



Ricerca di Sistema elettrico

Modellazione di impianti di depurazione e analisi dei relativi consumi elettrici ed energetici

Maria Elena Tortorici, Renzo Valloni

MODELLAZIONE DI IMPIANTI DI DEPURAZIONE E ANALISI DEI RELATIVI CONSUMI ELETTRICI ED ENERGETICI

Maria Elena Tortorici, Renzo Valloni (Università di Parma, Dipartimento di Ingegneria e Architettura)

Settembre 2017

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Annuale di Realizzazione 2016

Area: "Efficienza energetica e risparmio di energia negli usi finali elettrici ed interazione con altri vettori energetici"

Progetto: "D.6 - Sviluppo di un modello integrato di Smart District Urbano"

Obiettivo: "Gestione sostenibile e circolare dell'ambiente urbano"

Responsabile del Progetto: Claudia Meloni ENEA

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione "Modellazione di impianti di depurazione e analisi dei relativi consumi elettrici ed energetici"

Responsabile scientifico ENEA: Davide Mattioli

Responsabile scientifico Università di Parma: Renzo Valloni

Indice

SOMMARIO.....	4
1 IMPIANTO DI TRATTAMENTO INDUSTRIALE.....	6
1.1 COSTRUZIONE DEL MODELLO	7
1.2 PROVE SPERIMENTALI PER LA DETERMINAZIONE DEI PARAMETRI DEL MODELLO	9
1.3 DESCRIZIONE DEL MODELLO.....	17
1.4 CONSUMI ENERGETICI	21
2 IMPIANTO DI TRATTAMENTO CIVILE	25
3 CONCLUSIONI	29
4 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	30

Sommario

Il presente allegato tecnico si riferisce al Sistema integrato di gestione e valorizzazione della risorsa idrica e del rifiuto organico” del progetto “Sviluppo di un modello integrato di smart district urbano”.

I temi trattati riguardano la modellazione di impianti di depurazione, finalizzata all’analisi delle prestazioni depurative e dei consumi elettrici ed energetici degli stessi.

Sono stati creati modelli basati sugli Activated Sludge Models dell’International Water Association per un impianto di depurazione municipale ed un impianto di depurazione aziendale, diversi per taglia e processi di trattamento applicato.

I modelli creati hanno consentito di simulare efficacemente le prestazioni degli impianti reali. Per uno degli impianti considerati sono stati analizzati anche i consumi elettrici ed energetici utilizzando il modello creato e sono stati valutati i consumi energetici dei singoli processi.

Si è potuto verificare in che maniera i consumi sono ripartiti nel tempo e nelle varie unità di processo.

I modelli potranno essere in futuro utilizzati per studiare possibili cambiamenti migliorativi del ciclo di trattamento, tramite l’applicazione di diversi approcci gestionali, modifiche dei processi di trattamento o semplicemente modifiche dei macchinari che possono incidere sull’efficienza energetica degli impianti.

Introduzione

Il presente allegato tecnico si riferisce al Piano Annuale di Realizzazione 2016, tema di ricerca “Smart Cities & Communities”; nello specifico, si riferisce all’obiettivo “Gestione sostenibile e circolare dell’ambiente urbano. Sistema integrato di gestione e valorizzazione della risorsa idrica e del rifiuto organico” del progetto “Sviluppo di un modello integrato di smart district urbano”.

I temi trattati riguardano la modellazione di impianti di depurazione, finalizzata all’analisi delle prestazioni depurative e dei consumi elettrici ed energetici degli stessi.

Sono stati creati modelli basati sugli Activated Sludge Models dell’International Water Association per un impianto di depurazione municipale ed un impianto di depurazione aziendale, diversi per taglia e processi di trattamento applicato.

Per uno degli impianti considerati sono stati analizzati i consumi elettrici ed energetici utilizzando il modello creato e sono stati valutati i consumi energetici dei singoli processi.

Il seguente documento ha lo scopo di descrivere come sono stati elaborati i modelli e come possano essere utilizzati per eseguire studi sui consumi elettrici attuali e futuri.

1 IMPIANTO DI TRATTAMENTO INDUSTRIALE

L'impianto di depurazione oggetto dello studio, ha una potenzialità di progetto pari a 50.000 AE, riceve un flusso originato da produzioni industriali del settore alimentare, caratterizzato da un'elevata concentrazione di substrato organico. Si tratta di un classico impianto a fanghi attivi, in cui risulta possibile distinguere una linea acque e una linea di trattamento dei fanghi.



Figura 1. Vista d'insieme dello stabilimento industriale

Lo stabilimento produce numerosi flussi di acque reflue da trattare, caratterizzati da concentrazioni di inquinanti e da temperature differenti, motivo per il quale in testa all'impianto di trattamento delle acque reflue vi è una vasca di omogeneizzazione munita di dispositivi di agitazione e miscelazione (tipo Flow-jet) e di pompa di rilancio con regolatore che alimentano il selettore; quest'ultimo, un bacino anossico a monte della vasca di denitrificazione, riceve liquami grezzi e il fango di ricircolo raccolto dal fondo del decantatore, per favorire lo sviluppo di batteri non filamentosi, risulta munito di miscelatore e pompe dosatrici di additivi (H_2SO_4); la vasca di denitrificazione (condizioni anossiche) è dotata di un sistema di agitatori sommersi da fondo; il flusso in uscita dalla vasca di denitrificazione viene inviato nella vasca di nitrificazione, dove vengono assicurate condizioni aerate per la presenza diffusori sommersi a microbolle alimentati da tre compressori per l'insufflaggio di aria; i 4/5 della portata totale in uscita da tale vasca vengono rimandati in testa alla vasca di denitrificazione, tramite pompe di ricircolo; segue l'unità di sedimentazione secondaria, caratterizzata da un carroponete girevole e munita di pompa per aspirare il fango biologico accumulatosi sul fondo e mandarne una parte nel comparto anossico, la rimanente alla linea di trattamento dei fanghi; infine, la linea di trattamento delle acque termina con una vasca di disinfezione, in cui si esegue il dosaggio di ipoclorito di sodio. L'acqua chiarificata e disinfettata viene scaricata per gravità in un canale irriguo, mentre il fango di supero estratto dal sedimentatore viene sollevato al processo di trattamento dei fanghi; il fango viene prima stabilizzato, tramite aggiunta di cloruro ferrico e calce, poi disidratato in una filtropressa e compostato per una durata complessiva di 90 giorni.

1.1 Costruzione del modello

Per il modello dell'impianto di trattamento delle acque reflue a servizio dello stabilimento sono state prese in considerazione le unità che riguardano il comparto di denitrificazione, di nitrificazione e di chiarificazione. La vasca di denitrificazione, alimentata da un flusso costante di materia, presenta un comportamento idrodinamico tipico dei reattori a miscelazione completa CSRT. La nitrificazione, che ha luogo in una vasca dalla particolare forma anulare munita di pale sul fondo che imprimono all'acqua un flusso rotatorio, è un reattore misto, poiché presenta caratteristiche di funzionamento intermedio tra quello con flusso a pistone e quello completamente miscelato. Si tratta quindi di un reattore ibrido, che si è deciso di simulare con due reattori completamente miscelati posti in serie. Il comparto di sedimentazione secondaria presenta una forma circolare, garantisce l'accumulo dei fanghi biologici sedimentati e l'estrazione del chiarificato. Una parte del fango, estratta dal sedimentatore, viene inviata al processo di trattamento fanghi. La miscela aerata viene ricircolata dall'uscita della seconda vasca di nitrificazione in testa alla vasca di denitrificazione.

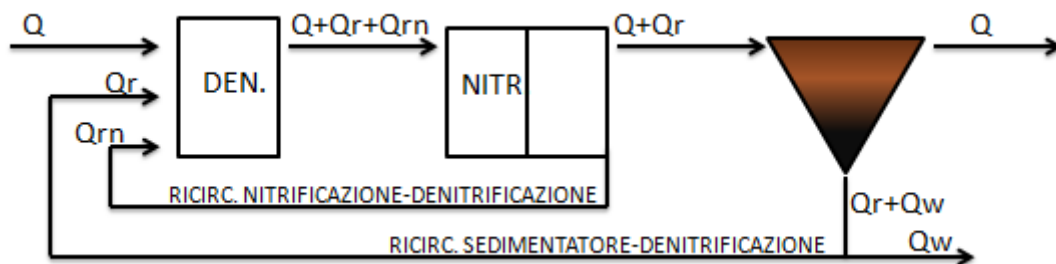


Figura 2. Schema di flusso dell'impianto

I volumi delle vasche inseriti sono i seguenti:

- Denitrificazione: 1800 m³;
- Nitrificazione: 2 vasche di 2125 m³ ciascuna, per un volume complessivo di 4250 m³;
- Chiarificatore: 1800 m³.

Il valore della portata in ingresso è stato calcolato a partire dai valori giornalieri misurati nel periodo gennaio-giugno 2016 ed è risultato pari a 2660 m³/giorno. Il valore della portata di ricircolo della miscela aerata è costante e pari a 480 m³/h; il valore della portata di ricircolo dei fanghi in uscita dal sedimentatore è uguale alla portata in ingresso all'impianto. La concentrazione di solidi sospesi nella miscela aerata dell'impianto è stata calcolata tramite bilanci di massa a partire da una serie di dati di concentrazione di solidi nei fanghi di ricircolo.

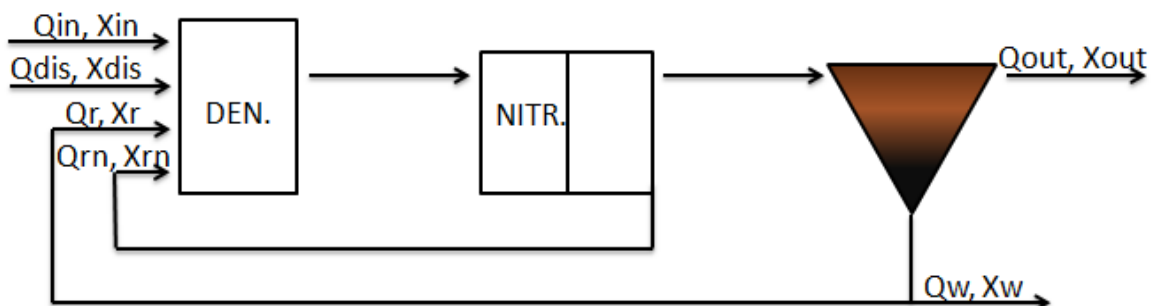


Figura 3. Schema di bilancio del sistema

Con riferimento allo schema di impianto in "Figura 3", Q_{in} indica il flusso in ingresso, X_{in} rappresenta la concentrazione in ingresso dei solidi sospesi, Q_w indica la portata di supero inviata alla disidratazione fanghi e caratterizzata da una concentrazione X_w , Q_{out} indica la portata effluente, che può contenere tracce di particolato, sfuggite nel processo di sedimentazione, quantificate dalla concentrazione X_{out} . Q_{dis} e X_{dis}

rappresentano rispettivamente la portata e la concentrazione di solidi sospesi nelle acque riciclate in testa all'impianto e provenienti dalla disidratazione dei fanghi.

Scrivendo il bilancio di massa globale (vasche e chiarificatore) si ottiene:

$$(1) \quad Q_{in} * X_{in} + P = Q_{out} * X_{out} + Q_w * X_w$$

in cui P rappresenta la quantità di fango prodotta nelle vasche.

Dal bilancio di massa delle sole vasche, invece, si ottiene:

$$(2) \quad Q_{in} * X_{in} + Q_r * X_r + P = (Q_{in} + Q_r + Q_w) * X$$

in cui X è la concentrazione di SS in vasca. Risolvendo il sistema di equazioni (1) e (2), si ottiene:

$$(3) \quad Q_r * X_r + Q_{out} * X_{out} + Q_w * X_w = (Q_{in} + Q_r + Q_w) * X$$

Utilizzando l'equazione (3) e ponendo:

$$Q_{in} = Q_r = Q_{out} = 2650 \text{ m}^3/\text{giorno}$$

$$X_r = X_w = 11,6 \text{ kgSS/m}^3$$

$$X_{out} = 0,015 \text{ kgSS/m}^3$$

$$Q_w = 100 \text{ m}^3/\text{giorno}$$

risulta un valore di X pari a 5,9 kg/m³.

Considerando il rapporto riscontrato tra solidi volatili e solidi sospesi pari a circa 0,8, risulta:

$$(4) \quad VSS = 4,7 \text{ KgVSS/m}^3$$

Nota la concentrazione di solidi sospesi in vasca (X) è possibile calcolare l'età del fango (SRT) come rapporto tra la massa totale di fango presente in vasca e il carico di SS uscente dall'impianto.

$$SRT = \frac{X * V}{Q_w * X_w + Q_{out} * X_{out}}$$

Ponendo V (volume totale delle vasche) pari a 10300 m³, X (concentrazione di solidi sospesi in vasca) pari a 5,9 kgSS/m³, Q_w (portata di fango inviata alla disidratazione) uguale a 100 m³/giorno, X_w (concentrazione media di SS presenti nel flusso inviato a disidratazione) 11,6 kgSS/m³, Q_{out} (portata effluente) uguale a 2650 m³/giorno e X_{out} (concentrazione media di SS in uscita dall'impianto) pari a 0,015 kgSS/m³, risulta un SRT uguale a 51 giorni.

Il modello assume una concentrazione costante di ossigeno nella vasca di nitrificazione; questa ipotesi è compatibile con il funzionamento reale dell'impianto oggetto della modellazione, in quanto il sistema di aerazione installato sulla vasca di nitrificazione è di capacità sufficiente a garantire sempre il mantenimento della concentrazione di set-point impostata in vasca. Per questo motivo, la concentrazione di O₂ in vasca è stata settata al valore di set-point dell'impianto, cioè pari a 1,8g/m³, tramite un "controller" dinamico di tipo PID.

La temperatura è stata calcolata sulla base dei valori medi giornalieri misurati nel periodo Gennaio-Giugno 2016 ed è stata impostata per le simulazioni al valore fisso di 27 °C.

Il modello Activated Sludge Model numero 1 (ASM1) sviluppato dall'International Water Association è stato scelto per descrivere processi di rimozione inquinanti e cinetiche biologiche al fine di simulare l'andamento della qualità degli effluenti in funzione del tempo. La scelta è motivata dallo scopo della simulazione, che essendo finalizzata prioritariamente alla stima e ottimizzazione dei consumi energetici, richiedeva esclusivamente una modellazione efficace dei processi di rimozione della sostanza organica ed azotata.

Dei parametri stechiometrici e cinetici richiesti dal modello, alcuni sono stati desunti dalla letteratura, nello specifico utilizzando i valori consigliati per l'ASM1, altri ricavati sperimentalmente come descritto successivamente.

Tabella 1. Valori dei parametri stechiometrici del modello

Parametro stechiometrico	Valore
iCl	0.06 [-]
iXB	0,086 [-]
iXI	0,04 [-]
iXP	0,06 [-]
fP	0,08 [-]

Tabella 2. Valori dei parametri cinetici del modello

Parametro cinetico	Valore
$\mu_{H,20}$	6 d ⁻¹
K_S	20 gCOD/m ³
$K_{O_2,H}$	0,2 gO/m ³
$K_{NO_3^-}$	0,5 gN/m ³
η_g	0,8 [-]
$\mu_{A,20}$	0,8 d ⁻¹
$K_{NH_4^+}$	1 gN/m ³
$K_{O_2,A}$	0,4 gO/m ³
$b_{H,20}$	0,62 d ⁻¹
$b_{A,20}$	0,15 d ⁻¹
$k_{a,20}$	0,08 d ⁻¹
$k_{h,20}$	3 d ⁻¹
$K_{X,20}$	0,03

1.2 Prove sperimentali per la determinazione dei parametri del modello

Le prove respirometriche sono state svolte presso i laboratori dell'ENEA di Bologna, utilizzando il respirometro MARTINA (Multiple Analysis pROgrammable TitratiON Analyser della Spes). Si tratta di un respirometro di tipo elettrochimico, poiché la misura della concentrazione di ossigeno nel fango viene eseguita per mezzo di un ossimetro. Secondo la classificazione proposta dall'IWA (International Water Association), il sistema allestito per la realizzazione delle prove è definibile, in funzione della fluidodinamica della fase liquido e del gas, come un respirometro di tipo aperto LFS con misura dell'ossigeno nella fase liquida (L), presenza di un flusso di gas (F) e fase liquida statica (S).

Il software del MARTINA regola il flusso di aerazione nel reattore, in modo da mantenere una concentrazione di ossigeno disciolto compresa tra 2-5 mgO₂/L. Lo strumento è provvisto di pompe dosatrici, che in caso di necessità introducono nel sistema acido o soda per mantenere il pH all'interno di range prefissati: pH compreso tra 7-8. Tutte le prove sono state eseguite in laboratorio a 20°C costanti.

Il bioreattore, predisposto per contenere un volume di 500 mL di miscela aerata, è dotato di coperchio e munito di:

- un termometro per il monitoraggio della temperatura;
- una sonda per il controllo del pH;
- una sonda per la misura dell'ossigeno disciolto;
- un diffusore di aria di pietra porosa (per la diffusione di bolle fini nella camera di respirazione) collegato a un piccolo compressore per l'insufflazione dell'aria;

- due tubicini per il dosaggio delle soluzioni acida e basica, per regolare il pH;
- un PC con sistema di acquisizione dati e software di elaborazione dei dati acquisiti.

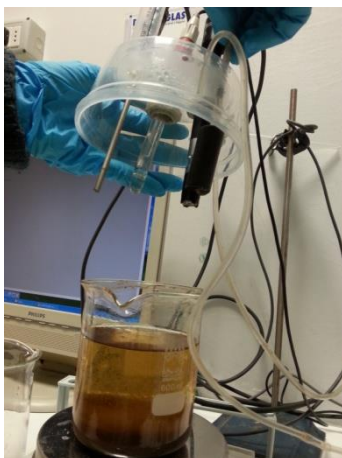


Figura 4. Preparazione del bioreattore

Il sistema misura la velocità di variazione dell'ossigeno disciolto (OUR: Oxigen Uptake Rate) durante gli intervalli di stop dell'aerazione secondo la seguente espressione:

$$\frac{dDO}{dt} = -OUR(t)$$

L'applicazione delle tecniche respirometriche, per la caratterizzazione dei reflui, prevede l'utilizzo di fanghi attivi, che risultino acclimatati al refluo. Nello specifico si è provveduto all'utilizzo dei fanghi attivi provenienti dall'industria, i quali in previsione dello svolgimento della prova sono stati diluiti (fino a 3 g/L di SST) e mantenuti in aerazione per 24 ore, in modo da garantire il raggiungimento delle condizioni di respirazione endogena. Per la diluizione è stato utilizzato l'effluente in uscita dall'impianto, in modo da non causare alterazioni della salinità della miscela.

Il valore della resa batterica eterotrofa Y_H può essere ricavato con test respirometrici eseguiti sui fanghi, utilizzando piccole iniezioni di substrato puro completamente e rapidamente biodegradabile (come l'acetato, utilizzato nella prova in esame), così da poterne assumere la completa rimozione. La definizione di Y_H è la seguente:

$$Y_H = \frac{\text{biomassa}_{prodotta}}{\text{substrato}_{consumato}} = \frac{\Delta COD_{sintesi}}{\Delta COD_{biodegradabile}} = 1 - \frac{\Delta DO_{consumato}}{\Delta COD_{biodegradabile}}$$

$$Y_H = 1 - \frac{DO_{t_0} - DO_{t_{fin}}}{S_0}$$

con:

Y_H resa batterica eterotrofa (g COD- biomassa/ g COD-substrato)

DO concentrazione di ossigeno disciolto presente durante la prova

S_0 concentrazione iniziale di COD biodegradabile (mg/L COD), pari al COD biodegradabile consumato

t_0 istante corrispondente all'iniezione della concentrazione S_0 in camera respirometrica

t_{fin} istante in cui il substrato è completamente esaurito ($S_{fin}=0$).

Il coefficiente stechiometrico di resa della biomassa eterotrofa misurato da prova respirometrica è risultato pari a:

$$Y_H = 0,67 \frac{\text{mgCOD}_{prodotto}}{\text{mgCOD}_{rimosso}}$$

Per una prima valutazione della frazione di COD prontamente degradabile (RBCOD) si è scelto di utilizzare il metodo a singolo OUR, una delle possibili tecniche respirometriche, in cui è sufficiente disporre di un'unica curva discendente di ossigeno disciolto.

Dalla curva respirometrica si estrae il consumo di ossigeno attribuibile esclusivamente alla frazione di RBCOD tramite costruzione grafica:

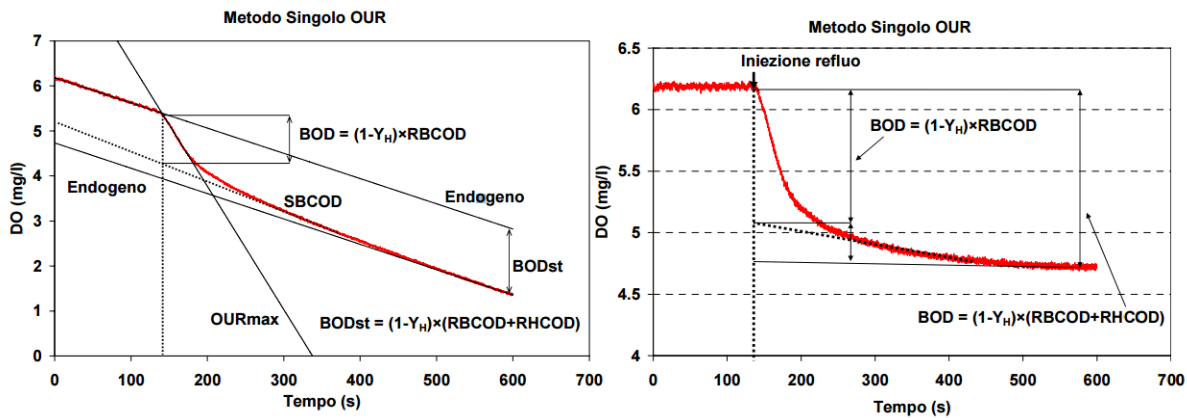


Figura 5. Calcolo dell'RBCOD con il metodo "singolo OUR"

La prova si effettua in laboratorio eseguendo un dosaggio di refluo nel fango attivo aerato, in condizioni endogene e dopo iniezione di ATU (Allitiourea), che ha lo scopo di inibire l'attività nitrificante. Il rapporto $RBCOD/COD_{fango}$ è molto piccolo in modo da rendere evidente il cambio di pendenza tra la fase di rimozione del substrato dosato e la fase di respirazione endogena che viene ripristinata al termine del substrato. A maggior ragione è trascurabile l'effetto di crescita della biomassa eterotrofa. Il COD del fango attivo può essere misurato direttamente o stimato a partire dal valore dei solidi sospesi volatili moltiplicato per un fattore teorico di conversione f_{cv} pari a 1,42 mgCOD/mgSSV.

Per la corretta determinazione del frazionamento di COD si utilizza la tecnica del multiple-OUR, in questo caso a differenza della prova single-OUR, la quantità di refluo dosata nel reattore è consistente e per essere completamente rimossa, richiede una durata di diverse ore e una fornitura continua di ossigeno nel sistema.

Il software del respirometro MARTINA è in grado di fornire direttamente delle curve respirometriche che riportano in ascissa il tempo e in ordinata l'OUR calcolato in diversi momenti. Ogni valore di OUR rappresentato nella curva respirometrica viene calcolato dal programma sulla base di 10 misurazioni di pendenza di tratti della curva $OD = f(t)$, che siano caratterizzati da uno scarto quadratico medio inferiore allo 0,05.

Tutte le curve respirometriche iniziano e terminano con un tratto di respirazione endogena, ovvero con un andamento simile e ben identificabile; in corrispondenza dell'istante di iniezione del refluo si vede sempre un salto repentino dell'OUR su valori significativamente più elevati, dovuto all'inizio della degradazione dell'RBCOD presente nel refluo; man mano che l'RBCOD viene consumato, l'OUR cala pur rimanendo per qualche ora su valori sensibilmente più elevati di quelli dell'endogeno. In questa fase la biomassa sta degradando la frazione lentamente biodegradabile, che richiede più tempo perché prima di essere rimossa deve essere idrolizzata. Quando termina la frazione lentamente biodegradabile il sistema si riporta in condizioni di respirazione endogena.

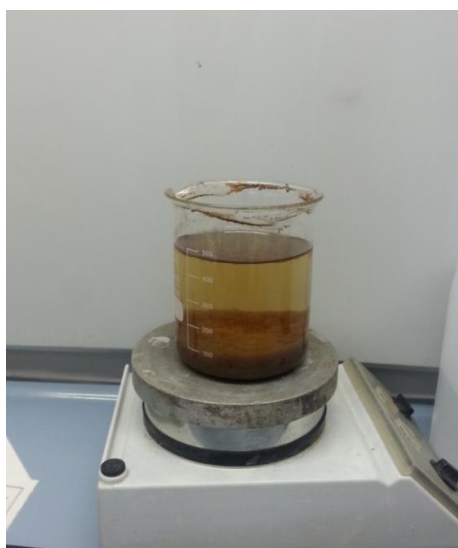


Figura 6. Fango decantato



Figura 7. Il respirometro in fase di ripristino della condizione endogena

Nelle successive “Figure 8-9-10” sono riportati gli andamenti di 3 prove respirometriche svolte in condizioni differenti. Nei grafici le linee verticali tratteggiate in rosso indicano rispettivamente l’inizio e la fine della prova; l’inizio coincide col momento in cui viene dosato il substrato rapidamente biodegradabile.

Le linee col tratteggio blu invece indicano l’inizio della degradazione del substrato lentamente biodegradabile con i processi di idrolisi e l’inizio della fase endogena, rispettivamente.

Il software traccia automaticamente le curve in rosso: quella tratteggiata rappresenta l’interpolazione dei due tratti di respirazione endogena che precedono e seguono la fase di degradazione del refluo; la curva continua, invece interpola l’andamento della rimozione del substrato lentamente biodegradabile per i primi momenti della prova, quando la rimozione di questo si sovrappone a quella della frazione prontamente biodegradabile. Calcolando l’area compresa tra il respirogramma e la curva continua si ottiene la stima del RBCOD, mentre l’area compresa tra la curva rossa continua e quella tratteggiata fornisce la stima dell’SBCOD.

La prima prova riportata in “Figura 8” è stata eseguita dosando 100 mL di refluo tal quale, prelevato in ingresso all’impianto.

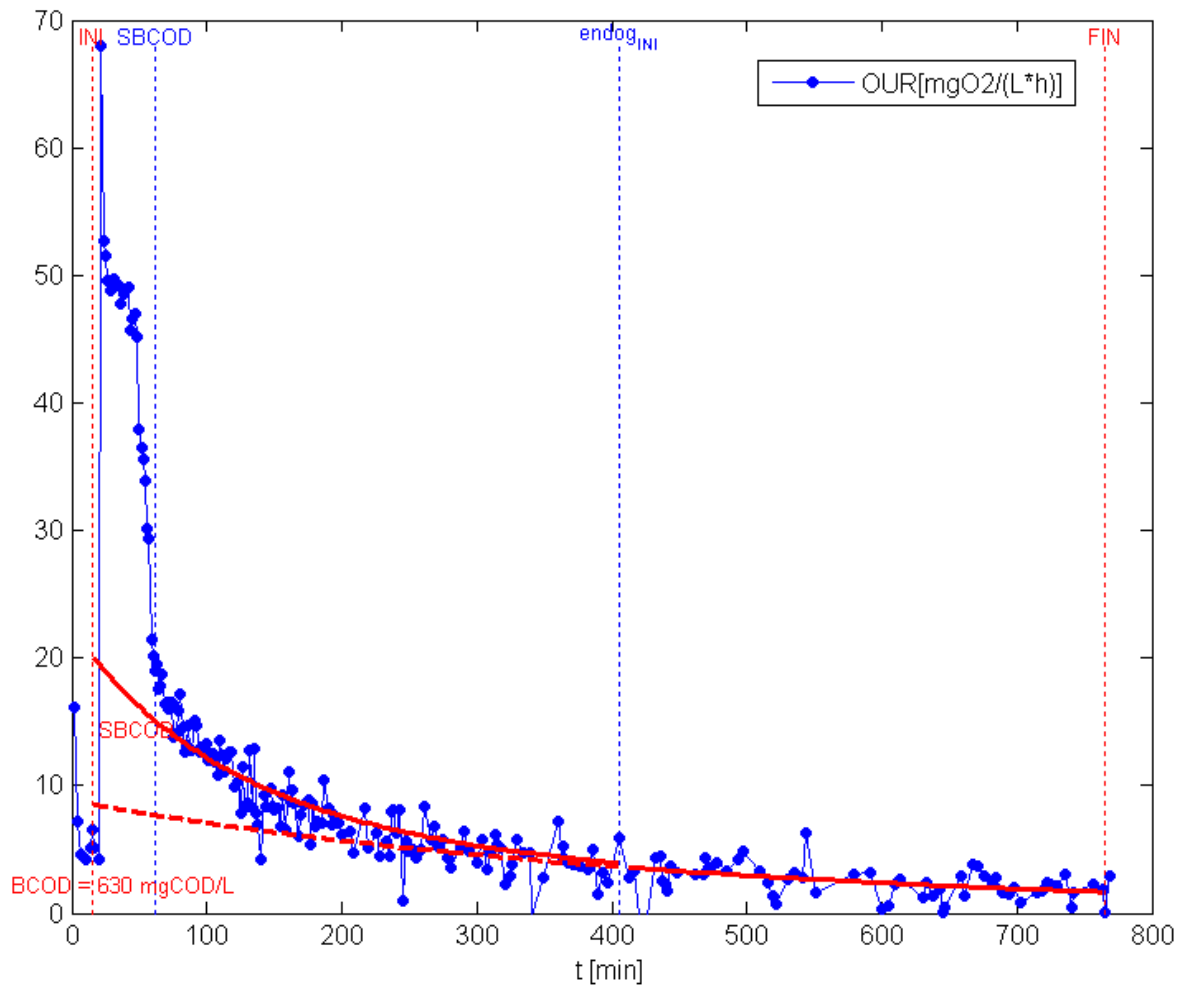


Figura 8. Respirogramma: multiplo-OUR, 500 mL di volume (100 mL di influente)

Il respirogramma inizia, come sempre, con una fase endogena, alla quale segue un primo tratto rapidamente crescente fino a raggiungere un picco di $70 \text{ mgO}_2/\text{L/h}$, che risulta relativo alla degradazione di substrato rapidamente biodegradabile; segue un andamento decrescente caratterizzato dalle molecole che necessitano di essere idrolizzate prima di poter essere assunte dai batteri e dalla sostanza lentamente biodegradabile; questo andamento decrescente continua fino a raggiungere la fase endogena con un OUR inferiore a $10 \text{ mgO}_2/\text{L/h}$.

La prova successiva prevede l'aggiunta di un influente di maggior quantità, pari a 150 mL, per poter caratterizzare meglio la fase iniziale della prova e per avere conferma dell'andamento della prova precedente, anche con un diverso dosaggio.

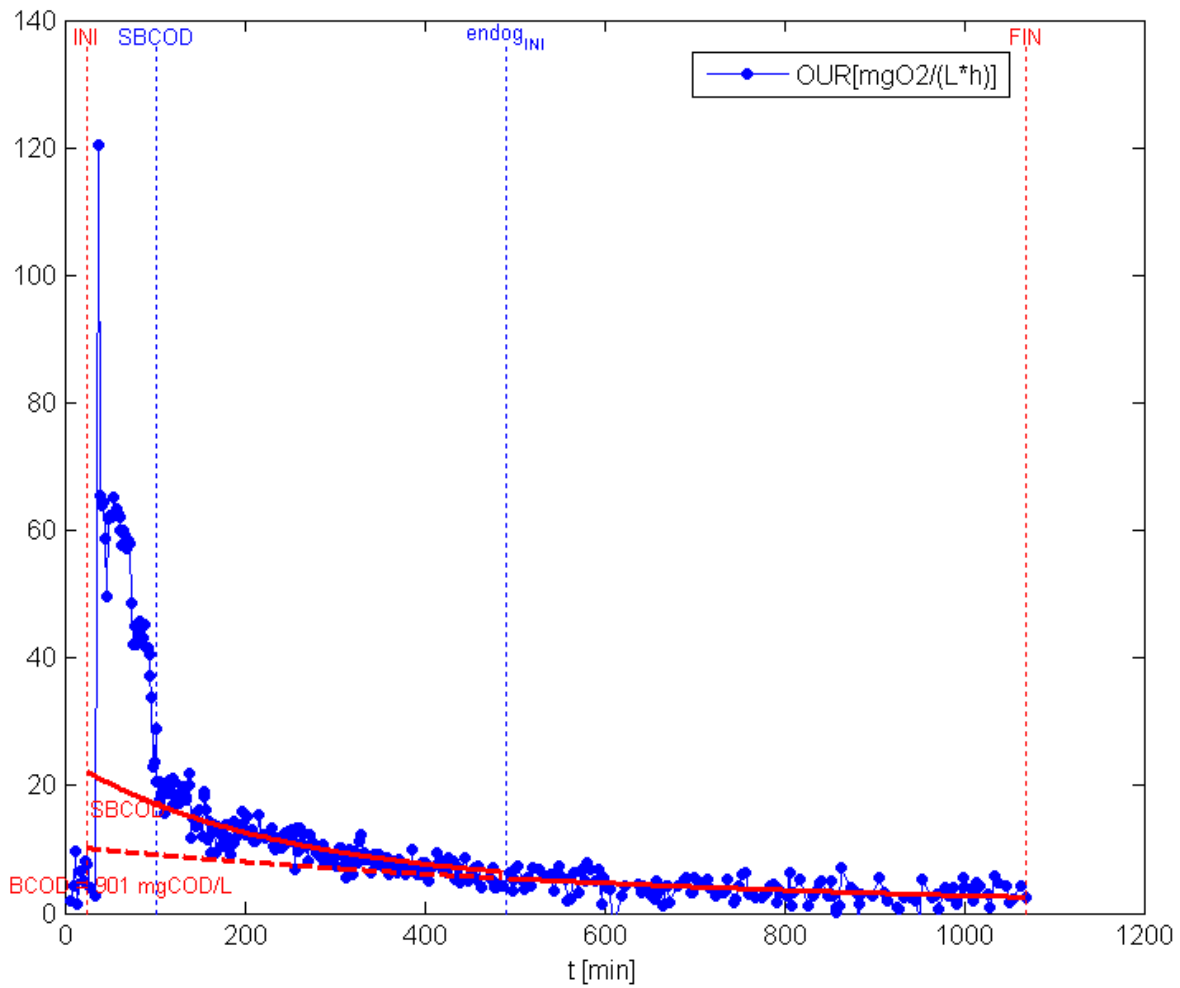


Figura 9. Respirogramma: multiplo-OUR, 500 mL di volume (150 mL di influente)

Il risultato è un respirogramma, che come atteso, presenta punti iniziali più alti del risultato precedente; questo grafico mette in luce la presenza di due gruppi di sostanze prontamente biodegradabili, di cui uno più velocemente degradabile dell'altro.

L'ultimo test multiplo-our è stato svolto con un influente di 100 mL, dopo averlo filtrato con una maglia porosa a 1,2 μ , per rimuovere gran parte delle sostanze particolate. Questa prova è stata ritenuta utile per poter comparare i due test, eseguiti entrambi con influente pari a 100 mL, di cui uno tal quale e uno filtrato.

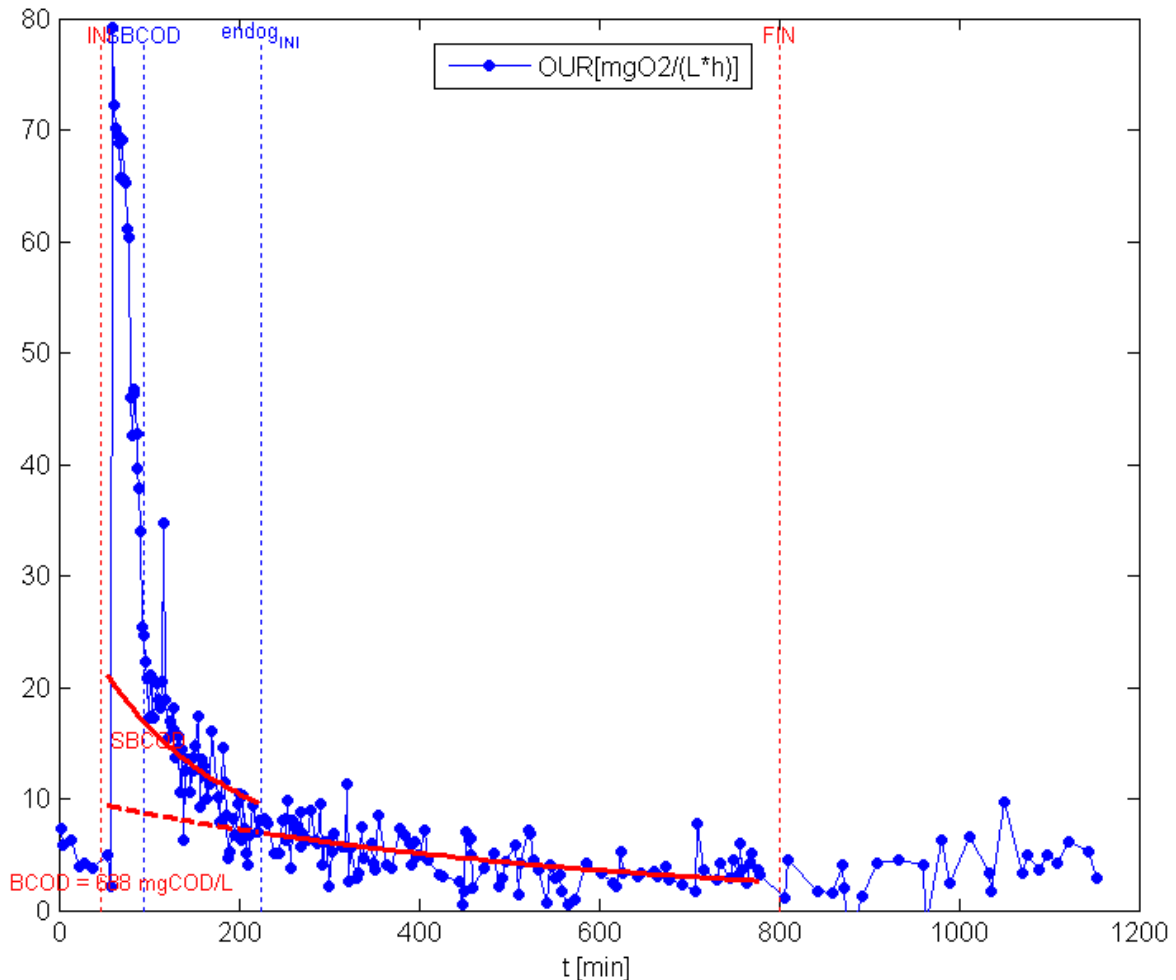


Figura 10. Respirogramma: multiplo-OUR, 500 mL di volume (100 mL di influente filtrato)

Da questa prova era lecito attendersi una significativa riduzione della frazione SBCOD, che normalmente viene fatta coincidere con il COD particolato; i risultati invece hanno messo in luce un valore di tale frazione solo leggermente più basso dei precedenti, questo è compatibile con l'ipotesi che la grande parte del SBCOD, nel caso dello stabilimento in oggetto, sia costituito da macromolecole o colloidali con taglio molecolare inferiore a quello usato nella filtrazione.

I grafici mettono in evidenza un valore di endogeno piuttosto basso (inferiore a 10 mg O₂/L/h), che confermano un fango "molto vecchio" e ciò giustifica il valore basso di VSS emerso dalle prove chimiche.

Lasciare per molto tempo il fango all'interno di un impianto comporta una mineralizzazione dello stesso; i solidi sospesi diventano sospesi inorganici (confermato dai risultati delle analisi di VSS bassi).

Dal calcolo delle aree dei grafici respirometrici è stata dedotta una frazione di sostanza organica prontamente biodegradabile RBCOD pari al 50 % del biodegradabile totale; una frazione di biodegradabile totale, a sua volta pari al 75 % del COD totale (1070 g/m³). Il frazionamento di COD dedotto risulta del tipo:

- $COD_{tot} = COD_{solubile} + COD_{particolato} = 1070 \text{ g/m}^3$
- $COD_{solubile} = 729 \text{ g/m}^3$ ($C_S + C_I$ nel modello)
- $COD_{particolato} = 341 \text{ g/m}^3$ ($X_S + X_I + X_H + X_A$ nel modello)

Le condizioni di funzionamento dell’impianto non hanno permesso di utilizzare gli stessi fattori di conversione dei parametri cinetici in funzione della temperatura consigliati da Henze et al.

I parametri cinetici nel modello ASM n.1 dipendono della temperatura, secondo la classica espressione esponenziale del tipo:

$$p_T = p_{20}e^{\theta(T-20)}$$

in cui la temperatura risulta espressa in °C, p (20°C) e θ sono scelti in modo da fittare valori misurati in un intervallo di temperatura che va dai 10 ai 20 °C.

La temperatura che caratterizza il refluo nell’impianto in esame è pari a 27 °C, quindi si discosta molto dai range termici utilizzati da Henze. La curva blu nel grafico di “Figura 11” mostra proprio come l’andamento del parametro b_H con la temperatura, per il valore di θ suggerito da Henze (pari a 0,11), risulta soggetto a piccole variazioni nel range di temperature tra 10 e 20 °C e invece a crescite repentine per valori di temperature superiori a 20 °C. Questo porta a prevedere valori del parametro b_H a 27 °C più che doppi rispetto a quelli relativi a 20 °C. Comparando questa curva con l’analoga proposta da Metcalf & Eddy si trova un più ragionevole incremento di b_H del 30%, passando dai 20 ai 27 °C. Si è scelto quindi di utilizzare nella modellazione un valore di θ di 0,04 che si traduce in valori di b_H alla temperatura di 27 °C, analoghi alla formula di Metcalf & Eddy.

Nel grafico in “Figura 11” è riportata in arancione la curva esponenziale relativa a un valore di θ di 0,04.

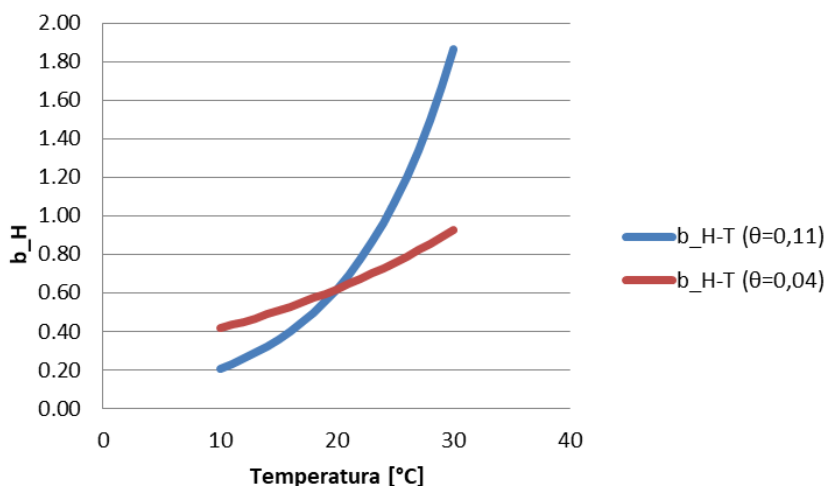


Figura 11. Andamento di b_H in funzione della temperatura

In maniera analoga a quanto fatto per il parametro b_H si è proceduto per la determinazione degli altri parametri cinetici θ .

Nella Tabella 3 si riportano i valori dei parametri cinetici che dipendono dalla temperatura, calcolati come riportato nel paragrafo precedente:

Tabella 3. Parametri cinetici

Parametri cinetici	U.M.	Valore
θ_{b_A}	θ^{-1}	0,4
θ_{b_H}	θ^{-1}	0,4
θ_{k_a}	θ^{-1}	0,4
θ_{k_h}	θ^{-1}	0,4
θ_{K_X}	θ^{-1}	0,4
θ_{μ_A}	θ^{-1}	0,4
θ_{μ_H}	θ^{-1}	0,4

Nella tabella 4 si riportano i valori, espressi in termini di percentuale, delle frazioni che compongono il COD_{TOT}, misurati con prove respirometriche (come descritto nei paragrafi sopra):

Tabella 4. Valori percentuali delle componenti di COD_{TOT}

Componente	Valore in %
C _I	6% di COD _{TOT}
C _S	37% di COD _{TOT}
X _I	20% di COD _{TOT}
X _S	37% di COD _{TOT}
X _H	0,4% di COD _{TOT}
X _A	0,03% di COD _{TOT}
X _P	0% di COD _{TOT}

1.3 Descrizione del modello

Come verifica del corretto inserimento delle equazioni e dei dati del modello si è proceduto con la comparazione di nitrati rimossi nel processo di denitrificazione e di COD rimosso, per valutare che i valori rispettassero i rapporti stechiometrici della reazione di denitrificazione. Ai fini della verifica, sono stati considerati in ingresso i valori medi relativi al periodo gennaio-giugno 2016: COD_{TOT} di 1650 mgCOD/m³, concentrazione di TKN pari a 79 mgN/m³, concentrazione di NO₃ (intesi come somma di NO₂ e NO₃) pari a 10 mgN/m³ e di NH₄⁺ pari a 25 mgN/m³. Nello “Figura 12” sono rappresentati schematicamente tutti gli apporti considerati in questi bilanci; i nitrati in ingresso alla vasca sono la somma di nitrati e nitriti (come previsto dal modello ASM n. 1), mentre il COD è dato dalla somma di tutte le componenti da cui è costituito (C_S, C_I, X_S, X_I, X_H, X_A, X_P).

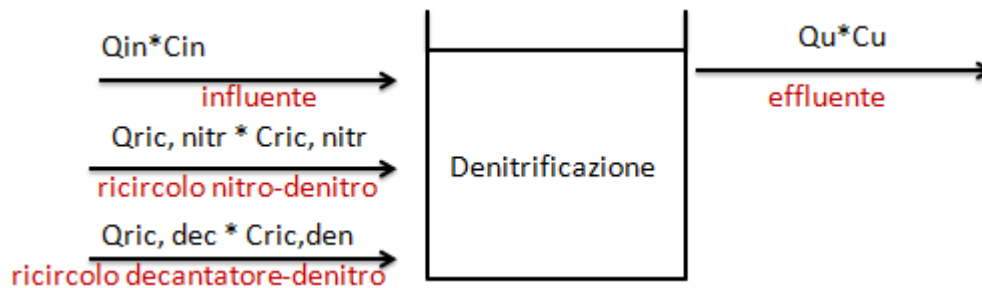


Figura 12. Schema di bilancio in vasca di denitrificazione

Il carico di nitrati in ingresso alla vasca è pari a:

$$Q_{in} * C_{in} = 2650 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 0,010 \left[\frac{Kg N}{m^3} \right] = 26 \frac{Kg}{giorno}$$

dove Q_{in} rappresenta la portata da trattare e C_{in} la concentrazione di azoto, in termini di nitrati, in essa contenuta. A monte della vasca giungono anche due flussi di ricircolo. Il carico di nitrati del primo ricircolo, proveniente dalla vasca di nitrificazione, risulta essere pari a :

$$Q_{ric,nitr} * C_{ric,nitr} = 11520 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 0,0037 \left[\frac{Kg N}{m^3} \right] = 42 \frac{Kg}{giorno}$$

Il carico del secondo ricircolo, proveniente dal chiarificatore, è pari a:

$$Q_{ric,den} * C_{ric,den} = 2650 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 0,0037 \left[\frac{Kg N}{m^3} \right] = 9,8 \frac{Kg}{giorno}$$

Il carico in uscita dalla vasca risulta pari a:

$$Q_u * C_u = 16820 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 0,00006 \left[\frac{kg N}{m^3} \right] = 1 \frac{kg}{giorno}$$

Di conseguenza, la rimozione complessiva per i nitrati in vasca di denitrificazione, data come differenza tra carichi in ingresso e carico in uscita, risulta essere di 77 kgN/giorno.

In modo analogo e facendo riferimento alla stessa "Figura 12", si può calcolare il COD rimosso nel processo di denitrificazione.

Il carico di COD in ingresso alla vasca è pari a:

$$Q_{in} * C_{in} = 2650 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 1,655 \left[\frac{kg COD}{m^3} \right] = 4386 \frac{kg}{giorno}$$

dove Q_{in} rappresenta la portata da trattare e C_{in} la concentrazione di COD, in termini di nitrati, in essa contenuta.

A monte della vasca giungono anche due flussi di ricircolo. Il carico del primo ricircolo, proveniente dalla vasca di nitrificazione, risulta essere pari a :

$$Q_{ric,nitr} * C_{ric,nitr} = 11520 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 6,834 \left[\frac{kg COD}{m^3} \right] = 78728 \frac{kg}{giorno}$$

Il carico del secondo ricircolo, proveniente dal chiarificatore, è pari a:

$$Q_{ric,den} * C_{ric,den} = 2650 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 13,576 \left[\frac{kg COD}{m^3} \right] = 35976 \frac{kg}{giorno}$$

Il carico di COD in uscita dalla vasca risulta pari a:

$$Q_u * C_u = 16820 \left[\frac{m^3}{giorno} \right] * 7,040 \left[\frac{kg COD}{m^3} \right] = 118413 \frac{kg}{giorno}$$

Di conseguenza, la rimozione complessiva di COD in vasca di denitrificazione, data come differenza tra carico in ingresso e carico in uscita, risulta essere di 677 kgCOD/giorno. Il rapporto calcolato sulla base delle concentrazioni fornite dal modello, tra carico di COD rimosso e carico di nitrati rimosso risulta di 8,7. Esso risulta esattamente pari a quello stechiometrico teorico misurato a partire dai fattori delle concentrazioni riportati nella matrice dei processi di Petersen.

Per la modellazione dell'impianto, ai fini della successiva valutazione dei consumi energetici, si è ricorso all'uso del software WEST della DHI, di cui si riporta il layout di progetto in "Figura 12".

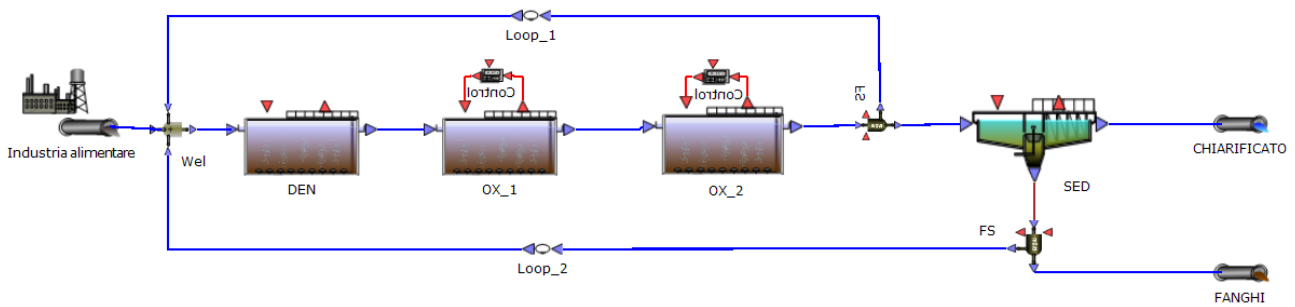


Figura 13. Layout di progetto dell'impianto di depurazione a servizio dello stabilimento industriale

Sulla base dei dati forniti per il periodo gennaio 2016 - febbraio 2017 è stato possibile determinare le concentrazioni medie degli inquinanti misurati nel refluo da trattare nell'impianto di depurazione. Lo stesso periodo è stato utilizzato per determinare il valore medio della portata in ingresso, pari a 2660 m³/giorno, e per il calcolo del carico delle sostanze inquinanti in ingresso al trattamento biologico (Tabella 5).

Tabella 5. Caratterizzazione chimica degli inquinanti del refluo in ingresso all'impianto industriale

	COD	BOD	TSS	TKN
Concentrazione	1480 gCOD/m ³	974 gBOD/m ³	400 gTSS/m ³	102 gTKN/m ³
Carico	3941 kgCOD/giorno	2593 kgBOD/giorno	1070 kgTSS/giorno	273 kgTKN/giorno

I valori medi riportati in "Tabella 5" sono stati inseriti nel software per una prima simulazione stazionaria di 100 giorni, utile al modello per raggiungere una stabilità interna, utilizzata come condizione di partenza per la simulazione dinamica.

Per eseguire la simulazione dinamica è stato modificato il file di input, inserendo la variabilità di portata giornaliera, mantenendo costanti le concentrazioni degli inquinanti, che dunque risulteranno variabili in termini di carico in funzione della portata in ingresso. È stata impostata per un tempo pari a 120 giorni.

Di seguito si riporta l'andamento nel tempo delle portate in ingresso all'impianto, input della simulazione dinamica. L'andamento dei carichi inquinanti in ingresso, in virtù delle ipotesi semplificative alla base della simulazione, risultano identici per andamento a quello della portata stessa.

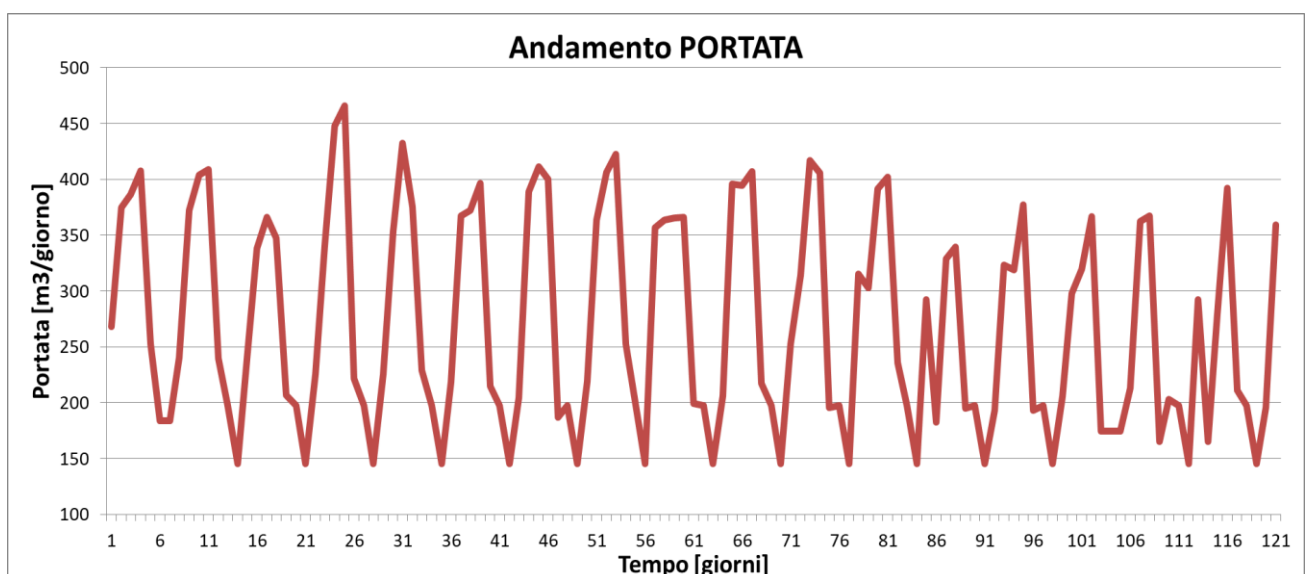


Figura 14. Andamento temporale, per i 120 giorni di simulazione dinamica, della portata in arrivo all'impianto di trattamento

Nel grafico seguente sono riportati gli andamenti dei carichi inquinanti in uscita all'impianto secondo i dati della simulazione dinamica. I valori di concentrazione rispettano sempre i limiti imposti allo scarico dalla normativa.

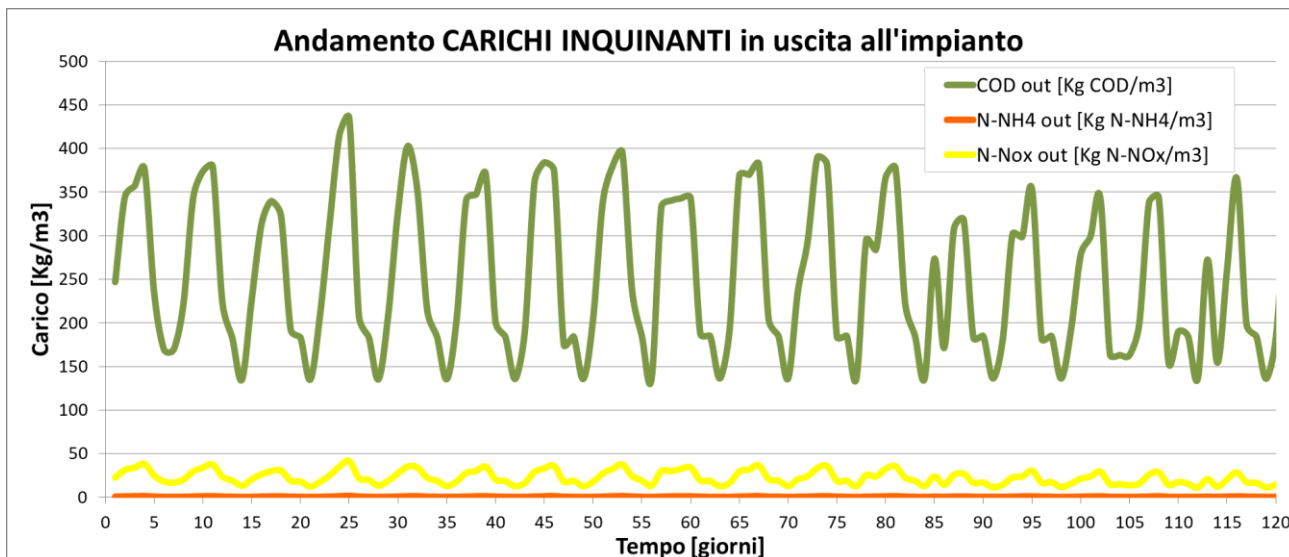


Figura 15. Confronto dell'andamento dei carichi inquinanti in uscita all'impianto di trattamento biologico

1.4 Consumi energetici

Per la ripartizione dei consumi energetici sono state considerate tutte le macchine più energivore; in “Tabella 6” si riportano le macchine prese in esame con i relativi consumi elettrici giornalieri, calcolati come prodotto della potenza unitaria assorbita per le ore giornaliere di funzionamento.

Tabella 6. Potenza unitaria assorbita, tempo di funzionamento e consumo elettrico delle macchine più energivore installate

Unità	Macchina	Potenza unitaria assorbita [kW]	Tempo di funzionamento [h]	Consumo elettrico [kWh]
Accumulo	Idroeiettore	47.5	24	1140
	Agitatore sommerso	5.7	24	136.8
	Pompa	6.2	18	111.6
Vasca di pre-denitrificazione	Agitatori sommersi x 2	2.2	24	105.6
Vasca di nitrificazione	Agitatori sommersi x 2	3.1	24	148.8
	Compressori x2	105.7	0.5	105.7
	Compressore	80	24	1920
	Pompa ric. misc. aer.	22	24	528
Degassaggio	Agitatore	0.55	24	13.2
Sedimentatore secondario	Pompa ric. Fanghi	12.2	24	292.8
	Pompa supero fanghi	14	1	14

Per poter il calcolo dei consumi elettrici dell’impianto è stato utilizzato l’apposito modulo di West per il calcolo dei consumi energetici, che partendo dai dati di consumo specifico, consente la quantificazione istante per istante dei consumi elettrici di ogni utenza modellata. In tal modo, grazie alla simulazione dinamica di 120 giorni, si sono ottenuti i consumi energetici totali e l’andamento nel tempo di essi e delle varie utenze raggruppate per unità di processo in aerazione, miscelazione e pompaggio .

Di seguito si riportano i grafici illustrativi dei suddetti risultati simulati dal modello.

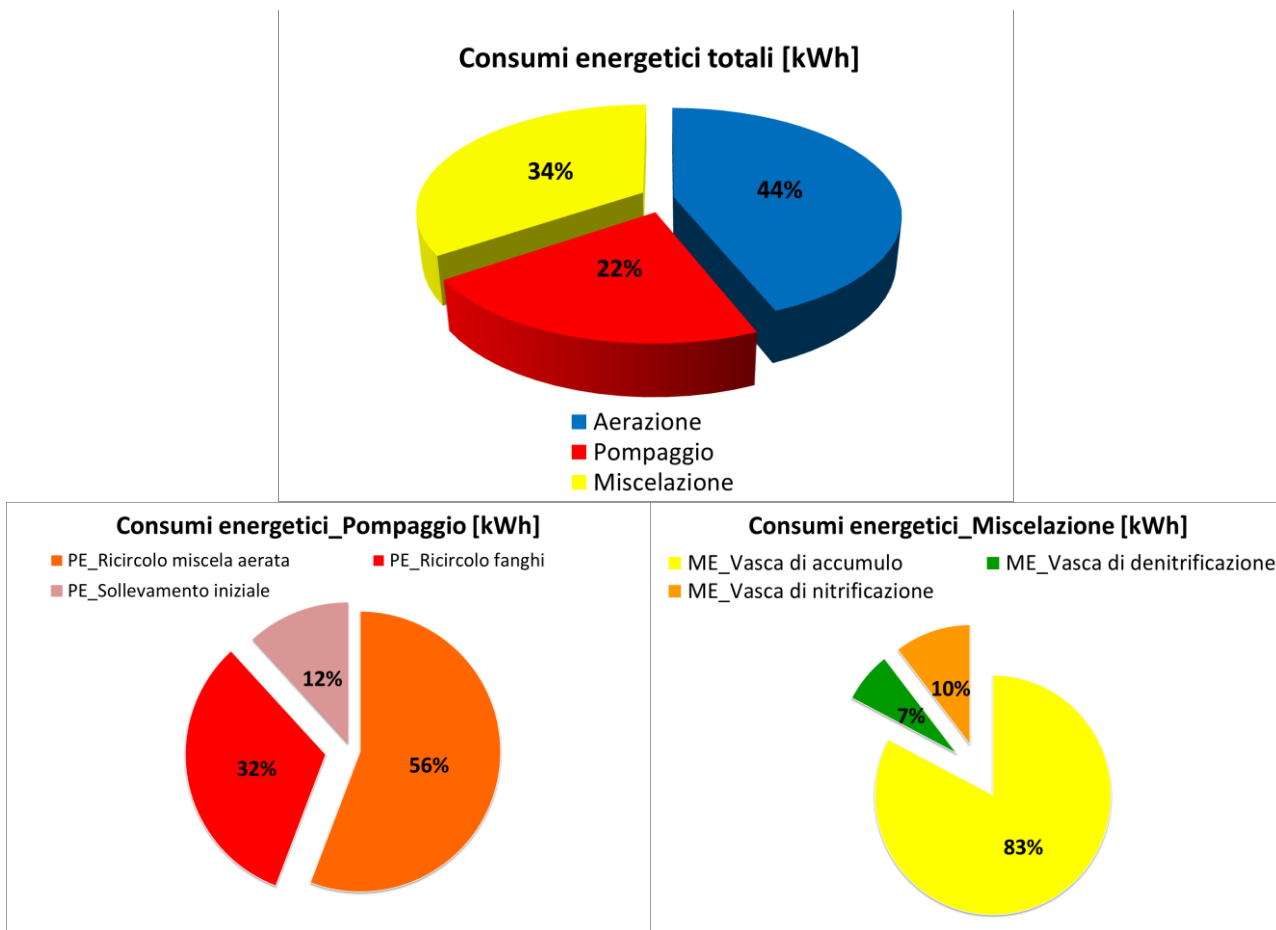


Figura 16 a,b,c. Ripartizione dei consumi energetici totali nelle tre principali categorie: aerazione, pompaggio, miscelazione (16 a); ripartizione dei consumi energetici di pompaggio e di miscelazione delle utenze modellate

Il modello ha permesso anche di verificare il comportamento del sistema di regolazione dell’aerazione per il controllo del tenore di ossigeno nelle vasche di nitrificazione. E’ pertanto possibile quantificare i tempi di funzionamento dei sistemi di aerazione, così come controllati dal segnale di uscita del regolatore dinamico (PID) implementato nel modello. Si consideri che i consumi energetici in aerazione sono direttamente proporzionali all’ampiezza del segnale suddetto. Dagli andamenti riportati in figura 17 si può vedere come l’attivazione del sistema di areazione a fronte del comando del regolatore segua la variabilità del carico organico all’ingresso dell’impianto. Ad un aumento delle concentrazioni di sostanze organiche in ingresso segue un diminuzione del tenore di ossigeno in vasca e quindi l’attivazione, tramite l’input del regolatore, del sistema di aerazione per il ripristino delle concentrazioni di ossigeno settate.

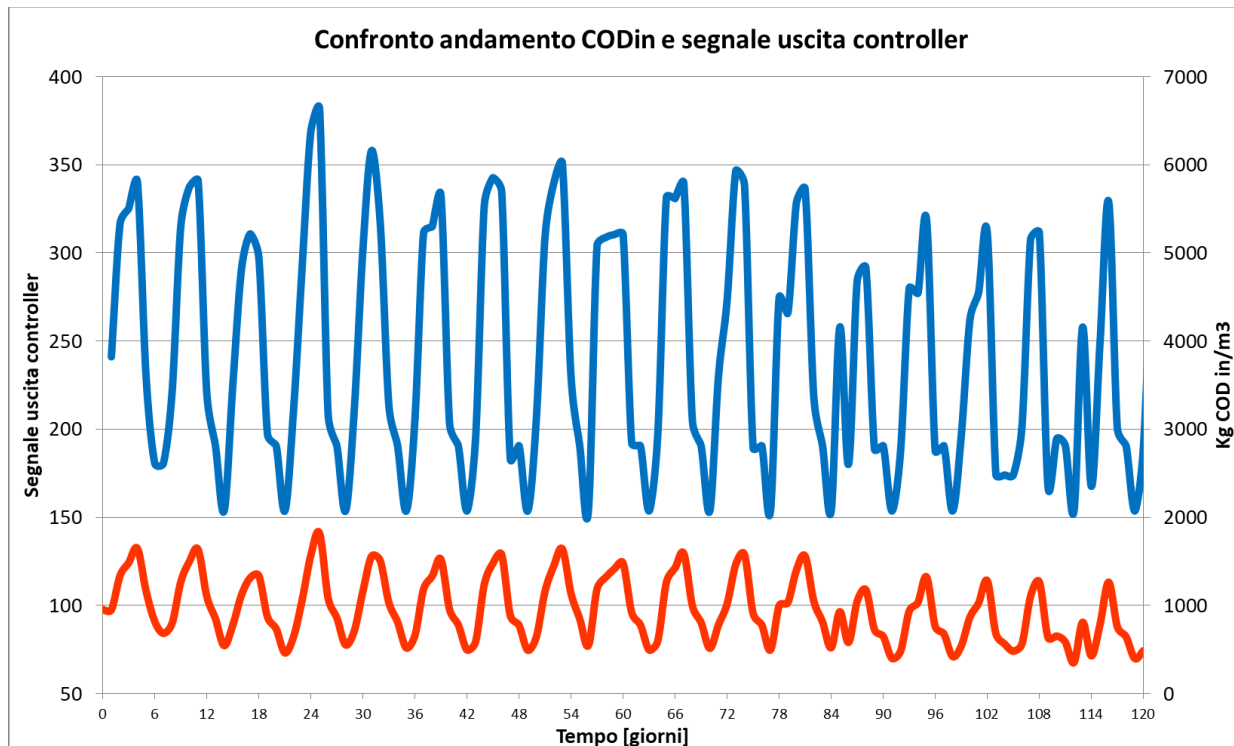


Figura 17. Confronto tra l'andamento nel tempo dell'uscita del regolatore della portata di aerazione, proporzionale al consumo elettrico (in basso) con l'andamento del carico di sostanza organica in ingresso (in alto)

Dopo aver analizzato i consumi energetici dell'Impianto industriale, si è proceduto all'indicizzazione delle sue prestazioni energetiche tramite il calcolo di indicatori di performance (KPI) e alla successiva comparazione con gli stessi ricavati per impianti di taglia simile (classe dimensionale 50K 200K AE), riportati in Tabella 4.

Si osserva un consumo specifico per metro cubo trattato superiore al range di valori medi calcolati per gli impianti simili; il risultato è da attribuire all'elevata concentrazione di carico organico presente nel refluo in ingresso all'impianto, che risulta mediamente superiore ai carichi tipici che caratterizzano i reflui di origine civile. Facendo invece un confronto tra i KPI relativi al carico organico e il quantitativo di COD rimosso, l'impianto risulta rientrare nei range verificati per gli impianti di simile taglia.

Tabella 7. Raffronto dei KPI relativi all'impianto industriale e quelli di impianti di taglia simile

	Impianto industriale	Media Impianti 50-200K AE	min	max
kWh/m³	1.7	0.5	0.1	1.4
kWh/AE*anno	10.7	30.5	9.9	80
kWh/CODrim	1.2	1.1	0.2	5.3

Grazie alle simulazioni effettuate è stato possibile calcolare anche il quantitativo di fanghi prodotti in termini di kg TSS/d con relativa caratterizzazione in contenuto organico, azoto Kjeldhal e BOD₅. Tali informazioni risultano utili in vista dell'analisi di soluzioni impiantistiche inerenti la gestione della linea fanghi, ai fini di conseguire miglioramenti delle performance energetiche dell'impianto, che saranno obiettivo delle attività della prossima annualità. Ad oggi non esiste un processo di digestione anaerobica dei fanghi ma si studieranno gli effetti dell'introduzione di una fase di questo tipo per l'ottimizzazione energetica dell'impianto di depurazione.

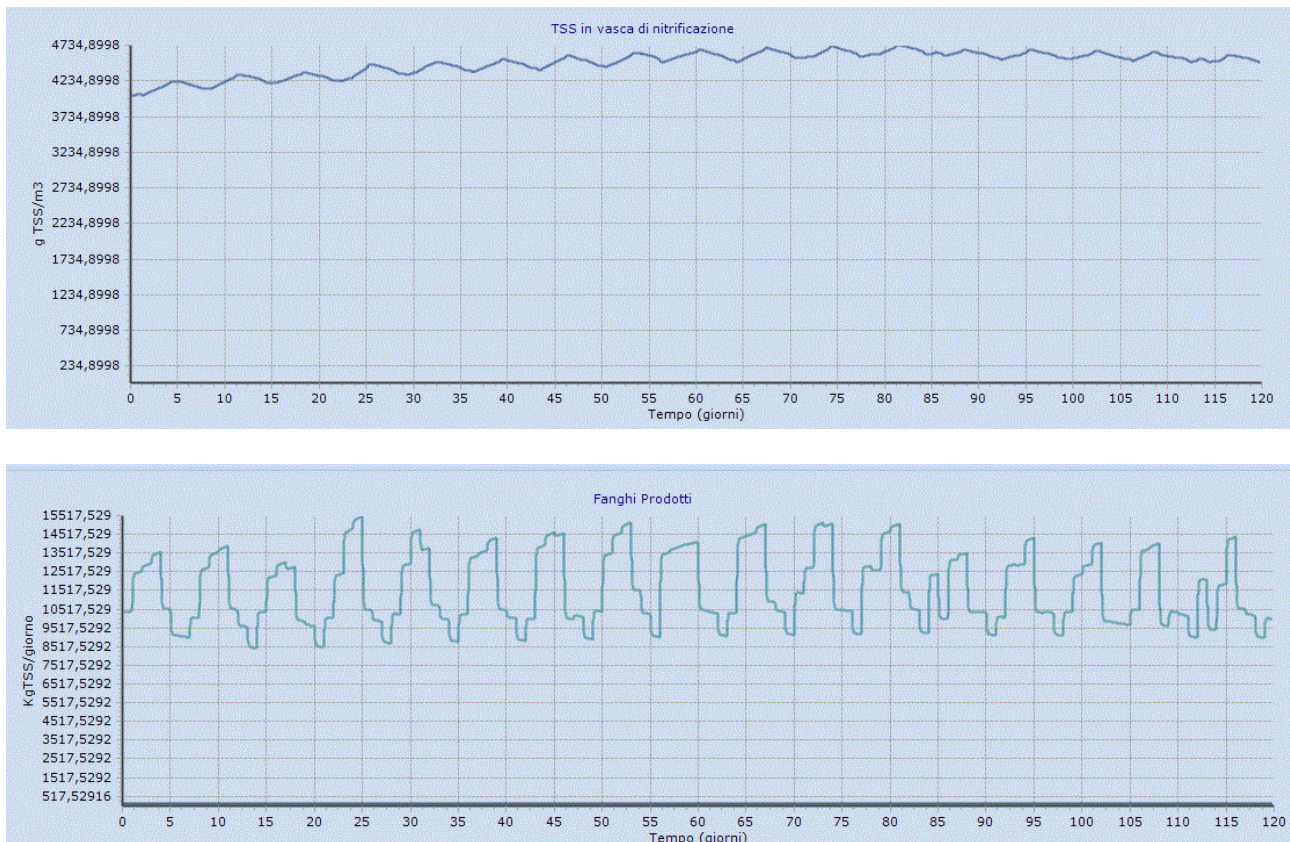


Figura 18 a,b. Andamento temporale della concentrazione di TSS in vasca di nitrificazione e del carico di fango prodotto.

L’azienda presa in esame, non pratica un trattamento anaerobico del fango, che attualmente risulta trattato tramite processi aerobici; dunque in una fase successiva di studio potrebbe risultare interessante valutarne l’introduzione per quantificare il potenziale recupero energetico.

2 IMPIANTO DI TRATTAMENTO CIVILE

Il secondo impianto di depurazione, scelto per la modellazione, è un impianto a fanghi attivi a basso carico e ad aerazione prolungata con una potenzialità di progetto di circa 16.000 AE.



Figura 19. Impianto di trattamento delle acque reflue civili

L'impianto di trattamento civile, oggetto di studio, si presenta articolato in due linee simili per processi e differenti per dimensioni impiantistiche, rispettivamente definite "linea vecchia" e "linea nuova", a seconda del periodo di realizzazione.

L'impianto di depurazione è costituito dai seguenti comparti principali:

LINEA ACQUE:

- due filtro-coclee per un processo di grigliatura meccanica fine (3 mm) e di compattazione del grigliato (funzionale ad entrambi le linee);
- un sollevamento iniziale (funzionale ad entrambi le linee);
- pozzetto ripartitore delle portate (funzionale ad entrambi le linee);
- defosfatazione con flocculante (funzionale ad entrambi le linee);
- dissabbiatura;
- due vasche di pre-denitrificazione (per ciascuna linea);
- due vasche di ossidazione-nitrificazione con ricircolo della miscela aerata (per ciascuna linea);
- una vasca di sedimentazione con ricircolo dei fanghi (per ciascuna linea);
- una vasca di disinfezione con acido peracetico.

LINEA FANGHI:

- vasca di ispessimento ed accumulo;
- letti di essiccamento.

I liquami fino ad una portata pari a tre volte quella di tempo secco vengono sollevati ad un pozzetto ripartitore che si occupa di inviare alla linea vecchia i 2/5 della portata e alla nuova linea i 3/5 della portata; la portata di pioggia eccedente, pari a due volte la portata di tempo secco, viene invece sollevata direttamente alla linea nuova.

Nel pozzetto ripartitore viene dosata una soluzione di sali di cloruro ferrico per favorire la precipitazione del fosforo col fango e il successivo allontanamento insieme a quest'ultimo. I liquami prima di passare al trattamento biologico, vengono sottoposti al trattamento di dissabbiatura, durante il quale vengono asportate le particelle silicee presenti ed inviate ad un'apposita vasca di raccolta.

Dopo il suddetto pre-trattamento, i liquami affluiscono ai comparti di pre-denitrificazione e quindi a quelli di ossidazione-nitrificazione.

Nei comparti di pre-denitrificazione l'agitazione del liquame è assicurata da agitatori sommersi a pale ("mixer"), mentre in quelli di ossidazione la fornitura dell'ossigeno è garantita da quattro soffianti ad aspirazione rotanti dotate di inverter asserviti alle sonde di misurazione dell'ossigeno nelle vasche di ossidazione, per la gestione ottimale della quantità di ossigeno immessa in vasca.

La miscela di acqua e fango passa quindi alle vasche di sedimentazione finale, di tipo circolare, provviste di ponte raschia-fango.

L'acqua chiarificata sfiora nelle canalette periferiche di raccolta e, dopo essere passata per i misuratori di portata a canale venturi, viene inviata ai labirinti di disinfezione, dove grazie al dosaggio di una soluzione di acido peracetico vengono abbattuti eventuali agenti patogeni. L'acqua depurata va quindi allo scarico nel canale superficiale limitrofo.

I fanghi biologici, depositatisi sul fondo delle vasche, vengono sollevati e riciclati nella pre-denitrificazione, mentre una loro frazione, costituita dal supero, viene periodicamente estratta ed inviata alla vasca di ispessimento.

I fanghi ispessiti vengono periodicamente estratti da auto-spurgo e trasportati presso un impianto di disidratazione meccanica oppure disidratati in loco con un impianto mobile.

Per la modellazione dell'impianto, si è ricorso anche per questo caso studio, all'uso del software WEST della DHI, di cui si riporta il layout di progetto in "Figura 20".

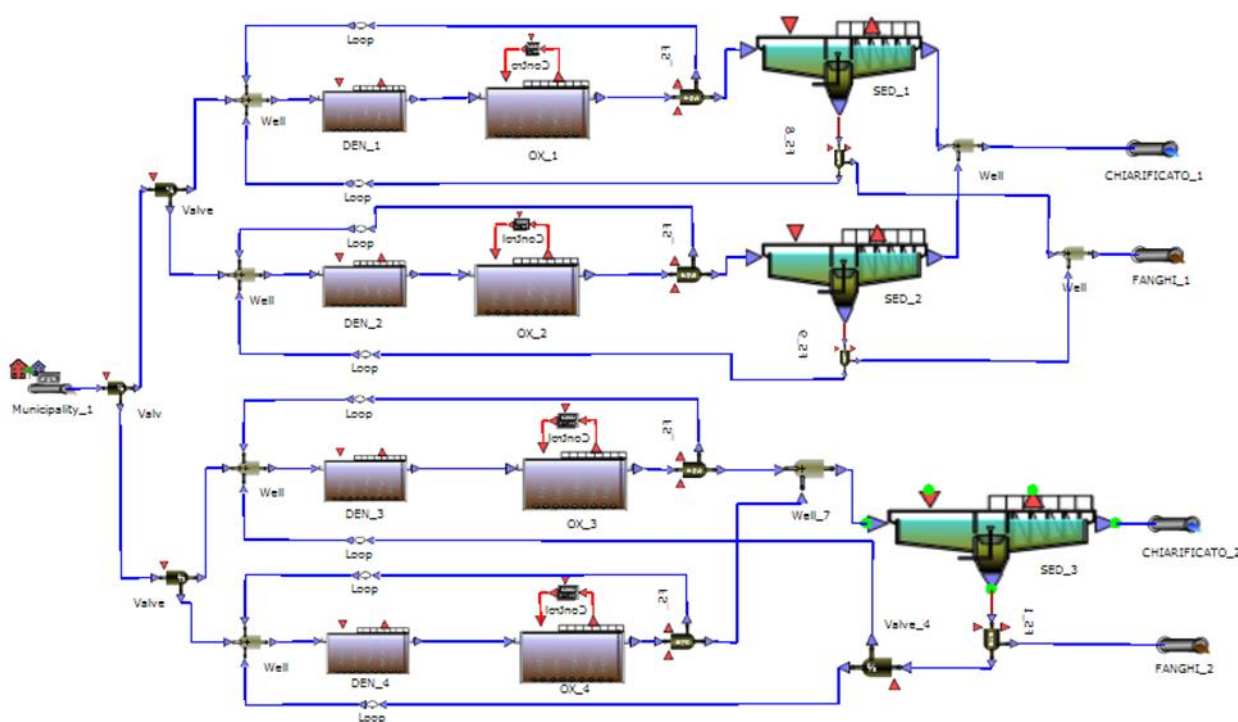


Figura 20. Layout di progetto dell'impianto di depurazione

Sulla base dei dati forniti dal gestore dell'impianto è stato possibile determinare il valore medio della portata in ingresso, pari a 2640 m³/giorno, e il carico delle sostanze inquinanti in ingresso al trattamento biologico (Tabella 8).

Tabella 8. Caratterizzazione chimica degli inquinanti del refluo in ingresso all'impianto civile

	COD	BOD	TSS	TKN
Concentrazione	495 gCOD/m ³	204 gBOD/m ³	--- gTSS/m ³	49 gTKN/m ³
Carico	1307 kgCOD/giorno	538 kgBOD/giorno	---- kgTSS/giorno	129 kgTKN/giorno

I valori medi riportati in "Tabella 8" sono stati inseriti nel software per una prima simulazione stazionaria di 110 giorni, utile al modello per raggiungere una stabilità interna, utilizzata come condizione di partenza per la simulazione dinamica.

Per eseguire la simulazione dinamica è stato modificato il file di input, inserendo la variabilità di portata giornaliera, mantenendo costanti le concentrazioni degli inquinanti, che dunque risulteranno variabili in termini di carico in funzione della portata in ingresso. La simulazione è stata impostata per un tempo pari a 120 giorni.

Di seguito si riporta l'andamento nel tempo delle portate in ingresso all'impianto, input della simulazione dinamica. L'andamento dei carichi inquinanti in ingresso, in virtù delle ipotesi semplificative alla base della simulazione, risulta identico a quello della portata stessa.

Età del fango 20

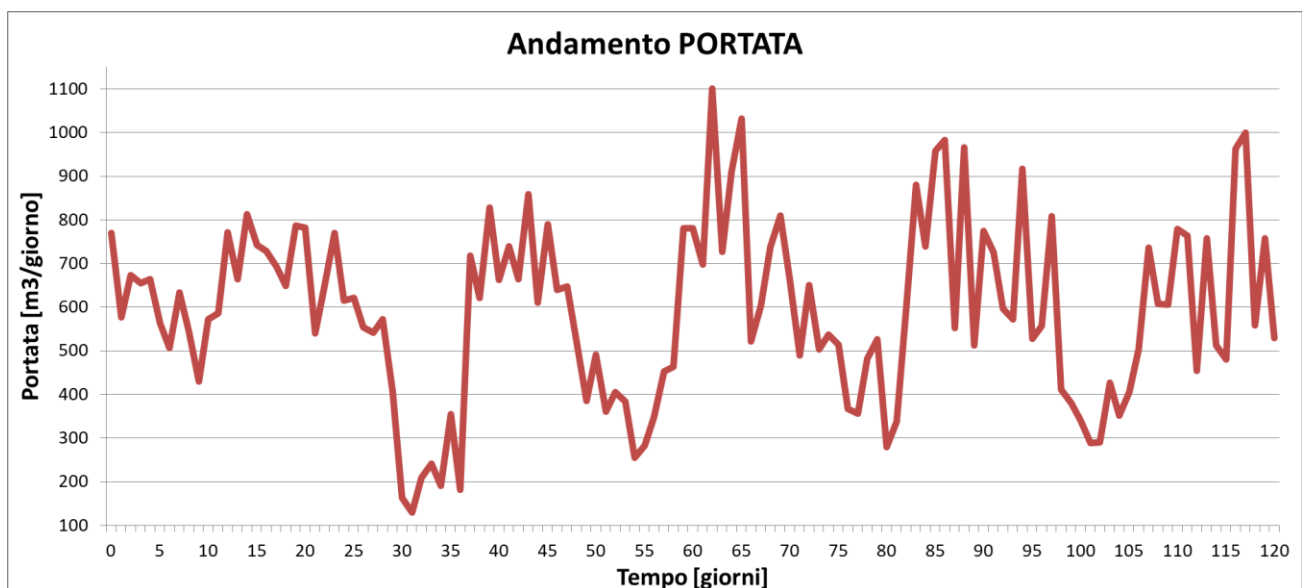


Figura 21 Andamento della portata in arrivo all'impianto di trattamento, per i 120 giorni di simulazione dinamica

Nel grafico seguente sono riportati gli andamenti dei carichi inquinanti di sostanza organica, azoto ammoniacale e la somma di azoto nitrico e nitroso in uscita all'impianto secondo i dati della simulazione dinamica. I valori di concentrazione rispettano sempre i limiti imposti allo scarico dalla normativa.

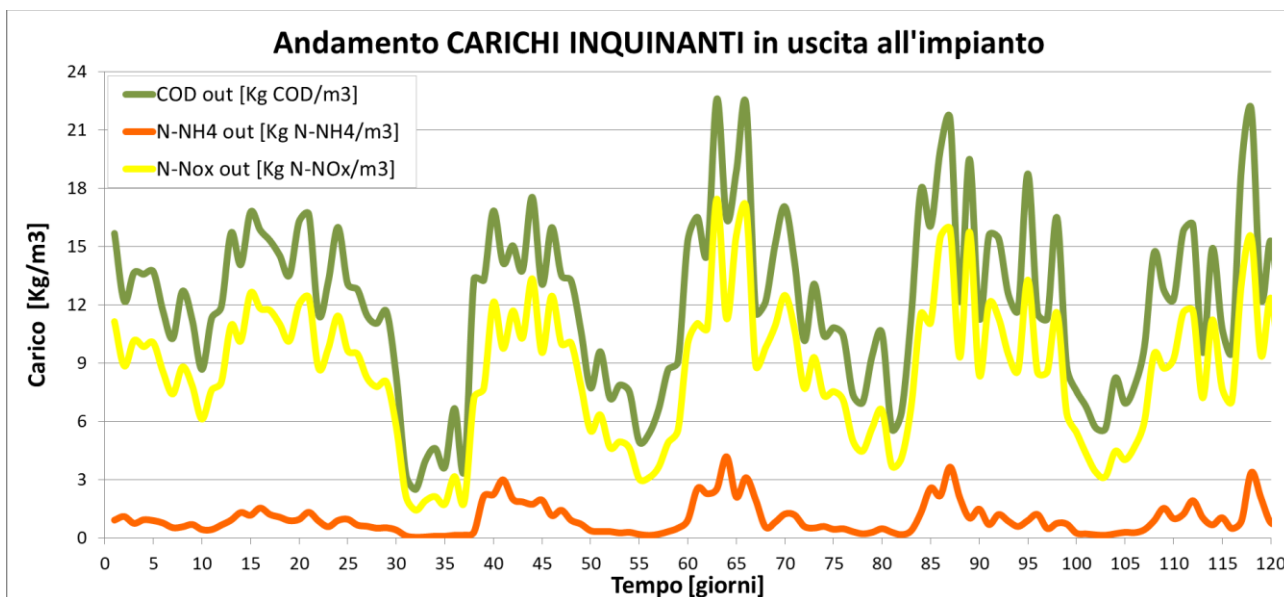


Figura 22. Confronto dell'andamento dei carichi inquinanti in uscita all'impianto

Il modello ha permesso anche di verificare il comportamento del sistema di regolazione del tenore di ossigeno nelle vasche di nitrificazione. E' pertanto possibile visualizzare la modalit  operativa e quantificare i tempi di funzionamento dei sistemi di aerazione, cos  come controllati dal segnale di uscita del regolatore dinamico (PID) implementato nel modello. Si consideri che i consumi energetici in aerazione sono direttamente proporzionali all'ampiezza del segnale suddetto. Si riporta in **Errore. L'origine riferimento non stata trovata.**, a titolo di esempio per i 120 giorni di di simulazione, l'andamento del segnale in uscita del regolatore in confronto con il COD in ingresso all'impianto. E' evidente come il regolatore segua le variazioni di carico organico afferenti in vasca. Ad un aumento delle concentrazioni di sostanze organiche in ingresso segue un diminuzione del tenore di ossigeno in vasca e quindi l'attivazione, tramite l'input del regolatore, del sistema di aerazione per il ripristino delle concentrazioni di ossigeno settate.

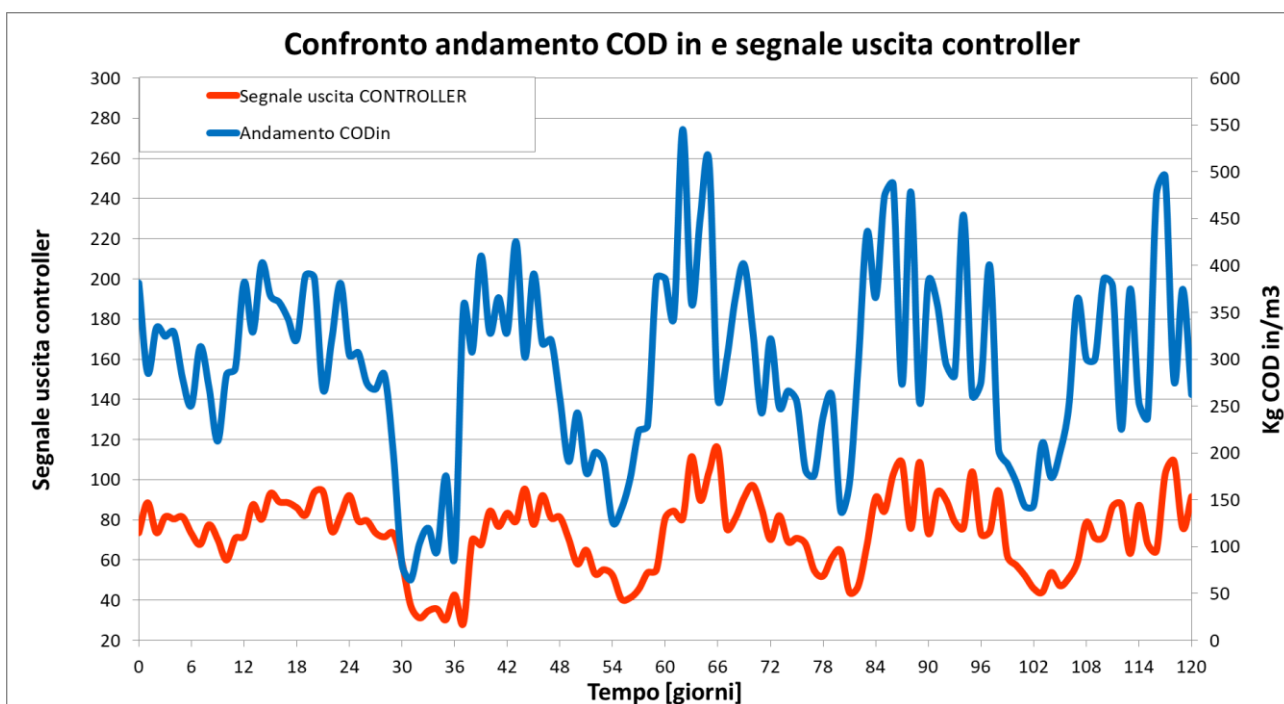


Figura 23. Confronto tra l'andamento del regolatore della portata di aerazione con l'andamento del carico di sostanza organica in ingresso

3 Conclusioni

Sono stati creati modelli basati sugli Activated Sludge Models dell'International Water Association per un impianto di depurazione municipale ed un impianto di depurazione aziendale, diversi per taglia e processi di trattamento applicato. I modelli creati hanno consentito di simulare efficacemente le prestazioni degli impianti reali. Per uno degli impianti considerati sono stati analizzati i consumi elettrici ed energetici utilizzando il modello creato e sono stati valutati i consumi energetici dei singoli processi. Si è potuto verificare in che maniera i consumi sono ripartiti nel tempo e nelle varie unità di processo. I modelli potranno essere in futuro utilizzati per studiare come possibili cambiamenti migliorativi del ciclo di trattamento, tramite l'applicazione di diversi approcci gestionali, modifiche dei processi di trattamento o semplicemente modifiche dei macchinari possono incidere sull'efficienza energetica degli impianti.

4 Riferimenti bibliografici

- [1] Andreottola G., Foladori P., Ferrai M., Ziglio G.: *Respirometria applicata alla depurazione delle acque. Principi e metodi*. Seconda Edizione. Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale Università degli Studi di Trento, 2001.
- [2] Andreottola G., Foladori P., Gelmini A.; Ziglio G., *Biomass active fraction evaluated by a direct method and respirometric techniques*. Water science and technology, 2002.
- [3] Bonomo Luca. *Trattamenti delle acque reflue*. Edizione McGraw-Hill, 2008.
- [4] Droste R. L. *Theory and practice of water and waste treatment*. John Wiley and Sons, Inc., 1998.
- [5] Henze, M. et al. *Activated sludge treatment plants. Wastewater treatment. Biological and chemical processes*. Second Edition. Springer, Berlin, 1997.
- [6] Henze M., Gujer W. et al. *Activated sludge models asm1, asm2, asm2d and asm3*. IWA task group on mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment. IWA publishing, Londra, 2000.
- [7] Masotti Luigi. *Depurazione delle acque. Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto*. Calderini, 2005.
- [8] Metcalf & Eddy. *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. McGraw-Hill Int. Editions, 1991.
- [9] Reichert Peter. *AQUASIM 2.0- User manual. Computer program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems*. EAWAG, 1998.
- [10] Sollfrank, U., Gujer, W., *Characterisation of domestic wastewater for mathematical modelling of the activated sludge process*. Water Science and Technology, 1991.
- [11] Spanjers H., Vanrolleghem P., Olsson G., Dold P. A. *Respirometry in Control of the Activated Sludge process: Principles*. IAWQ Scientific and Technical Report No. 7, Londra (1998).
- [12] Vismara Renato. *Depurazione biologica*. Edizione Hoepli, Milano (1982).
- [13] Viviani Gaspare. *Trattamento delle acque reflue*. Ingegneria Sanitaria-Ambientale. Università degli studi di Palermo, 2012.

CV breve del Prof. Renzo Valloni

Nato a Coriano (Rimini) il 12.11.1947.

Studi. 1972 - Laurea con lode in Scienze Geologiche. 1976 - cooperative research stay per sette mesi presso University of Cincinnati, USA. 1978/1979 - cooperative research stay per sette mesi presso Stanford University, USA.

Posizione. Professore prima fascia D-Ingegneria e Architettura (DIA) Università degli Studi di Parma.

Corsi impartiti negli anni

Geologia, Sedimentologia e Sistemi Informativi Geografici (Facoltà Scienze Unipr), Idrogeologia (CDS Medicina Unipr), Geologia Applicata e Valutazione di Impatto Ambientale (CDS Ingegneria Unipr).

Pubblicazioni scientifiche

Autore/coautore di oltre 150 pubblicazioni referate fra cui nove capitoli su volumi tematici, editore di tre libri in tema geo-idrologico. Autore/editore di saggi divulgativi in tema di ambiente e di risorse idriche.

Ricerca di rilevante interesse nazionale, convegni e corsi

- Responsabile di Unità locale nell'ambito di quattro Progetti MIUR di rilevante interesse nazionale.
- Organizzatore di quattro convegni nazionali in tema di idrogeologia delle pianure.
- Direttore di un Corso di Perfezionamento e cinque Scuole nazionali in tema di dinamica costiera.
- Presidente Corso di Perfezionamento aa 2017-18: Cambiamento Climatico - opzioni di adattamento.

Riconoscimenti e incarichi accademici

- Invited Lecturer in convegni internazionali svolti in Italia, Usa, Inghilterra, Francia e Spagna organizzati da Soc. Geol. It., AIQUA, Geol. Society, IAS, SEPM, Nato-Asi.
- Fulbright Visiting Professor Indiana University, Bloomington, USA.
- Docente del master internazionale **Expò master course in Costal-Marine Integrated Management** (Tongji University - Cina, Chonnam National University di Yeosu - Corea e sette Atenei italiani).
- Coordinatore del Corso di Dottorato di Ricerca in Scienze della Terra dell'Università di Parma.
- Presidente del Corso di Studi in Scienze Geologiche dell'Università di Parma.
- Direttore del Master Universitario in Scienze Costiere Applicate con sede in ENEA-La Spezia.
- Rappresentante dell'Università degli Studi di Parma nel Consiglio Direttivo del CoNISMa.
- Direttore del Centro Universitario eu.watercenter (www.euwatercenter.eu).