispessitore) è un fattore importante per permettere ai sistemi a gravità di ottenere un buon un aumento del tenore di secco. Nei sistemi MBR il fango non è ben sedimentabile poiché le forze esercitate nella vasca membrane dall'aerazione provocano una deflocculazione con conseguente aumento dello SVI (Sludge volume Index) e cattiva sedimentabilità. Per la questa stessa ragione i fanghi di un MBR sono più difficilmente disidratabili perché presentano fiocchi più piccoli e meno densi. Per ovviare a questi problemi vengono addizionate delle sostanze 'condizionanti' che favoriscono la sedmentabilità e migliorano la disidratabilità del fango nei sistemi di disidratazione meccanica(centrifughe,nastro presse ecc).

…….omissis…
……FINE