



UNIVERSITÀ DEGLI STUDI
DI TRENTO

“Procedura per la determinazione dei coefficienti di costo ai fini del calcolo delle tariffe di collettamento e depurazione dei reflui industriali autorizzati in pubblica fognatura”

Relazione tecnica

Gruppo di lavoro:

Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale - Università di Firenze:

Ing. Giacomo Bellandi

Ing. Iacopo Ducci

Prof. Riccardo Gori

Prof. Claudio Lubello

Ing. Laura Palli

Dipartimento di Ingegneria Civile Ambientale e Meccanica - Università di Trento:

Prof. Gianni Andreottola

Ing. Gabriella Trombino

Sommario

Lista dei simboli utilizzati	3
1. DEFINIZIONE DELL'IMPIANTO DI RIFERIMENTO.....	6
2. COMPONENTI DI COSTO.....	7
3. CARATTERIZZAZIONE DEL REFLUO IN INGRESSO ALL'IMPIANTO DI RIFERIMENTO.....	8
4. DESCRIZIONE DEL MODELLO DI SIMULAZIONE	12
4.1 Assunzione dei parametri cinetici e stechiometrici della biomassa eterotrofa ed autotrofa.	12
4.2 Stima della produzione di fanghi dal processo biologico	13
4.3 Determinazione delle componenti azotate in ingresso e in uscita dai comparti biologici	14
4.4 Stima della produzione di fanghi dal processo di defosfatazione chimica	15
4.5 Stima del costo per l'aerazione della vasca di ossidazione	16
4.6 Stima del costo per il processo di denitrificazione.....	18
4.7 Stima del costo per l'aerazione della stabilizzazione aerobica	18
4.8 Stima del costo per il condizionamento chimico dei fanghi.....	18
4.9 Stima del costo dei reagenti per la defosfatazione.....	19
4.10 Stima del costo per lo smaltimento dei fanghi.....	20
5. ESITO DELLA SIMULAZIONE	21
6. BIBLIOGRAFIA	23

Lista dei simboli utilizzati

$\mu_{\max,A}$: massimo tasso di crescita della biomassa autotrofa nitrificante;
 $\mu_{\max,H}$: massimo tasso di crescita della biomassa eterotrofa;
Al: alluminio;
AlPAC: contenuto di Al nella soluzione di PAC;
AlPO₄: fosfato di alluminio;
bCOD: componente biodegradabile del COD;
bSSV: solidi sospesi volatili biodegradabili;
CCF: costo per il condizionamento chimico dei fanghi;
 C_{in} : concentrazione del contaminante in questione (COD, SST, TKN, P) in ingresso all'impianto;
 C_j : coefficiente di costo;
 C_{j-COD} : coefficiente di costo per il parametro COD;
 C_{j-P} : coefficiente di costo per il parametro P;
 C_{j-SST} : coefficiente di costo per il parametro SST;
 C_{j-TKN} : coefficiente di costo per il parametro TKN;
 $COD_{,in}$: COD nel refluo in ingresso;
COD: richiesta chimica di ossigeno;
CP: costo polielettrolita;
CPAC: costo unitario della soluzione di PAC;
CRP: costo reagenti per il parametro P;
d: unità di misura del tempo in giorni;
DAI: dosaggio di Al;
DO: concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di nitrificazione;
DPAC: dosaggio della soluzione di PAC;
DSP: dosaggio specifico polielettrolita;
DSPAC: dosaggio specifico di Al;
E: consumo di energia, come componente di costo;
EA: efficienza del sistema di aerazione nel trasferimento dell'ossigeno;
 EE_{COD} : consumo di energia elettrica dovuto all'ossidazione della sostanza organica;
 $EE_{N-NH_4^+}$: consumo di energia elettrica dovuto all'ossidazione della sostanza azotata;
F: smaltimento dei fanghi, come componente di costo;
 f_d : coefficiente di formazione di solidi non biodegradabili;
 i_{S_i} : contenuto di azoto presente nella frazione S_i del COD;
iSST: solidi sospesi minerali;
 i_{X_i} : contenuto di azoto presente nella frazione X_i del COD;
 $k_{d,A}$: tasso di decadimento endogeno della biomassa autotrofa nitrificante;
 $k_{d,H}$: tasso di decadimento endogeno della biomassa eterotrofa;
 K_L : coefficiente globale di trasferimento dell'ossigeno;
 K_N : costante di semi-saturazione della cinetica di Monod nei confronti della sostanza azotata;
 K_O : costante di semi-saturazione della cinetica di Monod nei confronti dell'ossigeno;
 K_S : costante di semi-saturazione della cinetica di Monod nei confronti della sostanza organica;
N: azoto, inteso come TKN nella presente relazione;

$N_{NH_4^+_E}$: azoto ammoniacale in uscita dal reattore di nitrificazione;
 $N_{NH_4^+_I}$: azoto ammoniacale in ingresso al reattore di nitrificazione;
 N_{NO_x} : somma delle concentrazioni di azoto nitrico e nitroso;
 $N_{NO_x_E}$: nitriti e nitrati in uscita dal reattore di denitrificazione;
 $N_{NO_x_I}$: nitriti e nitrati in ingresso al reattore di denitrificazione;
 $N_{NO_x,DEN}$: azoto denitrificato;
 N_2 : azoto gassoso;
nbCOD: componente non biodegradabile del COD;
nbSSV: solidi sospesi volatili non biodegradabili;
 N_{max} : valore massimo di azoto scaricabile con l'effluente;
 $N-NH_4^+$: azoto ammoniacale;
 $N-NO_2^-$: azoto nitroso;
 $N-NO_3^-$: azoto nitrico;
 P_{in} : fosforo nel refluo in ingresso;
 P_{out} : fosforo all'uscita;
 P_{rim} : fosforo da rimuovere per via chimica;
 P_{sint} : fosforo rimosso per sintesi della biomassa nel processo biologico;
P: fosforo;
PAC: policloruro di alluminio;
PMAI: peso molare Al;
PMP: peso molare P;
Q: portata influente al comparto biologico;
R: reagenti chimici, come componente di costo;
 $RO_{2,COD}$: domanda di ossigeno per l'ossidazione della sostanza organica;
 $RO_{2,N-NH_4^+}$: domanda di ossigeno per l'ossidazione della sostanza azotata;
S: substrato organico in uscita dal reattore biologico;
 S_0 : substrato organico in ingresso al reattore biologico;
SCCF: costo per unità di massa per il condizionamento chimico dei fanghi;
 SEE_{COD} : costo per unità di massa dovuto all'ossidazione della sostanza organica;
 $SEE_{N-NH_4^+}$: costo per unità di massa dovuto all'ossidazione della sostanza azotata;
 S_i : componente solubile non biodegradabile del COD;
 $SP_{,i}$: rappresenta la produzione di fango dovuta al parametro i (dove i può rappresentare COD, N, SST e P);
 $SP_{,p}$: produzione fango chimico da precipitazione del P;
 $SP_{x,Ag}$: produzione di fanghi dovuti alla crescita della biomassa autotrofa nitrificante;
 $SP_{x,bio}$: produzione di fanghi dovuti alla crescita della biomassa;
 $SP_{x,Hd}$: produzione di fanghi provenienti dal decadimento cellulare della biomassa eterotrofa;
 $SP_{x,Hg}$: produzione di fanghi dovuti alla crescita della biomassa eterotrofa;
 $SP_{x,iSST}$: produzione di fanghi dovuti solidi sospesi minerali entranti con il refluo;
 $SP_{x,nbSSV}$: produzione di fanghi dovuti ai solidi sospesi volatili non biodegradabili entranti con il refluo;
SRT: tempo medio di residenza cellulare biologico, o età del fango;

S_S : componente solubile biodegradabile del COD;
 $SSP_{,p}$: produzione di fango per unità di P rimosso per precipitazione;
SST: solidi sospesi totali;
SSV: solidi sospesi volatili;
 $TKN_{,in}$: TKN nel refluo in ingresso;
TKN: Total Kjeldahl Nitrogen (azoto in forma ridotta);
X: componente particolata del COD;
 X_I : componente particolata non biodegradabile del COD;
 x_{rj} : concentrazione del parametro j-esimo nel refluo di riferimento;
 X_S : componente particolata biodegradabile del COD;
 Y_A : rendimento di crescita della biomassa autotrofa nitrificante;
 Y_H : rendimento di crescita della biomassa eterotrofa.

1. DEFINIZIONE DELL'IMPIANTO DI RIFERIMENTO

La determinazione dei coefficienti di costo C_j , relativi ai parametri della richiesta chimica di ossigeno (COD), solidi sospesi totali (SST), azoto in forma ridotta espresso tramite il parametro Total Kjeldahl Nitrogen (TKN) e fosforo (P) da inserire nella formula per il calcolo delle tariffe, è stata ottenuta seguendo la metodologia di seguito descritta.

Si ritiene opportuno specificare che l'utilizzo del parametro TKN è legato al fatto che tale parametro racchiude non solo l'azoto presente in forma ammoniacale ma anche quello in forma organica che durante il processo depurativo subisce un processo di ammonificazione con trasformazione ad azoto ammoniacale. Pertanto è il parametro TKN che rappresenta complessivamente l'azoto in forma ridotta oggetto di trasformazioni biologicamente mediate nel processo depurativo. E' da precisare che una frazione del TKN rimane tal quale (cioè non viene ammonificata) in quanto contenuta in composti organici non biodegradabili. Per ulteriori dettagli si rimanda ai successivi §3 e §4.3.

Il calcolo dei costi variabili di rimozione per unità di massa dell'inquinante j-esimo (€/kg) è stato effettuato utilizzando la filiera di un tipico impianto di depurazione a fanghi attivi con pre-denitrificazione, defosfatazione chimica in co-precipitazione ed una linea fanghi costituita da digestione aerobica, condizionamento del fango e disidratazione meccanica con centrifuga (Figura 1).

La filiera utilizzata, pur essendo la più comune per impianti destinati alla rimozione delle sostanze organiche, dell'azoto e del fosforo, NON è ovviamente rappresentativa di tutte le situazioni ma semplicemente costituisce la filiera che per convenzione è utilizzata per calcolare come ripartire i costi di trattamento tra i quattro parametri COD, SST, N (al quale ci riferiamo qui in termini di TKN) e P.

In merito all'adozione di tale filiera si possono fare le seguenti considerazioni:

- il costo dei pretrattamenti non è stato considerato in quanto può ritenersi estremamente limitato rispetto a quelli delle altre sezioni dell'impianto di riferimento e non sono identificabili elementi generali che possano consentire di valutare l'aggravio di costo in presenza di reflui industriali;
- l'effetto dei pretrattamenti sulla qualità del liquame non è significativo e si limita semplicemente alla preparazione del liquame per i trattamenti successivi;
- la filiera considerata è da ritenersi un giusto compromesso tra la necessità di determinare analiticamente la ripartizione dei costi variabili tra i quattro parametri considerati e la necessità di limitare la complessità dell'analisi. In quest'ottica è anche da leggere la scelta della digestione aerobica per i fanghi;
- l'assenza della sedimentazione primaria è da legarsi essenzialmente alla presenza della digestione aerobica. Infatti in presenza di digestione aerobica i contaminanti rimossi in sedimentazione primaria vengono ossidati in digestione aerobica ma con consumi energetici superiori rispetto a quelli che si avrebbero in linea acque. Questo è dovuto alle condizioni operative (la concentrazione dei SST in primis) che vengono mantenute nelle vasche di digestione aerobica che determinano un'efficienza dei sistemi di aerazione ridotta rispetto a quelle che hanno nella linea acque.

Per ulteriori approfondimenti relativi alle considerazioni fatte in merito alla scelta della filiera di trattamento si rimanda a Masotti (2011, capitolo 13) e Bonomo (2008, capitolo 3).

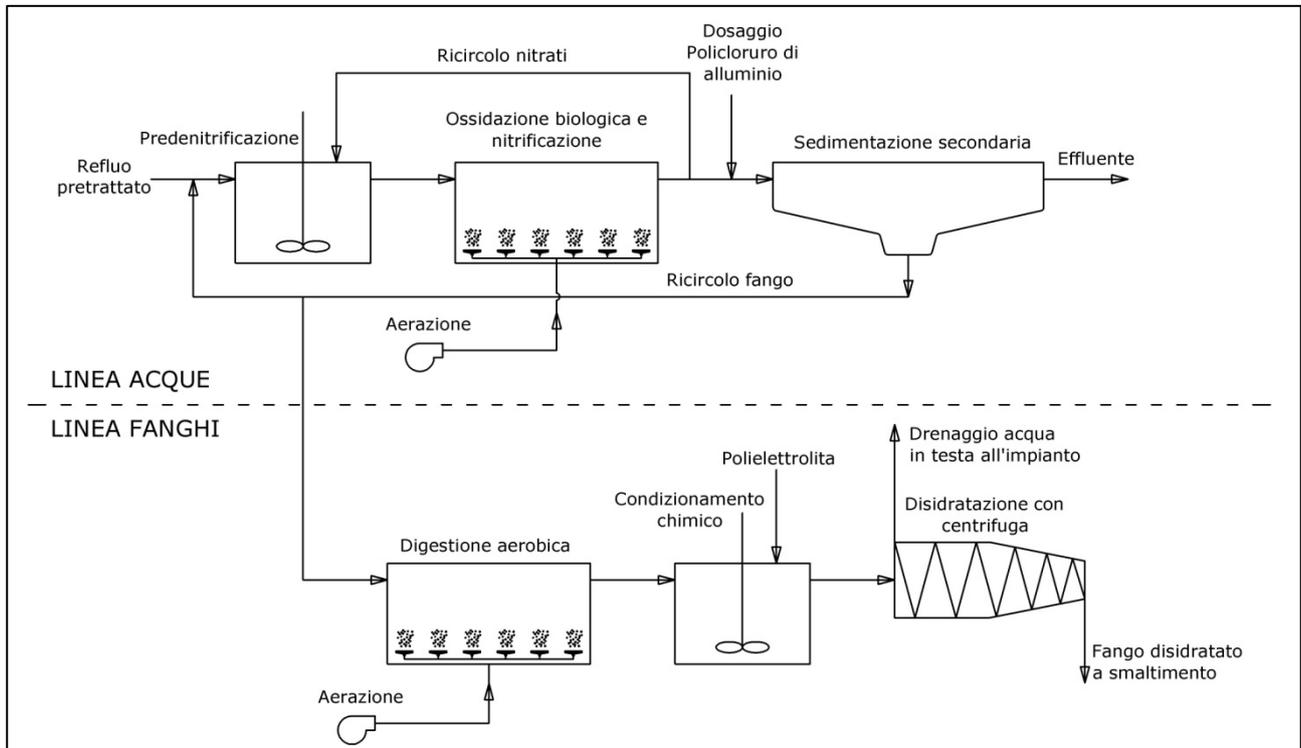


Figura 1. Filiera dell'impianto considerato per il calcolo dei costi di rimozione degli inquinanti COD, SST, TKN e P.

2. COMPONENTI DI COSTO

Per il calcolo dei coefficienti si è tenuto conto delle seguenti componenti di costo variabile:

- energia (E), per mezzo del prodotto tra consumo e costo unitario;
- smaltimento dei fanghi (F), per mezzo del prodotto tra fanghi smaltiti e costo unitario di smaltimento;
- reagenti chimici (R), per mezzo del prodotto tra consumo e costo unitario del reagente.

Di seguito sono elencate nel dettaglio le sezioni di trattamento considerate e le relative voci di costo associate ai quattro parametri COD, SST, N e P.

Componente di costo / Sezione	Consumo di energia	Smaltimento dei fanghi	Consumo di reagenti
Denitrificazione	X		
Ossidazione biologica	X	X	
Defosfatazione chimica		X	X
Stabilizzazione aerobica	X		
Disidratazione meccanica	X		X

Tabella 1. Componenti di costo considerate nelle varie sezioni di trattamento

Sezione \ Parametro	COD	SST	N	P
Denitrificazione			E	
Ossidazione biologica	E, F	F	E, F	
Defosfatazione chimica				F, R
Stabilizzazione aerobica	E			
Disidratazione meccanica	E, R	E, R	E, R	E, R

Tabella 2. Componenti di costo considerate nelle varie sezioni di trattamento per i 4 parametri

Come si può osservare in Tabella 1, per la sezione di ossidazione biologica del substrato carbonioso e dell'azoto, si è tenuto in considerazione il consumo energetico legato alla fornitura dell'ossigeno e la produzione dei fanghi conseguente alla trasformazione dei substrati in biomassa. Per la sezione di denitrificazione si è tenuto conto dell'energia necessaria per la miscelazione della vasca.

Per la sezione di defosfatazione chimica si è considerato il consumo di reagente necessario alla precipitazione (si è ipotizzato l'utilizzo del policloruro di alluminio, indicato con PAC) e la conseguente formazione di fanghi chimici. Per quanto riguarda la stabilizzazione biologica aerobica è stato considerato il consumo di energia. Per il fango residuo dopo la stabilizzazione si è supposto l'invio ad un processo di condizionamento con polielettrolita e disidratazione meccanica con centrifuga, cui sono associati rispettivamente un consumo di reagenti ed un consumo di energia.

3. CARATTERIZZAZIONE DEL REFLUO IN INGRESSO ALL'IMPIANTO DI RIFERIMENTO

Prima di procedere nella presentazione della metodologia seguita per attribuire i coefficienti di costo ai quattro parametri è necessario definire le caratteristiche del refluo assunto come influente dell'impianto di riferimento ed alcuni aspetti in particolare, di seguito descritti.

I parametri COD, SST e N devono essere ulteriormente suddivisi in componenti che hanno un effetto ed un destino diverso all'interno del processo depurativo. Si parla solitamente di "frazionamento", ad indicare appunto la suddivisione del singolo parametro in frazioni.

Il COD totale può essere suddiviso in una componente solubile (S) ed una particolata (X); ciascuna di queste componenti è ulteriormente suddivisibile in una componente biodegradabile ed una non biodegradabile (o inerte).

Si giunge quindi alla scomposizione del COD in 4 frazioni come rappresentato in Figura 2.

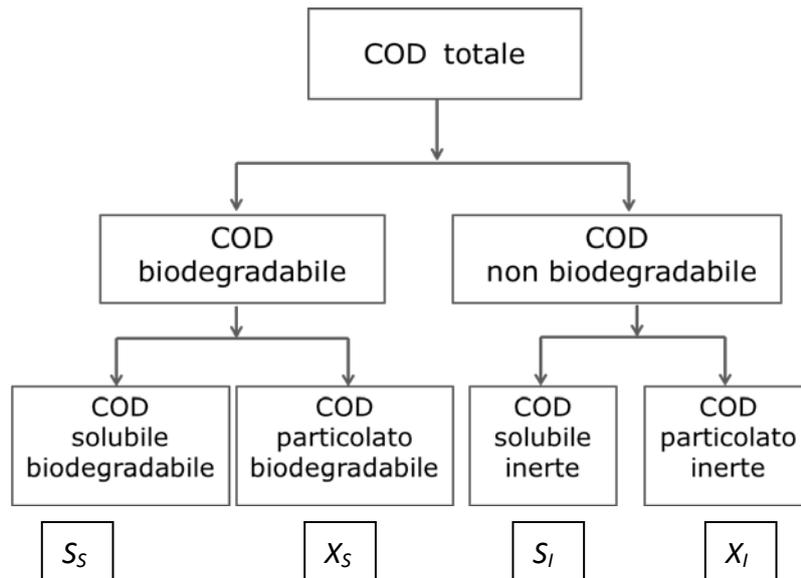


Figura 2. Schema di frazionamento del COD.

Le frazioni del COD che determinano il consumo di ossigeno per l'ossidazione sono solamente quelle biodegradabili solubile e particolata.

Le frazioni non biodegradabili, invece, non danno luogo al consumo di ossigeno. In particolare la frazione solubile non biodegradabile passa inalterata all'interno del sistema, e fuoriesce dall'impianto come materiale disciolto nella medesima concentrazione di ingresso. La frazione non biodegradabile particolata, invece, viene intrappolata all'interno dei fiocchi di fango attivo, contribuendo così alla produzione di fanghi.

Anche gli SST possono essere ulteriormente suddivisi in una frazione volatile (solidi sospesi volatili, SSV) ed una frazione minerale (solidi sospesi inerti o minerali, iSST). Gli SSV a loro volta sono in parte biodegradabili (bSSV) ed in parte non biodegradabili (nbSSV) (Figura 3).

In definitiva il COD particolato e gli SSV sono due modi di esprimere la concentrazione di sostanze organiche presenti in forma di particolato. Il COD ne esprime la concentrazione in termini di richiesta di ossigeno necessaria alla loro ossidazione chimica, gli SSV ne esprimono la concentrazione in massa per unità di volume. Al fine di evitare di conteggiare due volte i costi dovuti a tali sostanze organiche particolate si è convenuto quanto segue:

- la frazione biodegradabile delle sostanze organiche particolate è stata espressa come COD (frazione X_5) e quindi darà luogo al consumo di ossigeno ed alla produzione di fanghi in base ai processi microbiologici che hanno luogo nell'impianto di depurazione ed i relativi costi sono attribuiti al parametro COD;
- la frazione non biodegradabile delle sostanze organiche particolate è stata invece espressa in termini di SSV (frazione nbSSV) che dà luogo direttamente alla produzione di fanghi il cui costo è attribuito al parametro SST.

Quindi la frazione biodegradabile dei SSV (bSSV) è ricompresa nel COD particolato biodegradabile (X_5) mentre la frazione del COD particolato non biodegradabile (X_1) è ricompresa nella frazione non biodegradabile dei SSV (nbSSV).

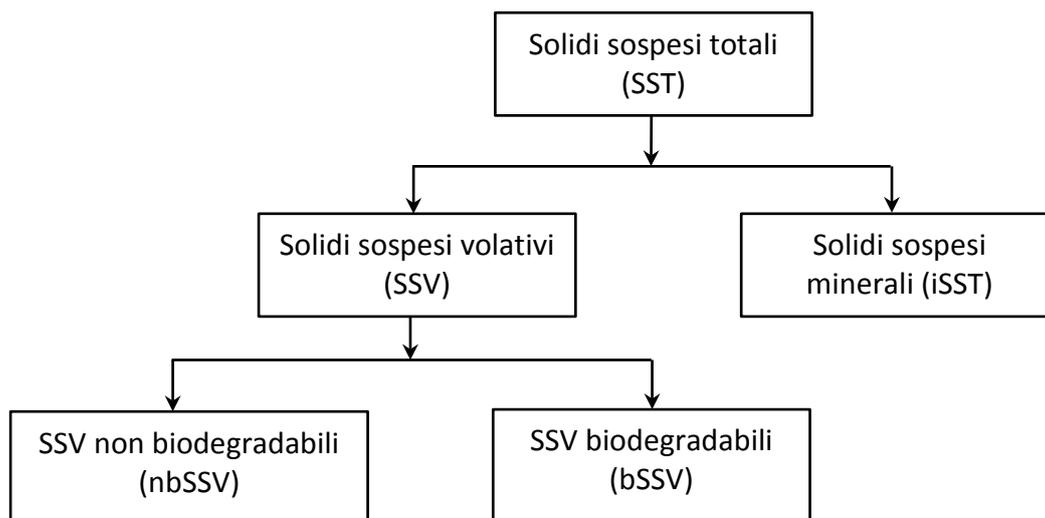


Figura 3. Schema di frazionamento dei SST.

Per quanto riguarda le altre frazioni si ha:

- la frazione del COD solubile e non biodegradabile (S_i) non determina nessun costo di trattamento nell'impianto preso a riferimento;
- la frazione solubile e biodegradabile del COD (S_s) determina un consumo di ossigeno ed una produzione di fanghi, attribuiti al parametro COD;
- la frazione minerale dei SST (iSST) determina una produzione di fango i cui costi sono attribuiti al parametro SST.

Anche nel caso dell'azoto totale si può ricorrere ad un frazionamento (Figura 4). In particolare l'azoto totale presente in un refluo può essere suddiviso in azoto organico ed azoto inorganico. L'azoto organico, in analogia al COD, è in parte solubile ed in parte particolato; ciascuna di queste due componenti è ulteriormente suddivisibile in una componente biodegradabile ed una non biodegradabile. La frazione di azoto organico biodegradabile viene convertita in azoto ammoniacale (processo di ammonificazione) mentre quella non biodegradabile rimane tal quale e non subisce ulteriori trasformazioni.

L'azoto inorganico è presente invece nelle forme ammoniacale ($N-NH_4^+$), nitroso ($N-NO_2^-$) e nitrico ($N-NO_3^-$).

Per i motivi già esposti ed in accordo a quanto fatto per il refluo di riferimento (AEEGSI, 2014) l'azoto in ingresso all'impianto è stato espresso attraverso il parametro TKN.

Ai fini della determinazione dei coefficienti di costo sono state fatte le seguenti assunzioni:

- le concentrazioni dell'azoto nitroso ($N-NO_2^-$) e nitrico ($N-NO_3^-$) nei reflui influenti sono state trascurate (Masotti, 2011, Capitolo 2; Henze and Comeau, 2008);
- la frazione di azoto organico non biodegradabile (solubile e particolato), che quindi non sarà trasformato in ammonio all'interno del processo depurativo, è stata determinata in proporzione alle rispettive frazioni del COD non biodegradabile (si veda il §4.3).

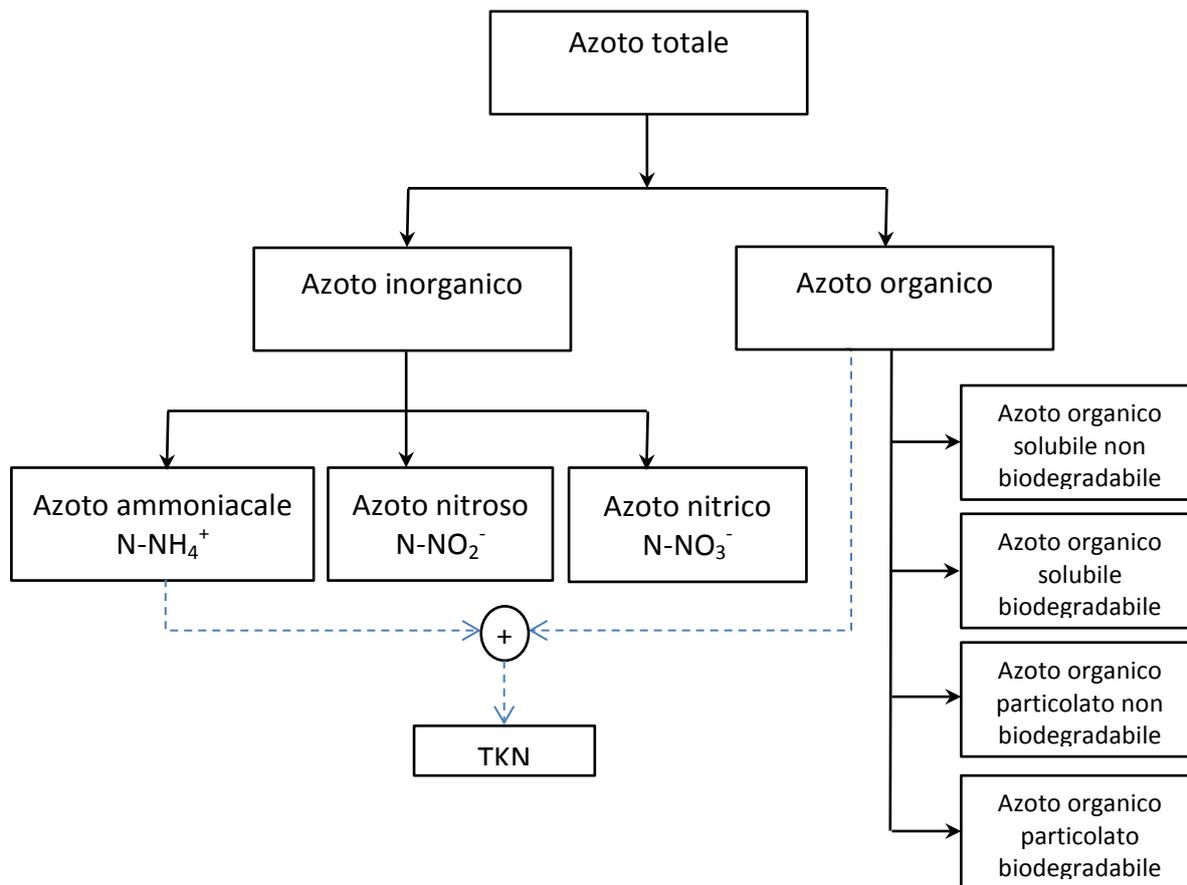


Figura 4. Schema di frazionamento dell'azoto.

Ai fini del calcolo dei coefficienti di costo da inserire nella formula per il calcolo della tariffa, è stato fatto riferimento ad un refluo con le caratteristiche riportate in Tabella 3. È importante sottolineare che le concentrazioni di COD e SST coincidono con i limiti allo scarico in pubblica fognatura ai sensi della tabella n. 3 dell'Allegato 5 alla parte III decreto legislativo n. 152/06. Il valore di TKN, invece deriva dalla considerazione che il limite allo scarico in pubblica fognatura dell'azoto ammoniacale è 30 mg/l e che l'azoto ammoniacale rappresenta tipicamente il 75% del TKN (Ekama et al., 1984). Infine, per il fosforo, rispetto al valore 10 mg/l indicato come limite allo scarico in pubblica fognatura, si è optato per una concentrazione inferiore, pari a 5 mg/l, più in linea con quelle riscontrate nei reflui "urbani" in ingresso agli impianti di trattamento.

Parametri	Concentrazione [mg/l]	Frazione COD [%]	Frazione SST [%]
COD	500	-	-
Frazione solubile e biodegradabile del COD (S_s)	160	32	-
Frazione particolata e biodegradabile del COD (X_s)	234	47	-
Frazione solubile e non biodegradabile del COD (S_i)	16	3	-
Frazione particolata e non biodegradabile del (X_i)	90	18	-

SST	200	-	-
bSSV	132	-	66
nbSSV	50	-	25
iSST	18	-	9
TKN	40	-	-
P	5	-	-

Tabella 3. Concentrazione dei parametri del refluo utilizzato per la determinazione dei coefficienti di costo

Per quanto riguarda il frazionamento del COD del refluo, si è fatto riferimento ai valori medi riportati da AA.VV (2005) che riportano i risultati della caratterizzazione di oltre 70 impianti di depurazione di varia potenzialità.

4. DESCRIZIONE DEL MODELLO DI SIMULAZIONE

Per procedere nella determinazione dei coefficienti di costo è stata seguita la seguente procedura.

4.1 Assunzione dei parametri cinetici e stechiometrici della biomassa eterotrofa ed autotrofa.

In questa fase sono state fissate le costanti cinetiche e stechiometriche della biomassa eterotrofa (responsabile dell'ossidazione dei composti organici in condizioni aerobiche ed anossiche) ed autotrofa (responsabile dell'ossidazione dell'azoto ammoniacale) alla temperatura di 20 °C. I valori sono stati desunti dalla letteratura (Metcalf & Eddy, 2003) e sono riassunti in Tabella 4.

PARAMETRI CINETICI			
Biomassa eterotrofa responsabile dell'ossidazione dei composti organici			
Rendimento di crescita	Y_H	gSSV/gbCOD	0,4
Massimo tasso di crescita	$\mu_{max,H}$	d^{-1}	6
Coefficiente di formazione di solidi non biodegradabili	f_d	-	0,15
Tasso di decadimento endogeno	$k_{d,H}$	d^{-1}	0,12
Costante di semisaturazione della cinetica di Monod	K_S	gCOD/m ³	20
Biomassa nitrificante responsabile dell'ossidazione dei composti azotati			
Rendimento di crescita	Y_A	gSSV\N-NH ₄ ⁺	0,12
Massimo tasso di crescita	$\mu_{max,A}$	d^{-1}	0,75
Tasso di decadimento endogeno	$k_{d,A}$	d^{-1}	0,08
Costante di semisaturazione della cinetica di Monod nei confronti della sostanza organica	K_N	gN-NH ₄ ⁺ /m ³	0,74
Costante di semisaturazione della cinetica di Monod nei confronti dell'ossigeno	K_O	g/m ³	0,50

Tabella 4. Costanti cinetiche della biomassa eterotrofa e nitrificante

4.2 Stima della produzione di fanghi dal processo biologico

In questo paragrafo è descritta la procedura di calcolo per la stima della produzione dei fanghi dovuti al processo biologico (Metcalf & Eddy, 2003). In particolare sono stati considerati i seguenti contributi:

- produzione di fanghi dovuti alla crescita della biomassa eterotrofa per effetto dell'ossidazione della sostanza organica ($SP_{x,Hg}$);
- produzione dei fanghi provenienti dal decadimento cellulare della biomassa eterotrofa ($SP_{x,Hd}$);
- produzione di fanghi dovuti alla crescita della biomassa autotrofa nitrificante ($SP_{x,Ag}$);
- produzione di fanghi dovuti ai solidi sospesi volatili non biodegradabili entranti con il refluo ($SP_{x,nbSSV}$);
- produzione di fanghi dovuti ai SST minerali entranti con il refluo ($SP_{x,iSST}$).

Per il calcolo di questi termini è stato imposto un valore del tempo medio di residenza cellulare biologico (SRT), o età del fango, pari a 10 giorni, ovvero tale da assicurare la completa nitrificazione anche a basse temperature.

Il contributo degli eterotrofi alla produzione dei fanghi per effetto della crescita della biomassa e del decadimento cellulare (componenti a. e b.), è dato da:

$$SP_{x,bio} = SP_{x,Hg} + SP_{x,Hd} = \frac{Q \cdot Y_H (S_0 - S)}{1 + k_{d,H} \cdot SRT} + \frac{f_d \cdot k_{d,H} \cdot Q \cdot Y_H (S_0 - S) SRT}{1 + k_{d,H} \cdot SRT}$$

dove, oltre ai simboli già introdotti in Tabella 4, si ha:

- Q è la portata influente al comparto biologico (m^3/d);
- S_0 è il valore del substrato organico biodegradabile in ingresso al reattore biologico (mgCOD/l);
- S è il valore del substrato organico (COD) in uscita dal reattore biologico (mgCOD/l);
- SRT è l'età del fango (d).

Il valore S è stato calcolato con la seguente espressione:

$$S = \frac{K_S \cdot (1 + k_{d,H} \cdot SRT)}{(\mu_{max,H} - k_{d,H}) \cdot SRT - 1}$$

Il contributo della biomassa autotrofa nitrificante (componente c.) è dato da:

$$SP_{x,Ag} = \frac{Q \cdot Y_A \cdot (N_{NO_x})}{1 + k_{d,A} \cdot SRT}$$

dove, oltre ai simboli già introdotti in Tabella 4, si ha:

- N_{NO_x} è la concentrazione di azoto effettivamente ossidata (vedere § 4.3).

Il contributo dei solidi in ingresso (componenti d. ed e.) è dato da:

$$SP_{x,nbSSV} + SP_{x,iSST} = Q \cdot nbSSV + Q \cdot iSST$$

dove:

- nbSSV sono i solidi volatili non biodegradabili presenti nell'influente;
- iSST sono i solidi non volatili presenti nell'influente.

La produzione totale di solidi dal processo biologico risulta pertanto:

$$SP_{x,SST} = \frac{1}{0,85} \left[\frac{Q \cdot Y_H (S_0 - S)}{1 + k_{d,H} \cdot SRT} + \frac{f_d \cdot k_{d,H} \cdot Q \cdot Y_H (S_0 - S) SRT}{1 + k_{d,H} \cdot SRT} + \frac{Q \cdot Y_A \cdot (N_{NO_x})}{1 + k_{d,A} \cdot SRT} \right] + Q \cdot nbSSV + Q \cdot iSST$$

dove il termine 1/0,85 consente di tenere in considerazione il contenuto minerale delle frazioni biologiche cioè la biomassa attiva autotrofa ed eterotrofa ed i residui del decadimento cellulare.

4.3 Determinazione delle componenti azotate in ingresso e in uscita dai comparti biologici

In questa fase sono state calcolate le concentrazioni delle componenti azotate in entrata e in uscita dalle fasi di pre-denitrificazione e di nitrificazione. In particolare sono state stimate:

- la concentrazione di azoto ammoniacale in ingresso al reattore di nitrificazione ($N_{NH_4^+I}$);
- la concentrazione di azoto ammoniacale in uscita dal reattore di nitrificazione ($N_{NH_4^+E}$);
- la concentrazione di nitriti e nitrati in ingresso al reattore di denitrificazione ($N_{NO_{x,I}}$);
- la concentrazione di nitriti e nitrati in uscita dal reattore di denitrificazione ($N_{NO_{x,E}}$).

Queste concentrazioni saranno poi utili per il calcolo dei costi dovuti alla rimozione del TKN e del COD come spiegato nei punti seguenti.

Il parametro $N_{NH_4^+I}$ è responsabile del consumo di ossigeno nel processo di nitrificazione. Questo è la somma dell'azoto già presente in forma ammoniacale nell'influente e della parte di azoto organico legato a composti biodegradabili, che viene ammonificato. Per stimare quindi l'azoto che viene nitrificato in vasca d'ossidazione è stato sottratto al TKN l'azoto organico legato a composti non biodegradabili:

$$N_{NH_4^+I} = TKN - (i_{SI} \cdot S_I - i_{XI} \cdot X_I)$$

dove, oltre ai simbolo già introdotti, i coefficienti i_{SI} e i_{XI} rappresentano il contenuto di azoto presente rispettivamente nelle frazioni S_I e X_I del materiale organico ed assume tipicamente i valori di 0,01 e 0,03 gN/gCOD (AA.VV., 2005).

Il parametro $N_{NH_4^+E}$ è stato invece calcolato sulla base delle cinetiche degli organismi nitrificanti e dei parametri di processo nel modo seguente:

$$N_{NH_4^+E} = \frac{K_N \cdot (1 + k_{d,A} \cdot SRT)}{(\mu_{max,A} - k_{d,A}) \cdot \frac{DO}{DO + K_o} SRT - 1}$$

dove, oltre ai simboli già introdotti in Tabella 4:

- DO è la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di nitrificazione, assunta pari a 2mg/l;
- SRT è il tempo medio di residenza cellulare, assunto pari a 10 giorni, come già visto precedentemente.

Per il calcolo del valore dell' N_{NO_x} , ovvero dell'azoto presente in forma nitrica e nitrosa in uscita dal reattore di nitrificazione e in ingresso al reattore di denitrificazione, è necessario considerare alcuni aspetti. L'azoto presente in ingresso al reattore di nitrificazione ($N_{NH_4^+,I}$) uscirà dallo stesso in tre forme diverse:

- azoto ammoniacale residuo ($N_{NH_4^+,E}$), già calcolato in precedenza;
- azoto nitrificato che, quindi, esce come N_{NO_x} ;

azoto contenuto nella biomassa autotrofa ed eterotrofa. Assumendo di rappresentare la biomassa con la formula $C_5H_7NO_2$ (Metclaf & Eddy, 2003) tale valore risulta pari al 12% in peso della biomassa prodotta. Il valore di N_{NO_x} in uscita dal comparto di nitrificazione è stato quindi calcolato togliendo dal valore di azoto in ingresso gli altri due contributi:

$$N_{NO_x} = N_{NH_4^+,I} - N_{NH_4^+,E} - 0.12 \cdot (SP_{x,Hg} + SP_{x,Hd} + SP_{x,Ag})$$

Come è possibile notare il valore di N_{NO_x} dipende dalla produzione di biomassa autotrofa che dipende dalla concentrazione di N_{NO_x} stessa. È stato quindi seguito un processo iterativo per la determinazione di questi due valori.

Come ultima concentrazione è stata calcolata la concentrazione di nitriti e nitrati in uscita dal reattore di denitrificazione ($N_{NO_{x,E}}$).

Tenuto della filiera proposta per il calcolo dei coefficienti di costo, quale valore massimo di azoto ammesso allo scarico (N_{max}) è stato assunto quello indicato per gli impianti di potenzialità compresa tra 10.000 e 100.000 a.e., pari a 15 mg/l come valore medio su base annua (Tab. 2 Allegato 5 alla parte III D.Lgs 152/06). Questo valore è dato dalla somma di:

- azoto ammoniacale ($N_{NH_4^+,E}$), già calcolato in precedenza;
- azoto organico dovuto a composti non biodegradabili solubili presenti nell'influyente che quindi passano inalterati all'interno dell'impianto;
- azoto nitrico e/o nitroso ($N_{NO_{x,E}}$) calcolato quindi per differenza.

Il parametro $N_{NO_{x,E}}$ risulta quindi pari a:

$$N_{NO_{x,E}} = N_{max} - N_{NH_4^+,E} - 0.01 \cdot S_I$$

4.4 Stima della produzione di fanghi dal processo di defosfatazione chimica

Per la stima della produzione di fanghi dal processo di defosfatazione chimica è per prima cosa necessario calcolare la quantità di P da rimuovere tenendo conto sia della concentrazione di P ammessa allo scarico sia della rimozione per sintesi nella biomassa.

Il calcolo della quantità di P da rimuovere è dato da:

$$P_{rim} = (P_{in} - P_{sint} - P_{out}) \cdot Q \text{ [gP/d]}$$

dove $P_{,sint}$ è calcolato rappresentando la biomassa con l'espressione $C_5H_7NO_2P_{1/12}$ (Comeau, 2008) nella quale il P rappresenta il 2,2% in peso.

Quindi $P_{,sint}$ può essere calcolato come:

$$P_{,sint} = \frac{0,022 \cdot (SP_{x,Hg} + SP_{x,Hd} + SP_{x,Ag})}{Q} \text{ [mgP/l]}$$

La produzione di fango è stata stimata attraverso il prodotto:

$$SP_{,p} = P_{,rim} \cdot SSP_{,p} \text{ [mgP/l]}$$

dove $SPP_{,p}$ rappresenta la produzione specifica di fango ovvero la produzione di fango per unità di P rimosso per precipitazione. Quest'ultimo parametro non è calcolabile e viene desunto da letteratura. Si veda la Tabella 7 per le assunzioni.

4.5 Stima del costo per l'aerazione della vasca di ossidazione

Per la stima del costo dovuto all'aerazione in vasca di ossidazione è stata calcolata la richiesta di ossigeno per la biodegradazione del COD e dell'azoto ammoniacale. Per il calcolo della richiesta di ossigeno per l'ossidazione del substrato carbonioso è necessario operare un bilancio di massa; se tutto il COD biodegradabile (bCOD) fosse ossidato in CO_2 e H_2O , allora la richiesta di ossigeno sarebbe proprio pari al bCOD ossidato. I batteri, invece, utilizzano una frazione del substrato (pari al coefficiente di resa, Y) per la crescita cellulare. In base alla reazione di ossidazione della biomassa per una mole di biomassa (113 g/mol) sono richiesti 160 g O_2 da cui ne consegue che il COD della biomassa e delle sostanze cellulari è pari a 1,42 gCOD/gSSV che possiamo assumere come fattore di conversione da biomassa (espressa in SSV) a COD.

Inoltre, essendo presente nella filiera ipotizzata un processo di pre-denitrificazione, il quale viene svolto da organismi eterotrofi, quest'ultimi consumeranno una parte del substrato carbonioso (bCOD) presente nel liquame in ingresso all'impianto per ridurre i nitrati. Tenendo conto che ogni mole di $N_NO_3^-$ (che pesa 14g) che si riduce a N_2 accetta 5 moli di elettroni e che 1 mole di elettroni corrisponde a 8g COD, si ha che ogni g di azoto denitrificato (che pesa 14 g/mol) corrisponde a 2,86 g di COD consumato.

Da quanto detto il consumo di ossigeno sarà dunque pari alla variazione della massa di substrato fra ingresso ed uscita, sottratta la produzione di fango espressa in COD e il credito di ossigeno dovuto al processo di denitrificazione:

$$RO_{2,COD} = Q \cdot (S_0 - S) - 1,42 \cdot (SP_{x,bio}) - Q \cdot 2,86 \cdot N_NO_{x,DEN}$$

dove $N_NO_{x,DEN}$ rappresenta l'azoto denitrificato.

Per quanto riguarda la sostanza azotata, la domanda di ossigeno è calcolata sulla base del quantitativo di azoto ammoniacale ossidato prima a nitriti poi a nitrati, secondo la seguente espressione:

$$RO_{2,N-NH_4^+} = 4,33 \cdot Q \cdot (N_NO_x)$$

dove 4.33 sono i gO₂ necessari per ossidare 1 gN-NH₄⁺ e N_NO_x è la concentrazione di azoto effettivamente ossidata durante il processo biologico (calcolata nel paragrafo precedente).

Dunque, calcolata la richiesta di ossigeno per l'ossidazione del COD e per la nitrificazione (kgO₂/d) e nota l'efficienza energetica del sistema di aerazione nel trasferimento dell'ossigeno (EA) (kgO₂/kWh) è stato calcolato il corrispondente consumo di energia elettrica:

$$EE_{COD} = \frac{RO_{2,COD}}{EA} [kWh/d]$$

$$EE_{N-NH_4^+} = \frac{RO_{2,N-NH_4^+}}{EA} [kWh/d]$$

Nel calcolo del consumo di energia elettrica è stata tenuta in considerazione anche l'azione dei tensioattivi. In base ai dati riportati da Che et al. (2013), è stata ricavata una relazione lineare di riduzione del coefficiente globale di trasferimento dell'ossigeno per concentrazioni di tensioattivi comprese tra 4 e 16 mg/l (concentrazione oltre la quale la riduzione è stata assunta costante) (Figura 5).

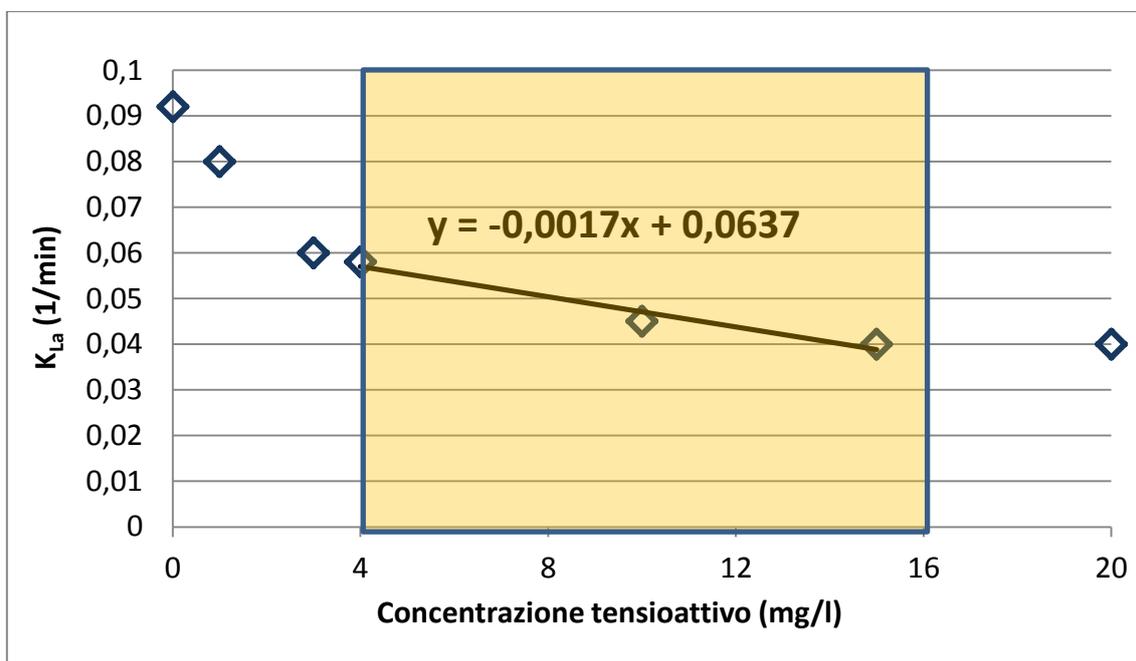


Figura 5. Effetto della concentrazione di tensioattivi sul trasferimento dell'ossigeno. In arancio il range di interesse. Elaborazione propria da Che et al. (2013).

La riduzione dell'EA è tenuta in considerazione per gli scarichi con concentrazione dei tensioattivi superiore a 4 mg/l.

Dal consumo di energia elettrica per l'aerazione è stato calcolato il corrispondente costo per unità di massa attraverso la seguente relazione:

$$SEE_{COD} = \frac{EE_{COD} \cdot \text{Costo unitario EE} \left[\frac{\text{€}}{\text{kgCOD}} \right]}{Q \cdot COD_{in}}$$

$$SEE_{N-NH_4^+} = \frac{EE_{N-NH_4^+} \cdot \text{Costo unitario EE} \left[\frac{\text{€}}{\text{kgTKN}} \right]}{Q \cdot TKN_{in}}$$

4.6 Stima del costo per il processo di denitrificazione

Per quanto riguarda il processo di denitrificazione sono stati calcolati i costi relativi all'agitazione della vasca, imputati poi al parametro TKN.

Per stimare questi costi si è ipotizzato un tempo di residenza idraulico di 2h e un consumo specifico di 10 W/m³ di reattore di processo per tenere in agitazione la vasca (Metcalf & Eddy, 2003). Da questi dati è stato possibile stimare il consumo elettrico (in kWh/d), e conseguentemente il costo specifico per unità di azoto, utilizzando la relazione introdotta nel paragrafo relativo all'aerazione.

4.7 Stima del costo per l'aerazione della stabilizzazione aerobica

Per quanto riguarda il costo di aerazione per la stabilizzazione dei fanghi, si è supposta una riduzione del 35% dei SSV del fango per effetto dell'ossidazione della biomassa eterotrofa ed autotrofa (Bonomo, 2008). Si rimanda al §4.9 per ulteriori dettagli sull'aspetto della riduzione dei SSV in digestione aerobica.

Pertanto il costo per l'aerazione nella fase di digestione aerobica è stato attribuito al COD ed all'azoto proporzionalmente alla biomassa eterotrofa ed autotrofa ossidate.

La riduzione dei fanghi è stata convertita in abbattimento di COD attraverso il rapporto già introdotto di 1,42 gCOD/gSSV.

A questo punto, nota la richiesta di ossigeno per i fanghi eterotrofi ed autotrofi (gO₂/d) e l'efficienza energetica degli aeratori (kgO₂/kWh), è stato calcolato il costo per l'aerazione per unità di COD e di N-NH₄⁺ secondo la procedura già descritta per la fase di ossidazione.

4.8 Stima del costo per il condizionamento chimico dei fanghi

Il costo legato al condizionamento chimico dei fanghi (CCF) è stato calcolato in base al consumo di polielettrolita dosato a monte della fase di disidratazione meccanica con centrifuga.

Pertanto, imposto un dosaggio di polielettrolita per unità di solidi trattati (g/kg SST) indicato con DSP, e un costo unitario del polielettrolita (€/kg) indicato con CP, si è determinato il consumo di reagente per ciascuna componente di fanghi:

$$CCF = SP_i \cdot DSP \cdot CP [\text{€/d}]$$

dove SP_i rappresenta la somma di $SP_{x,Hd} + SP_{x,Hg}$ (produzione di fanghi dovuti alla biomassa eterotrofa) per il parametro COD, $SP_{x,Ag}$ (produzione di fanghi dovuti alla biomassa autotrofa nitrificante) per il parametro N, la somma di $SP_{x,iSST}$ e $SP_{x,nbSSV}$ (produzione di fanghi dovuti ai solidi sospesi volatili non biodegradabili e minerali entranti con il refluo) per il parametro SST e SP_p (produzione fango chimico da precipitazione del P) per il parametro P.

Conseguentemente è stato calcolato il corrispondente costo di condizionamento dei fanghi per unità di massa (SCCF) da attribuire a ciascuno dei parametri COD, N, SST e P attraverso la seguente relazione:

$$SCCF = \frac{CCF}{Q \cdot C_{in}} \left[\frac{\text{€}}{\text{kg}} \right]$$

dove C_{in} rappresenta la concentrazione del contaminante in questione (COD, SST, TKN, P) nel refluo in ingresso.

4.9 Stima del costo dei reagenti per la defosfatazione

Per quanto riguarda il parametro P si è ipotizzata la defosfatazione mediante precipitazione chimica con PAC. Il quantitativo di soluzione di PAC necessario (DPAC) si calcola come segue:

$$DPAC = \frac{DAI}{ALPAC} [\text{gPAC/d}]$$

dove ALPAC rappresenta il contenuto di Al nella soluzione di PAC (% in peso) e DAI rappresenta l'alluminio da dosare dato da:

$$DAI = \frac{(P_{in} - P_{sint} - P_{out}) \cdot DSPAC \cdot PMAl}{PMP} \cdot Q \quad [\text{gAl/d}]$$

dove P_{in} , P_{sint} e P_{out} rappresentano rispettivamente: la concentrazione di P in ingresso all'impianto, la concentrazione di fosforo rimossa per sintesi della biomassa nel processo biologico e la concentrazione in uscita, DSPAC rappresenta il dosaggio specifico (moli di Al dosate per mole di P) PMAl e PMP i pesi molari di Al e P rispettivamente.

Pertanto il costo per il dosaggio di reagenti per unità di massa del P (CRP) è stato ricavato come segue:

$$CRP = \frac{DPAC \cdot CPAC}{Q \cdot P_{in}} \left[\frac{\text{€}}{\text{kgP}} \right]$$

dove CPAC rappresenta il costo unitario della soluzione di PAC.

4.10 Stima del costo per lo smaltimento dei fanghi

Per lo smaltimento finale dei fanghi disidratati, è stato seguito il seguente procedimento. La riduzione dei SSV in misura del 35% è da attribuirsi alle sole frazioni dei SSV rappresentate dalla biomassa attiva (eterotrofa ed autotrofa nitrificante). Al fine di ottenere un riduzione del 35% dei SSV, e tenuto conto del loro peso complessivo nei SSV, le frazioni di biomassa attiva devono essere ridotte del 75% mentre in uscita dal digestore si ritrova il 100% di tutte le altre componenti del fango ritenute non biodegradabili. Nota la percentuale di sostanza secca, si deduce il carico di fango umido, e fissato il costo unitario di smaltimento fanghi, si determina il costo finale, diviso nelle tre componenti. Nel costo di smaltimento dei fanghi eterotrofi è stata compresa anche la quota dovuta alla disidratazione meccanica: noto il costo specifico di disidratazione con centrifuga (kWh/kg SS) e fissata la tariffa dell'elettricità (€/kWh), è possibile determinarne il costo per la disidratazione.

Infine, così come per i fanghi biologici, si determina il costo di smaltimento finale dei fanghi prodotti da defosfatazione chimica: noto il quantitativo di fango prodotto (g/d) e nota la percentuale di sostanza secca, si deduce il carico di fango umido, e fissato il costo unitario di smaltimento fanghi, si determina il costo finale.

Per la determinazione di tale costo unitario di smaltimento fanghi si è proceduto come segue.

Sono state prese in considerazione le seguenti modalità di smaltimento: spandimento diretto in agricoltura, compostaggio, termovalorizzazione (in cementificio o in impianto per rifiuti urbani), discarica. In base a quanto riportato da Braguglia (2014) relativamente alle percentuali di smaltimento nelle varie modalità al 2010 e al 2020, sono state stimate le percentuali smaltite secondo le diverse modalità al 2018.

	Valori al 2010	Valori al 2020	Valori al 2018
SPANDIMENTO DIRETTO	25	35	33
COMPOSTAGGIO	30	30	30
TERMOVALORIZZAZIONE	20	30	28
DISCARICA	25	5	9

Tabella 5. Modalità di smaltimento dei fanghi (in %).

Parallelamente sono stati raccolti i costi unitari di smaltimento secondo le diverse modalità attraverso dati forniti direttamente da un campione di gestori del SII operanti al nord, centro e sud d'Italia e dati reperiti su pubblicazioni. In base ai costi unitari di smaltimento raccolti è stata predisposta la tabella che segue.

	Spandimento diretto	Compostaggio	Termovalorizzazione	Discarica
Media	65,1	87,3	100,0	131,0
Minimo	40,0	46,0	60,0	95,0
Massimo	140,0	138,2	158,0	163,7

Tabella 6. Risultati dell'indagine sui costi unitari di smaltimento dei fanghi (€/t).

Il costo unitario di smaltimento medio è stato quindi calcolato come media pesata con le percentuali di smaltimento previste al 2018 ed è risultato pari a 87,5 €/t.

E' opportuno precisare che:

- nei casi in cui era stata fornita una forbice di costo, ai fini del calcolo dei valori riportati in Tabella 6, è stato utilizzato il valore medio;
- prima di procedere al calcolo dei valori medi, inseriti in Tabella 6, per ognuna delle opzioni di recupero/smaltimento dei fanghi, per i valori riferiti agli anni precedenti al 2013 è stata fatta un'aggiornamento dei costi con i coefficienti di rivalutazione monetaria riportati nel sito dell'ISTAT (<http://rivaluta.istat.it/Rivaluta>) prendendo a riferimento l'anno 2015.

5. ESITO DELLA SIMULAZIONE

Ai fini del calcolo dei costi di trattamento, si riportano in Tabella 7 le principali ipotesi assunte sui parametri di input del modello per effettuare la simulazione.

Costo unitario energia ⁽¹⁾	€/KWh	0,15164
Temperatura	°C	20
Tempo di residenza cellulare	d	10
OSSIDAZIONE- AERAZIONE		
Efficienza energetica aeratori in vasca di ossidazione ⁽²⁾	kgO ₂ /KWh	1,75
DENITRIFICAZIONE		
Tempo di residenza idraulico	h	2
Consumo specifico di agitazione meccanica ⁽³⁾	W/m ³	10
LINEA FANGHI - SMALTIMENTO FANGHI		
Rimozione solidi volatili digestione aerobica ⁽⁴⁾	%	40
Percentuale sostanza secca nel fango disidratato	%	25
Costo specifico disidratazione con centrifuga ⁽⁴⁾	KWh/kg SS	0,045
Costo unitario smaltimento fanghi ⁽⁵⁾	€/t	87,5
LINEA FANGHI - CONDIZIONAMENTO CHIMICO		
Dosaggio polielettrolita ⁽⁴⁾	g/kg SST	6
Costo polielettrolita ⁽⁶⁾	€/kg	2,4
DEFOSFATAZIONE (con policloruro di alluminio)		
Costo soluzione policloruro alluminio	€/t	288,7 ⁽⁶⁾
Percentuale di alluminio nella soluzione	%	8,88
Dosaggio di alluminio	mol Al/mol P	1,5
Percentuale sostanza secca dei fanghi ^{(7), (8)}	%	25
Costo unitario smaltimento fanghi chimici ⁽⁵⁾	€/t	87,5
Produzione specifica fanghi da defosfatazione (SPP _p) ⁽⁹⁾	gSST/gP	5,5

Tabella 7. Principali ipotesi fatte ai fini del calcolo dei costi. ⁽¹⁾ Comunicato da AEEGSI (determina 3/2014). ⁽²⁾ Da Masotti(2011), Capitolo 13. ⁽³⁾ Da (Metcalf & Eddy, 2003). ⁽⁴⁾ Da Masotti (2011), Capitolo 18. ⁽⁵⁾ Si veda la procedura descritta al successivo § 5.1 del presente documento. ⁽⁶⁾ Da Masotti (2011), Tabella 26.5. E' stato considerato il valore medio dei range indicati e quest'ultimo aggiornato con il coefficiente di rivalutazione monetaria riportato nel sito dell'ISTAT (<http://rivaluta.istat.it/Rivaluta>) prendendo a riferimento l'anno 2015. ⁽⁷⁾ Da Masotti (2011), capitolo 19. ⁽⁸⁾ E' stata considerata la stessa percentuale di sostanza secca dei fanghi biologici. ⁽⁹⁾ Da Bonomo (2008).

Per quanto riguarda i costi dei reagenti chimici considerati (polielettrolita per il condizionamento dei fanghi ed il policloruro di alluminio per la defosfatizzazione), è opportuno sottolineare che è stata effettuata anche un'analisi di sensitività che ha mostrato come il valore dei reagenti incide limitatamente sulle percentuali anche variando il costo in un range di $\pm 50\%$ del valore assunto.

Sulla base di tali ipotesi, per ognuno dei 4 parametri COD, SST, N e P, si riporta l'esito della simulazione per il calcolo del contributo complessivo al costo di trattamento per unità di volume del refluo preso a riferimento, sommando i contributi di costo precedentemente descritti. Per il dettaglio si veda la Tabella 8.

COD	€cent/m³
Costo aerazione per ossidazione in vasca biologica	1,90
Costo aerazione per digestione fanghi eterotrofi	1,63
Costo smaltimento fanghi eterotrofi (compresa disidratazione con centrifuga)	0,97
Costo PAC-fango eterotrofo	0,04
TOTALE COD	4,54
SST	€cent/m³
Costo smaltimento fanghi iSST+nbSSV	2,38
Costo condizionamento fango non biodegradabile	0,10
TOTALE SST	2,48
N⁽¹⁾	€cent/m³
Costo aerazione per nitrificazione	0,91
Costo agitazione per denitrificazione	0,30
Costo aerazione per digestione fanghi autotrofi	0,04
Costo smaltimento fanghi autotrofi	0,01
Costo condizionamento fango autotrofo	0,00
TOTALE N	1,27
P	€cent/m³
Costo PAC-defosfatizzazione	0,27
Costo smaltimento fanghi chimici	0,12
Costo condizionamento fango chimico da defosfatizzazione	0,00
TOTALE P	0,39

Tabella 8. Riepilogo dei costi per COD, SST, N e P (valori espressi in €cent/m³). ⁽¹⁾ Espresso come TKN.

Si ribadisce ancora una volta come i valori ottenuti facciano riferimento ai soli costi operativi, specificatamente alle componenti energia, smaltimento/recupero fanghi e reagenti e non comprendono le altre componenti di costo (ammortamento degli investimenti, personale, amministrazione, ecc.).

In Tabella 9 si riassume il contributo dei quattro parametri COD, SST, N e P al costo di trattamento per unità di volume.

Costo COD (€/m ³)	0,045
Costo SST (€/m ³)	0,025
Costo N ⁽¹⁾ (€/m ³)	0,013
Costo P (€/m ³)	0,004
Totale (€/m ³)	0,087

Tabella 9. Costi di trattamento per unità di volume. ⁽¹⁾Espresso come TKN.

Tali valori sono stati utilizzati per calcolare il peso, in percentuale, di ognuno dei parametri COD, SST, N e P sul costo unitario di trattamento del refluo preso come riferimento. Tale costo unitario di trattamento si ripartisce come mostrato in Tabella 10.

Parametro	Peso (%)
COD	52%
SST	28%
N ⁽¹⁾	15%
P	5%

Tabella 10. Ripartizione in % del costo unitario di trattamento del refluo preso come riferimento. ⁽¹⁾Espresso come TKN.

I coefficienti di costo per ciascuno dei quattro parametri inquinanti principali così ottenuti costituiscono l'output del modello di simulazione dell'impianto "tipo".

6. BIBLIOGRAFIA

- AA.VV (2005). "Dal monitoraggio convenzionale al controllo avanzato degli impianti a fanghi attivi", Ed. Andreottola G., Foladori P., Ziglio G., SAN 4, ISBN 88-8443-117-4.
- Autorità per l'energia elettrica il gas e il sistema idrico (2014). Documento per la consultazione 620/2014/R/IDR.
- Bonomo L. (2008). Trattamenti delle acque reflue. McGraw – Hill
- Braguglia C.M., 2014. Stato dell'arte sullo smaltimento dei fanghi in Europa e in Italia. In atti del Workshop organizzato nell'ambito del Progetto LIFE SHOWW (LIFE 10 INF/IT/000282) "Il trattamento e la gestione dei fanghi di depurazione: stato dell'arte, normativa e innovazione". Roma, 8-9 maggio, 2014. http://www.showwproject.eu/images/1/1c/2_Braguglia_DEF.pdf
- Chen X., Liu G., Fan H., Li M., Luo T. Qi L., Wang H. (2013). Effects of surfactant contamination on oxygen mass transfer in fine bubble aeration process. Korean J. Chem. Eng., 30(9), 1741-1746.
- Ekama, G.A., Marais, G.v.R., Siebritz, I.P., Pitman, A.R., Keay, G.F.P. , Buchan, L. , Gerber, A. Smollen, M. (1984). Theory, design and operation of nutrient removal activated sludge process. Water Research Commission, Pretoria, South Africa.
- Henze M., Comeau, Y., (2008). Wastewater characterization. In 'Biological wastewater treatment: Principles, modelling and design'. Edited by M. Henze, M.C.M. van Loosdrecht, G.A. Ekama and D. Brdjanovic. Pubblicato da IWA publiing, London, UK.

- Comeau, Y. (2008). Microbial metabolism. In 'Biological wastewater treatment: Principles, modelling and design'. Edited by M. Henze, M.C.M. van Loosdrecht, G.A. Ekama and D. Brdjanovic. Pubblicato da IWA publishing, London, UK.
- Henze M., Gujer W., Takashi M., Van Loosdrecht M., (2000), Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3, IWA Publishing.
- Masotti L. Depurazione delle acque - Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto, Capitoli 2, 13, 18, 19. Calderini editore – Il sole 24 ore, 2011.
- Metcalf, & Eddy, Inc, 2003. Wastewater engineering: treatment and reuse. In: Tchobanoglous, G., Burton, F.L., Stensel, H.D. (Eds.), McGraw-Hill Series in Civil and Environmental Engineering, fourth ed. (New York).