



CICLI INTEGRATI IMPIANTI PRIMARI

Via della Repubblica n. 24 - 63100 Ascoli Piceno

Servizio Idrico Integrato

COMUNE DI FERMO

Potenziamento fino alla potenzialità di 70.000 AE
del depuratore Basso Tenna nel Comune di Fermo
1° stralcio + 2° stralcio

PROGETTO DEFINITIVO

elaborato: ALL 6.02	titolo: RELAZIONE DI CALCOLO DEL PROCESSO BIOLOGICO E DELLA PRECIPITAZIONE CHIMICA DEL FOSFORO	scala -/--
data: Marzo 2016		

I PROGETTISTI:



Ing. Enrico Maria Battistoni

INGEGNERIA AMBIENTE S.r.l.
Via del Consorzio, 39 - 60015 Falconara Marittima (AN)
tel. 071-9162094 - fax 071-9189580
e-mail: info@ingegneriaambiente.it

VISTO:
IL RESPONSABILE
DEL PROCEDIMENTO TECNICO
Dott. Ing. Alessandro Tesei

Ing. Amedeo Grilli

Via Perpentì, 16 - 63900 Fermo (FM)
telefax: 0734-225650
e-mail: ingegnerigrilli@virgilio.it

COLLABORAZIONE ALLA PROGETTAZIONE

ING. LORENZO BURZACCA

ING. PIETRO GRILLI

ING. GIORGIA BARIANI

ING. MARTINA SANTINELLI

N. REV.	DATA	DESCRIZIONE AGGIORNAMENTO
AGGIORNAMENTI		
CODICE PROGETTO:	D028 D044	CODICE COMMESSA: DX28 DX44
		IDENTIFICATIVO AATO: 192049 192050

INDICE

1. PREMESSA	4
1.1. I LIMITI DI LEGGE	4
2. IL TRATTAMENTO BIOLOGICO.....	6
2.1. PRINCIPI DI PROCESSO.....	6
2.2. IL SELETTORE ANOSSICO – TEORIA DEL PROCESSO.....	6
2.3. DATI A BASE PROGETTO DEL PROCESSO BIOLOGICO.....	8
1.1. IL DIMENSIONAMENTO DEL SELETTORE ANOSSICO.....	13
2.4. LE DIMENSIONI DEL PROCESSO BIOLOGICO	13
2.5. LA MODELLAZIONE DEI PROCESSI PER LA VERIFICA DELLE PRESTAZIONI.....	14
2.5.1. <i>Il processo biologico</i>	14
2.5.2. <i>Sintesi dei risultati raggiunti</i>	16
3. STAZIONE DI DOSAGGIO REAGENTE PRECIPITANTE DEL FOSFORO.....	18
3.1. CALCOLI DI PROCESSO.....	18
4. LA FORNITURA DI ARIA PER IL PROCESSO BIOLOGICO.....	20
4.1. METODOLOGIE PER IL CALCOLO DEI SISTEMI DI FORNITURA DELL'ARIA	20
4.1.1. <i>Metodologia per il calcolo dell'ossigeno da fornire</i>	20
4.1.2. <i>Metodologia per il calcolo dell'aria da fornire</i>	21
4.1.3. <i>Metodologia per il calcolo dei diffusori porosi</i>	22
4.2. CALCOLO DELLE RICHIESTE DI OSSIGENO E DI ARIA	22
4.2.1. <i>Calcolo della richiesta di ossigeno per n.2 linee biologiche</i>	22
4.2.2. <i>Calcolo delle forniture d'aria</i>	23
4.2.3. <i>Calcolo portata di aria per n.2 linee biologiche</i>	24
4.2.4. <i>Calcolo dei diffusori porosi e loro distribuzione</i>	25
5. DIMENSIONAMENTO DEI SISTEMI DI MISCELAZIONE	27
5.1. LINEA BIOLOGICA A CICLI ALTERNATI IN REATTORE UNICO	27
6. ADDENDUM ALLA RELAZIONE SPECIALISTICA SUL PROCESSO BIOLOGICO.....	28
6.1. LA MODELLAZIONE DEL PROCESSO CON ASM2 eFeox.....	28

INDICE DELLE TABELLE

TABELLA 1-1. TAB.1 ALL. 5 ALLA PARTE III DEL D.LGS 152/2006.....	4
TABELLA 1-2. TAB. 2 (RISPETTO ALLA CONCENTRAZIONE) ALL. 5 ALLA PARTE III DEL D.LGS 152/2006.....	4
TABELLA 1-3. PARAMETRI TAB. 3 ALL. 5 ALLA PARTE III DEL D.LGS 152/2006.....	4
TABELLA 2-1: DATI A BASE PROGETTO – CONTRIBUTO LIDO DI FERMO.....	9
TABELLA 2-2: DATI A BASE PROGETTO – CONTRIBUTO 5000 AE RESIDUI.....	11

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

TABELLA 2-3: DATI A BASE PROGETTO – COMPLESSIVI 50.000 AE _____	12
TABELLA 2-4: PORTATE DI PROGETTO IN INGRESSO AL SELETTORE ANOSSICO _____	13
TABELLA 2-5: PRINCIPALI DIMENSIONI E CONDIZIONI OPERATIVE DEL SELETTORE ANOSSICO STATO DI PROGETTO _____	13
TABELLA 2-6: PRINCIPALI DIMENSIONI DEL NUOVO PROCESSO BIOLOGICO _____	14
TABELLA 2-7: CARICHI IDRAULICI E CONCENTRAZIONI INFLUENTI – SIMULAZIONI STATO DI PRGETTO _____	15
TABELLA 2-8: RIPARTIZIONE PERCENTUALE DEL COD _____	15
TABELLA 2-9: PARAMETRI OPERATIVI _____	16
TABELLA 2-10: RISULTATI DELLE SIMULAZIONI _____	16
TABELLA 3-1– CALCOLO DELLA FORNITURA E DOTAZIONI PER LA PRECIPITAZIONE CHIMICA DEL FOSFORO _____	18
TABELLA 4-1: PRINCIPALI DIMENSIONI DEL NUOVO PROCESSO BIOLOGICO _____	22
TABELLA 4-2: CALCOLO DELL’OSSIGENO TEORICO _____	22
TABELLA 4-3: CARATTERISTICHE SINGOLO DIFFUSORE POROSO: SOTE [%] – SOMMERGENZA – BATTENTE – CARICO DI PROGETTO _____	23
TABELLA 4-4: SUPERFICIE DI MEMBRANA PERFORATA _____	23
TABELLA 4-5: CONCENTRAZIONE OD IN RELAZIONE ALLE DIVERSE TEMPERATURE _____	24
TABELLA 4-6: CALCOLO ARIA PRATICA _____	24
TABELLA 4-7: COMPARAZIONE TRA DIVERSE TIPOLOGIE DI DIFFUSORI _____	25
TABELLA 4-8: DISTRIBUZIONE DEI DIFFUSORI POROSI IN VASCA BIOLOGICA _____	26
TABELLA 5-1: ELETTROMISCELATORI PER LE DUE LINEE DEL PROCESSO A CICLI ALTERNATI _____	27

INDICE DELLE FIGURE

FIGURA 2-1: TRASPOSIZIONE GRAFICA DEL COD E TSS INFLUENTE _____	6
FIGURA 2-2: TIPICHE CURVE DI CRESCITA PER FILAMENTOSI E FIOCCO FORMATORI _____	8

1. PREMESSA

La presente relazione è parte integrante degli elaborati del progetto definitivo per l'ampliamento dell'impianto di depurazione Basso Tenna (FM). Tale elaborato tratta il dimensionamento del processo per la rimozione biologica delle sostanze organiche e dei nutrienti (Azoto e Fosforo).

Nello specifico, la filiera per il trattamento di ulteriori 50.000 AE rispetto allo stato di fatto include un selettore anossico/ripartitore di portata a cui segue il processo biologico, organizzato in due linee parallele. Il dimensionamento del selettore, è stato effettuato secondo i principi esposti nella più recente letteratura del settore. Il dimensionamento del processo biologico è stato eseguito tramite il modello ASM-2 con ossidazione del Fe²⁺. I dettagli del modello applicato sono illustrati nell'Addendum ASM-2Feox, mentre i primi risultati di calcolo vengono riassunti nella presente relazione specialistica.

1.1. I limiti di legge

Il depuratore del Basso Tenna è autorizzato allo scarico con Determina della Provincia di Fermo n° Registro Generale 495 del 22/04/2013 n° Registro settore 191 del 22/04/2013; i limiti sono fissati dalla Tab.1e Tab. 2 (rispetto alla concentrazione) All. 5 alla Parte III del D.Lgs 152/2006 nonché dalla Tab. 3 All.5 Parte III del D.Lgs 152/2006 per i seguenti parametri: “Tensioattivi Totali e Idrocarburi Totali”. Per il parametro Escherichia Coli per il periodo 15 marzo – 30 settembre deve essere rispettato il limite di 3.000 UFC/100ml.

Le successive tabelle riportano i limiti allo scarico summenzionati.

Tabella 1-1. Tab.1 All. 5 alla Parte III del D.Lgs 152/2006

Potenzialità AE	>10.000 AE	
Parametri (media giornaliera)	Concentrazione	% riduzione
BOD5 (senza nitrificazione) mg/l	≤25	70-90
COD mg/l	≤125	75
TSS mg/l	≤35	90

Tabella 1-2. Tab. 2 (rispetto alla concentrazione) All. 5 alla Parte III del D.Lgs 152/2006

Potenzialità AE	10.000 – 100.000 AE
Parametri (media annua)	Concentrazione
Fosforo totale P mg/l	≤2
Azoto Totale N mg/l	≤15

Tabella 1-3. Parametri Tab. 3 All. 5 alla Parte III del D.Lgs 152/2006

N. parametro	Parametri	U.d.M.	Scarico in acque superficiali
37	Idrocarburi totali	mg/L	≤ 5

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

42	Tensioattivi totali	mg/L	≤ 2
----	---------------------	------	----------

2. IL TRATTAMENTO BIOLOGICO

2.1. Principi di processo

Come descritto nella relazione, allegata alla presente progettazione definitiva “ALL 6.01– Relazione tecnica di progetto e di processo”, il processo biologico verrà realizzato in una nuova vasca organizzata in sue linee parallele indipendenti.

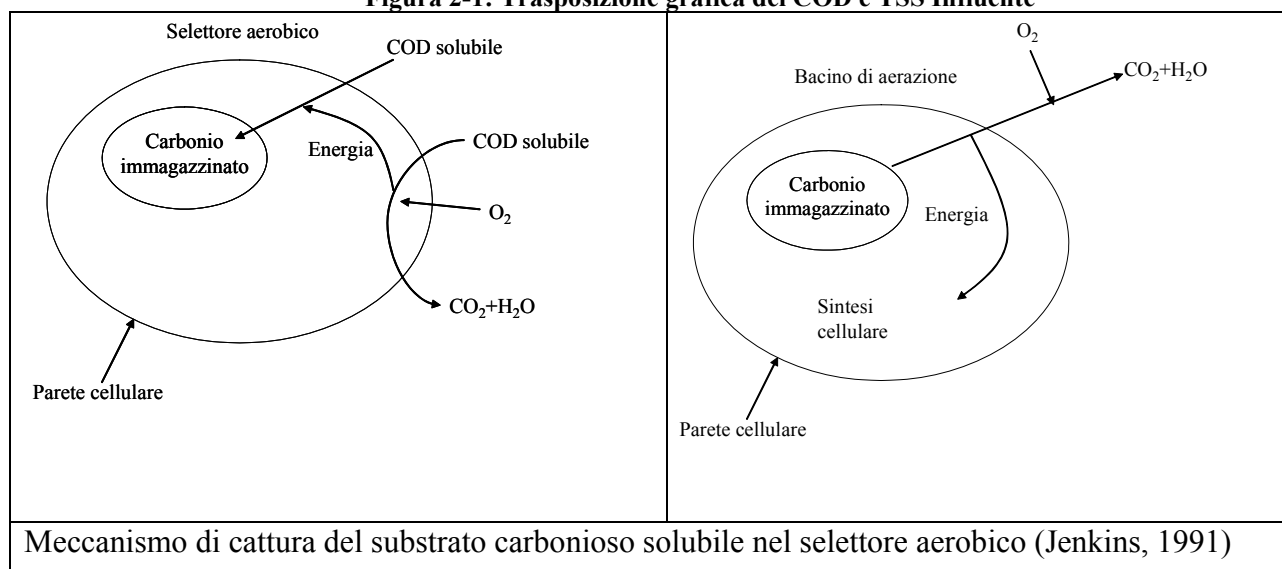
Il processo biologico sarà preceduto da un selettore anossico/ripartitore di portata per distribuire equamente il flusso alle due linee e per il controllo della formazione di microrganismi filamentosi.

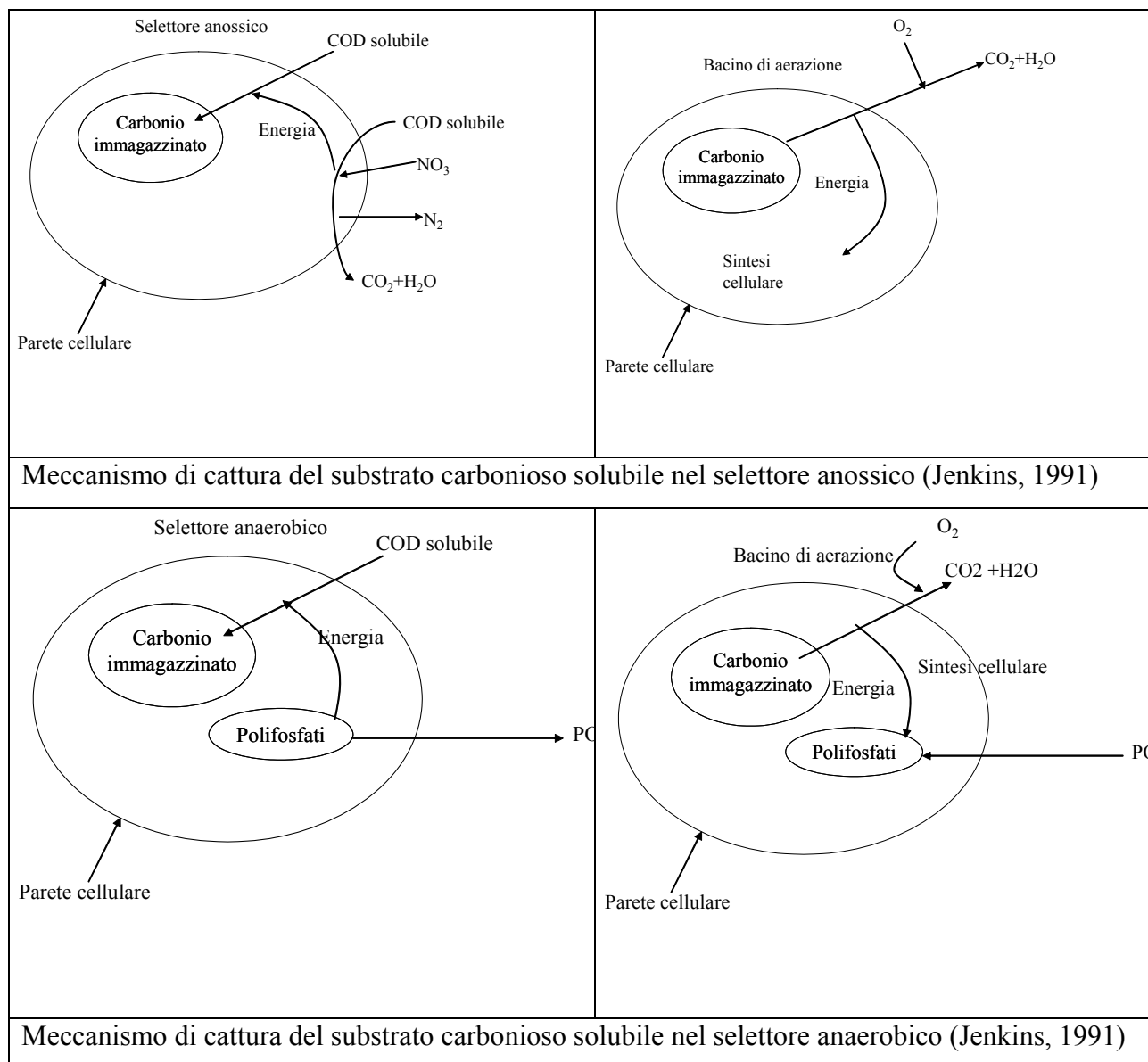
Al selettore verranno convogliate la portata influente e quella dei fanghi biologici di ricircolo.

2.2. Il selettore anossico – teoria del processo

La crescita e lo sviluppo degli organismi filamentosi è il più comune dei problemi gestionali di un impianto di depurazione a fanghi attivi. Questa proliferazione crea il fenomeno detto "bulking sludge" ossia fango con caratteristiche di scarsa sedimentabilità dovuta alla forma filamentosa del batterio che si può proporre in modo libero o legato alla biomassa costituita da fiocco formatori. Per limitare di questo problema si fa ricorso all'uso di compartimenti separati o "selettore", come zona iniziale di contatto del reattore biologico dove l'influente e il fango di ricircolo sono miscelati.

Figura 2-1: Trasposizione grafica del COD e TSS Influyente



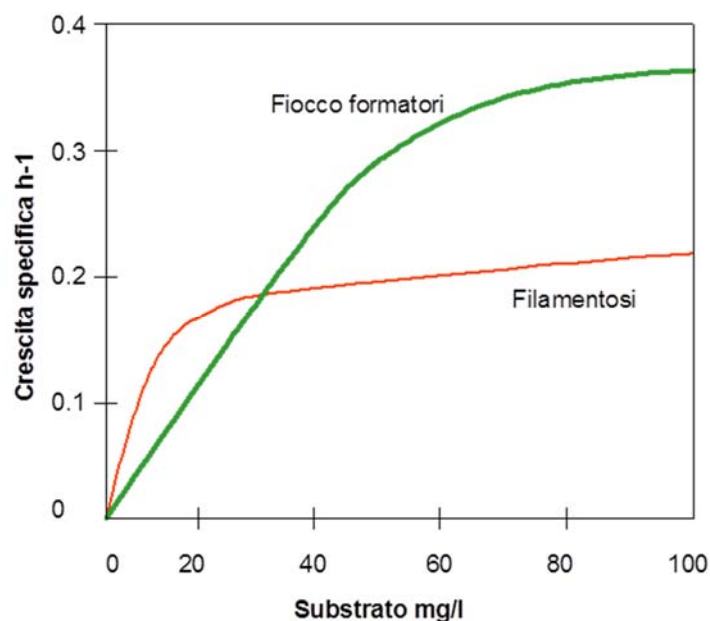


Il concetto di compartimento separato iniziale (selettore) implica una selezione cinetica di organismi fiocco formatori nella fase iniziale del processo biologico grazie all'elevato valore di F/M (è suggerito un valore di F/M = da 2,27 a 7,0 Kg COD/Kg TVS d). La driving-force fornita dall'elevata quantità di substrato per unità di biomassa, consente un rapido assorbimento di sostanze organiche solubili da parte degli organismi fiocco formatori caratterizzati da una K_s (costante di semisaturazione) più elevata di quella dei filamentosi, ma anche da una μ_{max} nettamente superiore. Questa rapida rimozione di sostanze solubili all'inizio del processo, che può essere condotto in condizioni aerobiche o anossiche o alternate e comunque miscelato, abbassa la disponibilità nella fase successiva di substrato per la crescita di organismi filamentosi; fase che viene relegata ai tratti terminali delle vasche biologiche dove si opera irrimediabilmente ad un rapporto F/M molto basso.

I selettori anossici ed anaerobici sono più efficaci nel controllo del bulking in quanto i batteri filamentosi non posseggono la capacità di utilizzare l'energia dei polifosfati per catturare COD (anaerobico) o perché hanno una velocità di denitrificazione più bassa dei fiocco formatori (anossici). In sintesi, la selezione dei batteri fiocco formatori in condizioni di crescita sbilanciata (cattura del COD e metabolizzazione in momenti distinti) è dovuta al fatto che sono più veloci nel catturare il COD solubile.

Il settore anossico o anaerobico presenta un altro vantaggio nello sviluppo dei fiocco formatori, in quanto i batteri filamentosi che si sviluppano in condizioni di basso OD (ossigeno disciolto) sono tutti strettamente aerobici. Il tempo di contatto per questa prima fase è relativamente breve (10-30 min).

Figura 2-2: Tipiche curve di crescita per filamentosi e fiocco formatori



2.3. Dati a base progetto del processo biologico

I dati a base progetto in termini di AE, portata media, concentrazioni e carichi di massa dei principali inquinanti sono riassunti in seguito. L'acqua reflua influente proviene dai pretrattamenti (grigliatura fine e dissabbiatura), non esistendo la sedimentazione primaria.

Tabella 2-1: Dati a base progetto – Contributo Lido di Fermo

DATI A BASE PROGETTO - STATO DI PROGETTO- LIDO DI FERMO											
AE Stato di Fatto	AE	30000									
AE Fluttuanti	AE	15000									
AE totali Stato di Progetto	AE	45000									
D.I.	l/AE d	250									
ALFA		0,8									
Portata media nera teorica [Q _{mn} teorica]	m ³ /d	9000	m ³ /h	375							
Coefficiente infiltrazione globale		1,05									
Portata di infiltrazione	m ³ /d	450	m ³ /h	19							
Portata media nera effettiva [Q_{mn} effettiva]	m³/d	9450	m³/h	394							
Coefficiente di punta secca		2,0									
Portata di punta secca teorica			m ³ /h	750							
Portata di infiltrazione			m ³ /h	19							
Portata di punta secca effettiva [Q_{punta} effettiva]			m³/h	769							
Coefficiente di massimo afflusso in rete		4									
Portata massima pretrattamenti	m ³ /d	36000	m ³ /h	1500							
Portata di infiltrazione			m ³ /h	19							
Portata massima pretrattamenti con infiltrazione	m ³ /d	36450	m ³ /h	1519							
Portata massima ingresso impianto [Q_{max in}]	m³/d	36450	m³/h	1519							
Coefficiente di massimo afflusso al biologico		2,5									
Portata massima al biologico	m ³ /d	22500	m ³ /h	938							
Portata di infiltrazione			m ³ /h	19							
Portata massima al biologico con infiltrazione [Q_{maxbio}]	m³/d	22950	m³/h	956							
Fattori di carico unitari			Carichi di massa in ingresso			Concentrazioni in ingresso			Concentraz. dati gestione 2012		
Parametro	u.m.	Valore	Parametro	u.m.	Valore	Parametro	u.m.	Valore	Parametro	u.m.	Valore
Fcu	gCOD/AE d	105	LCOD	Kg/d	4725	COD	mg/l	500,0	COD	mg/l	445
Fcu	gN _{tot} /AE d	12	LN _{tot}	Kg/d	540	N _{tot}	mg/l	57,1	N _{tot}	mg/l	60
Fcu	gP _{tot} /AE d	1,8	LP _{tot}	Kg/d	81	P _{tot}	mg/l	8,6	P _{tot}	mg/l	9,8
Fcu	gTSS/AE d	50	LTSS	Kg/d	2250	TSS	mg/l	238,1	TSS	mg/l	210

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

Tabella 2-2: Dati a base progetto – Contributo 5000 AE residui

DATI A BASE PROGETTO - STATO DI PROGETTO- POTENZIALITA' RESIDUA								
AE Stato di Fatto	AE	0						
AE Ampliamento	AE	5000						
AE totali Stato di Progetto	AE	5000						
D.I.	l/AE d	250						
ALFA		0,8						
Portata media nera teorica [Q _{mn} teorica]	m ³ /d	1000	m ³ /h	42				
Coefficiente infiltrazione globale		1,00						
Portata di infiltrazione	m ³ /d	0	m ³ /h	0				
Portata media nera effettiva [Q_{mn} effettiva]	m³/d	1000	m³/h	42				
Coefficiente di punta secca		2,0						
Portata di punta secca teorica			m ³ /h	83				
Portata di infiltrazione			m ³ /h	0				
Portata di punta secca effettiva [Q_{punta} effettiva]			m³/h	83				
Coefficiente di massimo afflusso in rete		4						
Portata massima pretrattamenti	m ³ /d	4000	m ³ /h	167				
Portata di infiltrazione			m ³ /h	0				
Portata massima pretrattamenti con infiltrazione	m ³ /d	4000	m ³ /h	167				
Portata massima ingresso impianto [Q_{max in}]	m³/d	4000	m³/h	167				
Coefficiente di massimo afflusso al biologico		2,5						
Portata massima al biologico	m ³ /d	2500	m ³ /h	104				
Portata di infiltrazione			m ³ /h	0				
Portata massima al biologico con infiltrazione [Q_{maxbio}]	m³/d	2500	m³/h	104				
Fattori di carico unitari			Carichi di massa in ingresso			Concentrazioni in ingresso		
Parametro	u.m.	Valore	Parametro	u.m.	Valore	Parametro	u.m.	Valore
*F _{cu}	gCOD/AE d	150	LCOD	Kg/d	750	COD	mg/l	750,0
*F _{cu}	gN _{tot} /AE d	13,5	LN _{tot}	Kg/d	68	N _{tot}	mg/l	67,5
*F _{cu}	gP _{tot} /AE d	2,0	LP _{tot}	Kg/d	10	P _{tot}	mg/l	10,0
*F _{cu}	gTSS/AE d	90	LTSS	Kg/d	450	TSS	mg/l	450,0

* fattori di CU coerenti al I Lotto dei 20.000 AE

Tabella 2-3: Dati a base progetto – Complessivi 50.000 AE

DATI A BASE PROGETTO - STATO DI PROGETTO- AMPLIAMENTO 50.000AE								
AE totali Stato di Progetto	AE	50000						
Portata media nera effettiva [Qmn effettiva]	m3/d	10450	m3/h	435				
Portata di punta secca effettiva [Qpunta effettiva]			m3/h	852				
Portata massima ingresso impianto [Qmax in]	m3/d	40450	m3/h	1685				
Portata massima al biologico con infiltrazione [Qmaxbio]	m3/d	25450	m3/h	1060				
			Carichi di massa in ingresso			Concentrazioni in ingresso		
			Parametro	u.m.	Valore	Parametro	u.m.	Valore
			LCOD	Kg/d	5475	COD	mg/l	524
			LNtot	Kg/d	608	Ntot	mg/l	58
			LPtot	Kg/d	91	Ptot	mg/l	8,7
			LTSS	Kg/d	2700	TSS	mg/l	258

1.1. Il dimensionamento del selettore anossico

Viene scelto un selettore di testa **unico per le due linee** al quale arrivano le portate di influente e di ricircolo dei fanghi biologici dopo sedimentazione secondaria. Il selettore lavora idraulicamente in due stadi in cui la direzione del flusso è down ed upflow rispettivamente nel primo e secondo stadio. Ciò permette di evitare l'installazione di elettromiscelatori, in quanto la velocità di discesa e di risalita della miscela influente-fanghi è sempre nettamente superiore a quella di sedimentazione dei solidi sospesi.

Il selettore viene progettato di volume utile pari a 248 m³ che assicura sia un HRT alla Q_{mn} di 34 min ed un F/M di 7 kgCOD/kgTVS/d. Alcune approssimazioni dei valori sono connesse all'esatto valore di MLSS in vasca biologica e quindi nella portata di ricircolo, nonché al rapporto TVS/TS delle biomasse; tali valori possono variare in base alle condizioni operative ottimali nelle diverse stagioni, per cui nella tabella seguente si rappresentano condizioni normalmente attese.

Tabella 2-4: Portate di progetto in ingresso al selettore anossico

Parametro	UdM	Valore	UdM	Valore
Portata media nera effettiva	m ³ /d	10450	m ³ /h	435
Portata di punta secca effettiva			m ³ /h	852
Portata massima al biologico			m ³ /h	1060

Tabella 2-5: Principali dimensioni e condizioni operative del selettore anossico stato di progetto

Parametro	UdM	Valore
F/M carico di massa specifico	kg/TVS	7,0
MLSS	kg/m ³	5,9
TVS/TS		0,7
MLVSS	kg/m ³	4,52
Q _{mn}	m ³ /d	10450
COD	mg/l	524
Volume teorico selettore	m ³	188.3
Volume effettivo assegnato	m ³	248
Superficie attraversata	m ²	20
HRT effettivo alla Q _{mn}	min	34
Velocità alla Q _{mn}	m/h	21.8

2.4. Le dimensioni del processo biologico

Le principali dimensioni del processo biologico, riassunte in seguito, permettono di ottenere una volumetria specifica (espressa in l di vasca per AE servito) pari a circa 162 l/AE, per operare a garanzia di sicurezza. Ciò consente il trattamento a qualsiasi portata di lavoro e ad un HRT effettivo in grado di assicurare i processi di rimozione biologica:

- Delle sostanze organiche biodegradabili;
- Dell'azoto nella misura in cui esista una quantità adeguata di carbonio a supporto del processo.

Infatti, l'HRT effettivo, calcolato come rapporto del volume di vasca biologica con la sommatoria delle portate influenti il processo (refluo e fanghi di ricircolo), ha valori di normale tranquillità anche in condizioni di punta secca e di portata massima al biologico.

Tabella 2-6: Principali dimensioni del nuovo processo biologico

Voce	UdM	NUOVA LINEA
		Valore
Portata media nera effettiva	m3/h	435
Portata di punta secca effettiva	m3/h	852
Portata massima di pioggia al biologico	m3/h	1060
Numero di linee biologiche	N.	2
Portata media nera effettiva	m3/h	218
Portata di punta secca effettiva	m3/h	426
Portata massima di pioggia al biologico	m3/h	530
Battente idraulico	m	6
Lunghezza singola linea	m	45
Larghezza singola linea	m	15
Superficie individuale	m2	675
Volume utile individuale	m3	4050
Volume totale	m3	8100
Potenzialità	AE	50000
Volume specifico	l/AE	162
HRT effettivo alla Q _{mn} (Ric=1)	h	9.3
HRT effettivo alla Q _{ps} (Ric=1)	h	6.3
HRT effettivo alla Q _{maxbio} (Ric=1)	h	5.4

2.5. La modellazione dei processi per la verifica delle prestazioni

2.5.1. Il processo biologico

Al fine di prevedere le efficienze di rimozione del processo a cicli alternati in qualsiasi scenario futuro, nonché allo scopo di giustificare le scelte adottate, vengono eseguite più simulazioni relative allo stato di progetto usufruendo del software ASIM n. 2 (Activated Sludge Model N° 2), riconosciuto come altamente attendibile a livello internazionale.

Alla base degli scenari di calcolo simulati valgono i seguenti assunti:

- Le simulazioni vengono effettuate considerando il volume totale di reazione biologica pari a 8100 m³ suddiviso in 3 CSTR in serie del volume di 2700 m³ cadauno;
- Il volume della sedimentazione utilizzato per le simulazioni è pari a 7497 m³, pari alla somma dei volumi dei N.4 sedimentatori di nuova realizzazione previsti allo stato di progetto;
- L'influente utilizzato nelle simulazioni dello stato di progetto, viene descritto in portata e caratterizzazione nella Tabella 2-7/Tabella 2-8, evidenziando che si sono simulati diversi scenari di progetto volti a valutare le prestazioni al variare dell'effetto diluente delle acque di infiltrazioni;

Tabella 2-7: Carichi idraulici e concentrazioni influenti – SIMULAZIONI STATO DI PRGETTO

Voce	u.m.	Valore
Abitanti equivalenti	AE	50000
Portata media nera effettiva	m ³ /h	435
	m ³ /d	10450
Portata di ricircolo	m ³ /h	435
	m ³ /d	10450
Concentrazioni influenti		
COD	mg/l	524
TSS	mg/l	258
N-NH ₄	mg/l	38.0
N-NO ₃	mg/l	0.0
P _{tot}	mg/l	8.7
P-PO ₄	mg/l	4.0
N _{tot}	mg/l	58.1
Fe(ii)	mg/l	8
alk	mmoli/l	10.0

- La ripartizione del carbonio utilizzata viene riportata in Tabella 2-8;
- Vengono simulati diversi scenari di calcolo, in funzione del periodi di riferimento e conseguentemente al variare di SRT e Temperatura, come riportato nella Tabella 2-9;
- La concentrazione di biomasse viene determinata dal modello;
- Si utilizza il modello ASM N. 2 (Activated Sludge Model n. 2).

Tabella 2-8: Ripartizione percentuale del COD

Voce	u.m.
RBCOD	20%
VFA	5%
NBCODS	15%
NBCODP	15%
SBCOD	45%
HETR	0%
TOTALE	100%

Dove

- RBCOD: COD prontamente disponibile;

- VFA: volatile fatty acids, acidi grassi volatili;
- NBCOD: COD non biodegradabile (pedice s solubile, p articolato);
- SBCOD: COD lentamente disponibile;
- Hetr biomasse eterotrofiche.

Tabella 2-9: Parametri operativi

		SdP 1	SdP 2	SdP 3
T	°C	12	15	20
SRT	d	20	18	16
CSTR1	m3	2700	2700	2700
CSTR2	m3	2700	2700	2700
CSTR3	m3	2700	2700	2700
Totale	m3	8100	8100	8100
Sed II	m3	7497	7497	7497

La successiva Tabella riporta i dati di input di temperatura T ed età del fango SRT utilizzati per le varie simulazioni, nonché i risultati ottenuti dal software in termini di valore di biomassa in vasca (MLSS) e qualità dell'effluente a valle della sedimentazione secondaria.

Tabella 2-10: Risultati delle simulazioni

		SdP 1	SdP 2	SdP 3
	°C	12	15	20
	d	20	18	16
CONCENTRAZIONI EFFLUENTI				
MLSS	mg/l	5934	5181	4332
N-NH4out	mg/l	0.3	0.2	0.3
N-NO3 out	mg/l	7.8	7.9	5.8
Norg	mg/l	1.0	1.0	1.0
Ntot	mg/l	9.1	9.1	7.1
COD	mg/l	79	79	79

2.5.2. Sintesi dei risultati raggiunti

Le principali conclusioni traibili dall'applicazione del modello matematico ASM N.2 sono le seguenti:

- Il processo garantisce un'ottima rimozione delle sostanze organiche biodegradabili, il COD effluente ha una concentrazione di 79 mg/l **sia in inverno che in estate**, a meno di eventuali fughe di solidi. Ciò significa che i limiti in COD e BOD5, sia in concentrazione che

in percentuale di rimozione, previsti in Tab. 1 All. 5 parte III D.Lgs. 152/2006 e s.m. **saranno completamente rispettati;**

- Tutte le simulazioni sono state condotte assumendo una $Q_r = 1 Q_{in}$ e $Q_{ma} = 0$
- In tutte le simulazioni dello stato di progetto viene garantito un effluente impianto, in termini di concentrazioni di azoto, conforme ai limiti di legge richiesti (Tab. 2, rispetto alla concentrazione All. 5 alla Parte III del D.Lgs 152/2006);
- In generale le temporizzazioni adottate nel processo di nitrificazione e denitrificazione garantiscono ottime prestazioni del processo, assicurando sia la rimozione del carbonio che quella dell'azoto influente. Partendo dal presupposto che nella realtà l'automatismo locale permetterà di adeguare la durata delle fasi in funzione del carico in ingresso, le prestazioni potranno essere solamente superiori a quelle indicate;
- **Considerando il valore influente di P_{tot} pari a 8.7 mg/l, assunta cautelativamente una rimozione nulla del processo biologico, la precipitazione chimica del fosforo risulta necessaria per il rispetto del limite di P_{tot} . Si prevede quindi un dosaggio di cloruro ferrico pari al massimo a 187 l/d $FeCl_3$ al 40% in inverno ed in estate come di seguito calcolato;**
- **A fini cautelativi, si propone, allo stato di progetto, anche la predisposizione al dosaggio di una fonte esterna di carbonio al fine di sopperire ad eventuali carichi ridotti di COD in ingresso impianto. Si rimanda alla relazione “ALL 6.01 – Relazione tecnica di progetto e di processo” per un dettaglio sulle caratteristiche delle forniture elettromeccaniche scelte.**

3. STAZIONE DI DOSAGGIO REAGENTE PRECIPITANTE DEL FOSFORO

3.1. Calcoli di Processo

Le tecniche e le tecnologie scelte per gli interventi sono le medesime che consentono la riduzione dell'azoto nell'effluente e vertono sulla realizzazione del processo a cicli alternati in linea acque.

La soluzione progettuale proposta prevede l'adozione di un sistema di controllo del dosaggio di reagenti per la precipitazione chimica del fosforo, con lo scopo di raggiungere il limite di conformità allo scarico con maggiore sicurezza e di ridurre il reagente chimico a seguito dell'aumentata rimozione biologica del fosforo ad opera del processo a cicli alternati; tutto ciò verrà gestito mediante logiche di controllo proprietarie comunque interfacciabili con il sistema di controllo master scelto per l'impianto.

Nella seguente tabella si riporta il dimensionamento del cloruro ferrico necessario al processo per garantire un effluente conforme ai limiti di legge.

Tabella 3-1– Calcolo della fornitura e dotazioni per la precipitazione chimica del fosforo

Voce	u.m.	Valore
P TOT in	mg/L	8.7
Ptot/P-PO4		2.2
P-PO4 IN	mg/L	4.0
P particolato	mg/L	4.7
P-PO4 rimosso biologicamente	mg/L	0.00
P TOT out da garantire	mg/L	1.00
Pout particolato	mg/l	0.225
P-PO4 out	mg/L	0.8
P-PO4 da rimuovere chimicamente	mg/L	3.2
Previsione dei consumi giornalieri		
Concentrazione P-PO4	mg/l	3.2
Portata media nera	m3/d	10450
Portata media nera	m3/h	435
Carico di massa da rimuovere	Kg/d	33.3
Densità	Kg/l	1.4
Purezza	%	40
Fosforo da rimuovere	Kg Fosforo/d	33
Rapporto stechiometrico Fe/P		1.20
Dosaggio reagente	KgFeCl3/Kg Fosforo	6.29
	Kg Reagente/Kg Fosforo	15.7
	Kg Reagente/d	523
Portata	l/d	374
	l/h	15.6

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

	m3/d	0.37
Numero pompe dosatrici operative	N.	2
Numero riserve	N.	1
Portata	l/d	187
	l/h	0-20
Volume serbatoio di stoccaggio	m3	10
Autonomia	d	56

Il calcolo condotto non tiene conto degli ulteriori risparmi che si possono ottenere grazie all'utilizzo del sistema di controllo automatico del dosaggio di reagenti per la precipitazione chimica del fosforo.

4. LA FORNITURA DI ARIA PER IL PROCESSO BIOLOGICO

4.1. Metodologie per il calcolo dei sistemi di fornitura dell'aria

Nei seguenti paragrafi viene illustrata la metodologia utilizzata per il dimensionamento dell'ossigeno e dell'aria pratica da fornire al processo biologico, oltre alla metodologia per il dimensionamento dei sistemi di diffusione dell'aria.

4.1.1. Metodologia per il calcolo dell'ossigeno da fornire

La metodologia seguita per il calcolo dell'ossigeno da fornire è la seguente:

1. Calcolo dell'ossigeno teorico in condizioni di portata media nera (O_{2t}), secondo l'eq.1;
2. Calcolo dell'ossigeno teorico alla Q_{mn} in fase aerobica (O_{2toaer}), secondo l'eq.2;
3. Calcolo dell'ossigeno teorico in condizioni di punta secca (O_{2tps}) secondo l'eq.3;
4. Calcolo dell'ossigeno teorico in punta secca da fornire in fase aerobica (O_{2tpsaer}) secondo l'eq. 4

$$O_{2t} = (LBOD * E * 0,5 + K_d * X V TVS / TS + 4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den \ min}) \quad Eq. 1$$

dove

LBOD	Carico orario in BOD	kg/h
E	Rimozione del BOD	%
K _d	Costante di decadimento endogeno	h ⁻¹
X TVS/TS	Concentrazione dei solidi sospesi volatili	kg/m ³
V	volume del processo biologico	m ³
L _{N_{nitrif}}	Carico di azoto da nitrificare	
	L _{ntotin} -L _N -Noxin-(XV/SRT*N%TS)	kg/h
L _{N_{den \ min}}	Minimo Carico di azoto denitrificato	kg/h
	L _{N_{nitrif}} *percentuale di denitrificazione%	

$$O_{2toaer} = O_{2t} * 1 / f_a \quad Eq. 2$$

dove

f _a	frazione aerobica adimensionale
----------------	---------------------------------

$$O_{2tps} = (LBOD * E * 0,5 * f_p + K_d * X V TVS / TS + 4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den \ min} * f_p) \quad Eq. 3$$

dove
 f_p fattore di punta

$$O2tps_{aer} = O2tps * 1/f_{aps} \quad \text{Eq. 4}$$

dove
 f_{aps} frazione di tempo in fase aerobica in punta secca

4.1.2. Metodologia per il calcolo dell'aria da fornire

Ottenuti i risultati di cui sopra, dai valori di ossigeno in fase aerobica alla portata media ed alla punta secca viene calcolata la quantità di aria da fornire nelle diverse condizioni operative del processo, per effettuare diverse comparazioni i valori vengono calcolati alla temperatura minima ed alla massima di processo per ogni stagionalità. La metodologia per il calcolo dell'aria da fornire è la seguente:

1. Calcolo della portata di aria pratica alla Q_{mn} ed alla minima temperatura (Q_{airmn}) secondo l'eq. 5;
2. Calcolo della portata di aria pratica alla Q_{mn} ed alla max temperatura (Q_{airmax}) secondo l'eq. 6;
3. Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca alla minima temperatura (Q_{airps}) secondo l'eq.7;
4. Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca ed alla max temperatura ($Q_{airpsmax}$) secondo l'eq. 7.

$$Q_{airmn} = O2taer / [SOTE * 0,28 * a] (Cs20 / (bCw - C) [1/1,024^{(T-20)}] \quad \text{Eq. 5}$$

dove		
SOTE	Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommergenza di progetto	%
a	Fattore di correzione del trasferimento di ossigeno	
Cw	Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e cond di esercizio	mg/l
b	Fattore di correzione della conc. di saturazione per salinità e tensione superficiale	
Cs20	Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C ed 1 atm	mg/l
C	Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo	mg/l
0,28	Quantità di ossigeno per unità di aria	kgO2/ m ³
T	Temperatura minima	°C

$$Q_{airmnmax} = O2taer / [SOTE * 0,28 * a * F] (Cs20 / (bCw - C) [1/1,024^{(T-20)}] \quad \text{Eq. 6}$$

dove

T Temperatura massima °C

$$Q_{airps} = O_2 t p_{saer} / [SOTE * 0,28 * a * F] (C_s 20 / (b C_w - C) [1 / 1,024 ^{(T-20)}]) \quad Eq.7$$

$$Q_{airpsmax} = O_2 t p / [SOTE * 0,28 * a * F] (C_s 20 / (b C_w - C) [1 / 1,024 ^{(T-20)}]) \quad Eq.8$$

Ovviamente la portata di aria da fornire corrisponde a quella maggiore tra quelle calcolate dalle eq. 5-8.

4.1.3. Metodologia per il calcolo dei diffusori porosi

La portata di aria massima da fornire viene normalmente stabilita alla portata influente di acqua reflua in punta secca ed alla massima temperatura di processo. Sulla base di tale portata massima di aria e della portata di aria specifica (Nm³/h per diffusore o Sm³/h per diffusore) scelta per la tipologia di diffusore poroso, si calcola il numero totale di diffusori.

Nello stato di progetto ciascuna linea biologica dovrà disporre di N.3 calate, in cui la distribuzione dei diffusori porosi seguirà un andamento decrescente lungo lo sviluppo longitudinale del reattore; in particolare la prima calata sosterrà il 120% dei diffusori calcolati come un terzo dei totali, la seconda il 100% mentre la terza 80%.

La densità dei diffusori nella zona di interesse viene scelta sulla base delle indicazioni di richiesta di ossigeno che derivano dalla simulazione matematica del processo.

4.2. Calcolo delle richieste di ossigeno e di aria

4.2.1. Calcolo della richiesta di ossigeno per n.2 linee biologiche

La **Errore. L'origine riferimento non è stata trovata.** mostra le principali caratteristiche dimensionali delle due linee.

Tabella 4-1: Principali dimensioni del nuovo processo biologico

		NUOVA LINEA
Voce	UdM	Valore
Numero di linee biologiche	N.	2
Battente idraulico	m	6
Lunghezza singola linea	m	45
Larghezza singola linea	m	15
Superficie individuale	m ²	675
Volume utile individuale	m ³	4050
Volume totale	m³	8100

Tabella 4-2: Calcolo dell'ossigeno teorico

CALCOLO DELL'OSSIGENO TEORICO ALLA PORTATA MEDIA NERA IN FASE AEROBICA

	$O2t=(LBOD * E * 0,5 + Kd \cdot XV \cdot TVS/TS + 4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den} \cdot \min)$	Kg/h	379.4
Carico orario in BOD5	LBOD5r	Kg/h	152.0
	LBOD	Kg/h	223.6
Rimozione del BOD	E		0,98
Kd	costante di decadimento endogeno	KgO2/KgT VS/h	0,00414
X	MLVSS	Kg/m3	3,6
V		m3	8100
Carico di azoto da nitrificare	$L_{ntot} - LN - Noxin - (XV/SRT * N\%TS)$	Kg/h	21.8
Carico di azoto denitrificato	$L_{denitrificato} \cdot \min$	Kg/h	15.3
Percentuale di denitrificazione		%	70,0
Frazione aerobica			0,65

CALCOLO DELL'OSSIGENO TEORICO ALLA PORTATA DI PUNTA SECCA IN FASE AEROBICA			
	$O2tps=(LBOD * E * 0,5 * fp + Kd \cdot XV \cdot TVS/TS + (4,57 * L_{nitrif} - 2,7 * L_{den} \cdot \min) * fp)$	Kg/h	559.2
Frazione di tempo in fase aerobica in punta secca	faps		0,75

4.2.2. Calcolo delle forniture d'aria

Per il calcolo delle forniture d'aria sono stati scelti i seguenti diffusori porosi, ciascuno con le caratteristiche di seguito riportate:

Tabella 4-3: Caratteristiche singolo diffusore poroso: SOTE [%] – Sommergenza – Battente – Carico di progetto

	SOTE (%)	Sommergenza	Battente	Istallazione diffusore	Carico
	%	m	m	m dal fondo	m3/(h m2) o m3/h diffusore
Sanitaire da 9"	28	5.70	6.00	0,3	3.8
Nopon PIK300	28	5.70	6.00	0,3	6.9

Tabella 4-4: Superficie di membrana perforata

	Diametro membrana		Superficie membrana	
Sanitaire da 9"	212	mm	0.035	m2
Nopon PIK300	276	mm	0.060	m2

Si adottano inoltre le seguenti concentrazioni di ossigeno disciolto alle diverse temperature:

Tabella 4-5: Concentrazione OD in relazione alle diverse Temperature

Concentrazione di saturazione dell'ossigeno disciolto		Temperatura (°C)	OD (mg/l)
Salinità (g/l)	0	10	11.33
Pressione (mmHg)	760	15	10.15
		20	9.17
		23	8.68
		24	8.53

Si riportano di seguito le forniture di aria nelle diverse ipotesi di lavoro.

4.2.3. Calcolo portata di aria per n.2 linee biologiche

Tabella 4-6: Calcolo aria pratica

Calcolo della portata di aria pratica alla Qmn ed a 15°C			
	$Q_{airmn15} = O_2 t_{aer} / [SOTE * 0,28 * a * F]$ $(C_{s20} / (b C_w - C)) [1 / 1,024^{(T-20)}]$	m3/h	11430
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommersa di progetto	SOTE	%	28.0
alfa	fattore di correzione del trasferimento di ossigeno	a	0.55
Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e cond di esercizio	C_w	mg/l	10.15
beta	fattore di correzione della conc di saturazione di OD per salinità e tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C ed 1 atm	C_{s20}	mg/l	9017
Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo	C	mg/l	2
	Temperatura	°C	15
Calcolo della portata di aria pratica alla Qmn ed alla max temperatura			
	$Q_{airmnmax} = O_2 t_{aer} / [SOTE * 0,28 * a * F]$ $(C_{s20} / (b C_w - C)) [1 / 1,024^{(T-20)}]$	m3/h	11548
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommersa di progetto	SOTE	%	28.0
alfa	fattore di correzione del trasferimento di ossigeno	a	0.55
Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e cond di esercizio	C_w	mg/l	8.68
beta	fattore di correzione della salinità e della tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C ed 1 atm	C_{s20}	mg/l	9.17
Concentrazione dell'OD alle condizioni del processo	C	mg/l	2
	Temperatura massima	°C	23
Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca a 15°C			
	$Q_{airps15} = O_2 t_{psaer} / [SOTE * 0,28 * a * F]$ $(C_{s20} / (b C_w - C)) [1 / 1,024^{(T-20)}]$	m3/h	16850
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommersa di progetto	SOTE	%	28.0
alfa	fattore di correzione del trasferimento di ossigeno	a	0.55

Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e cond di esercizio	Cw	mg/l	10.15
beta	fattore di correzione della salinità e della tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C	Cs20	mg/l	9.17
Concentrazione dell'OD alle condizioni dle processo		mg/l	2
	Temperatura	°C	15
Calcolo della portata di aria pratica alla punta secca ed alla max temperatura			
	$Q_{airpsmax} = O_{2tp} / [SOTE * 0,28 * a * F] (Cs_{20} / (bC_w - C) [1 / 1,024^{(T-20)}])$	m3/h	17024
Efficienza di trasferimento standard dell'ossigeno alla sommergenza di progetto	SOTE	%	28.0
alfa	fattore di correzione del trasferimento di ossigeno	a	0.55
Concentrazione di saturazione in acqua pulita alla Pressione e cond di esercizio	Cw	mg/l	8.68
beta	fattore di correzione della salinità e della tensione superficiale	b	0.98
Concentrazione di saturazione dell'acqua pulita a 20°C	Cs20	mg/l	9.17
Concentrazione dell'OD alle condizioni dle processo		mg/l	2
	Temperatura massima	°C	23

4.2.4. Calcolo dei diffusori porosi e loro distribuzione

Nel seguito viene offerta una comparazione delle diverse richieste di diffusori porosi nelle condizioni operative di progetto valido per linea biologica.

Tabella 4-7: Comparazione tra diverse tipologie di diffusori

Tipo	Sanitaire da 9"	PIK300
PORTATA D'ARIA PER LINEA ALLA Qps e Tmax	7986 Nm3/h	8571 Sm3/h
Portata specifica alla punta secca a max temperatura – progetto per diffusore	3.8 Nm3/h	6.9 Sm3/h
Portata massima per diffusore	6,0 Nm3/h	7,0 Sm3/h
Numero diffusori	2102	1242
Densità di distribuzione dei diffusori	3.1/m2	1.8/m2
Membrana perforata singolo diffusore	0,0353 m2	0,0600 m2
Membrana perforata per vasca	74.2 m2	74.5 m2
%	11.0	11.0
Densità massima consigliata	6,5/m2	4,0/m2
Portata specifica alla Qps alla max temperatura per diffusore	7,47 Nm3/h	13.57 Sm3/h
Portata specifica alla Qps a 15°C per diffusore	3,80 Nm3/h	6.90 Sm3/h
Portata specifica alla Qmn e massima temperatura per diffusore	2,50 Nm3/h	4.60 Sm3/h
Portata specifica alla Qmn a 15°C per diffusore	2,60 Nm3/h	4.70 Sm3/h
Portata minima consigliata per diffusore	0,80 Nm3/h	1,0 Sm3/h

La distribuzione dei diffusori porosi seguirà un andamento decrescente lungo lo sviluppo longitudinale del reattore; in particolare la prima calata sosterrà il 120% dei diffusori calcolati come un terzo del totale, la seconda calata il 100% mentre la terza l'80%.

La densità dei diffusori nella zona di interesse viene scelta sulla base delle indicazioni di richiesta di ossigeno che derivano dalla simulazione matematica del processo.

Tabella 4-8: Distribuzione dei diffusori porosi in vasca biologica

		%	Sanitaire da 9"	N/m2	PIK300	N/m2
Numero diffusori	I calata	120	841	3.74	497	2.21
Numero diffusori	II calata	100	701	3.11	414	1,84
Numero diffusori	III calata	80	560	2.49	331	1,47
			2102		1242	

5. Dimensionamento dei sistemi di miscelazione

Si riporta di seguito il riassunto dei calcoli effettuati per il dimensionamento dei sistemi di miscelazione all'interno delle due nuove linee biologiche.

5.1. Linea biologica a cicli alternati in reattore unico

Ciascuna linea biologica (1 e 2) verrà dotata di N.3 elettromiscelatori sommersi per garantire la sospensione delle biomasse in condizioni anossiche-denitrificazione del processo a cicli alternati. Di seguito il dimensionamento delle macchine prevedendo una potenza specifica di miscelazione pari a 8 W/m³.

Tabella 5-1: Elettromiscelatori per le due linee del processo a cicli alternati

<u>Voce</u>	<u>UdM</u>	<u>Valore</u>
Linee	N.	2
Lunghezza singola	m	45.0
Larghezza singola	m	15.0
Battente	m	6.0
Volume singolo	m ³	4050
Volume globale	m ³	8100
Potenza specifica	W/m ³	8
Potenza globale all'asse	kW	32.0
Elettromiscelatori totali per ogni linea	N.	3
Potenza all'asse singolo elettromiscelatore per linea	kW	11

6. ADDENDUM ALLA RELAZIONE SPECIALISTICA SUL PROCESSO BIOLOGICO

6.1. La modellazione del processo con ASM2 e Feox

Informazioni di base sul modello matematico utilizzato per la simulazione dei processi biologici

Introduzione

Il modello Activated Sludge Model (ASM) n°2 Feox è una estensione del modello ASM1 ed è stato elaborato dalla IWA “Task Group On mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment processes”.

Il modello ASM -2 Feox stato elaborato per impianti di trattamento delle acque reflue urbane in cui si effettuano processi biologici combinati per la rimozione delle sostanze organiche, azoto e fosforo, e la precipitazione chimica del fosforo tramite ossidazione del Fe^{2+} a Fe^{3+} e la precipitazione di $FePO_4$.

La matrice di simboli

I processi biocinetici sono rappresentati da una matrice di simboli, più in particolare i componenti considerati nel modello e i processi di trasformazione sono considerati rispettivamente con l'indice i e j . I coefficienti stechiometrici sono rappresentati con una matrice ν_{ji} . Le equazioni delle velocità dei processi formano un vettore ρ_j . La velocità di produzione del componente i , r_i [$M_i L^{-3} T^{-1}$], in tutti i processi che coinvolgono il componente, può essere computata come sommatoria:

$$r_i = \sum \nu_{ji} \cdot \rho_j \text{ su tutti i processi } j.$$

All'interno della matrice stechiometrica un coefficiente stechiometrico ν_{jk} , di ciascun processo j può essere scelto adimensionale con il valore $+1$ o -1 . Per tutti gli altri coefficienti stechiometrici possono essere date equazioni algebriche che introducono i principi di continuità nella determinazione dei coefficienti stechiometrici. Alternativamente, ν_{ji} può essere dato nella forma di valore assoluto con la dimensione $M_i M_k^{-1}$, dove M_k è l'unità di massa del componente k su cui la stechiometria è basata (il componente che ha $\nu_{jk} = +1$ o -1).

L'equazione di continuità

Le equazioni di continuità sono l'equivalente matematico del principio che nelle reazioni chimiche gli elementi, gli elettroni (o il COD) e la carica elettrica netta non possono essere create o distrutte.

La stechiometria del ASM-2den è basata su quattro considerazioni di continuità:

- COD;
- cariche elettriche,
- azoto;
- fosforo.

Inoltre una equazione è introdotta per convertire i diversi componenti solidi in solidi sospesi totali (TSS).

Una equazione di continuità che è valida per tutti i processi j e tutti i materiali c soggetti a continuità, può essere scritta come:

$$\sum_j \nu_{ji} i_{ci} = 0 \quad \text{su tutti i componenti } i$$

dove

- ν_{ji} è il coefficiente stechiometrico per il componente i nel processo j [$M_i M_k^{-1}$];
- i_{ci} è il fattore di conversione delle unità del componente i nelle unità del materiale c a cui deve essere applicata la continuità [$M_c M_i^{-1}$].

Ciascuna equazione di continuità contiene informazioni a priori e può essere applicata ad ogni processo. Ciascuna equazione di continuità permette la previsione di un coefficiente stechiometrico senza realizzare una fase sperimentale, posto che gli altri coefficienti siano noti.

Nel seguito vengono presentate nel dettaglio le tabelle relative a :

- Nomi delle specie disciolte e particolate;
- Nomi dei processi biologici considerati dl modello;
- I coefficienti stechiometrici delle specie disciolte;
- I coefficienti stechiometrici delle specie particolate;
- Le equazioni di velocità delle specie disciolte e particolare;
- Le costanti specifiche di velocità;

Remarks to the model:

Activated Sludge Model No. 2. including Ferrous Oxidation. Stoichiometric and stoichiometric parameters are identical to those published in the report of the IAWQ Task Group (Henze, M. et al. (1995) Activated Sludge Model No.2), extended by the process of Ferrous oxidation. IAWQ Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment Processes. Published as Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C., and

Marais, G.v.R. (1995) Activated Sludge Model No. 2. (IAWQ Scientific and Technical Report No. 3.). London: IAWQ

Names of the dissolved species

- S Oxygen O₂
- S Substrate COD
- S Acetate COD
- S Ammonium N
- S Nitrate N
- S Phosphate P
- S Alkalinity Mol
- S Inert COD
- S N₂-Nitrogen N
- S Ferrous Fe

Names of the particulate species

- X Inert COD
- X Substrate COD
- X BM HETerot COD
- X BM PAO COD
- X PP in PAO P
- X PHA in PAO COD
- X BM AUTotro COD
- X Me-Hydroxi TS
- X Me-Phospha TS
- X TSS TS

Names of the biological processes

- Aerobic Hydrolysis
- Anoxic Hydrolysis
- Anaerobic Hydrolysis
- Sub Growth HET
- Ace Growth HET
- Sub Denitrif HET
- Ace Denitrif HET
- Fermentation HET
- Lysis HET
- PHA Storage PAO
- PP Storage PAO
- Growth PAO
- Lysis Biomass PAO
- Lysis PP PAO
- Lysis PHA PAO
- Growth AUT
- Lysis AUT
- Precipitation
- Dissolution
- Fe₂ Oxidation

Stoich. of diss.. species:

<i>Process</i>	Oxyge n O2	Substrate COD	Acetate COD	Ammonium N	Nitrate N	Phosphate P	Alkalinity Mol	Inert COD	N2- Nitrogen N	Ferrous Fe
<i>Aerobic Hydrolys</i>		1		1.00E-02			7.14E-04			
<i>Anoxic Hydrolys</i>		1		1.00E-02			7.14E-04			
<i>Anaerobic Hydrol</i>		1		1.00E-02			7.14E-04			
<i>Sub Growth HET</i>	-0.6	-1.6		-0.022		-4.00E-03	-1.37E-03			
<i>Ace Growth HET</i>	-0.6		-1.6	-0.07		-0.02	0.021			
<i>Sub Denitrif HET</i>		-1.6		-0.022	-0.21	-4.00E-03	0.014		0.21	
<i>Ace Denitrif HET</i>			-1.6	-0.07	-0.21	-0.02	0.036		0.21	
<i>Fermentation HET</i>		-1	1	0.03		1.00E-02	0.014			
<i>Lysis HET</i>				0.031		1.00E-02	1.73E-03			
<i>PHA Storage PAO</i>			-1			0.4	-3.73E-03			
<i>PP Storage PAO</i>	-0.2					-1	0.048			
<i>Growth PAO</i>	-0.6			-0.07		-0.02	-4.03E-03			
<i>Lysis Biomas PAO</i>				0.031		1.00E-02	1.73E-03			
<i>Lysis PP PAO</i>						1	-0.048			
<i>Lysis PHA PAO</i>			1				-0.016			
<i>Growth AUT</i>	-18.05			-4.237	4.167	-0.02	-0.599			
<i>Lysis AUT</i>				0.031		1.00E-02	2.70E-03			
<i>Precipitation</i>						-1	0.048			
<i>Redissolution</i>						1	-0.048			
<i>Fe2 Oxidation</i>	-0.14						0.018			-1

Stoich. of part. species:

<i>Process</i>	Inert COD	Substrate COD	BM HETerot COD	BM PAO COD	PP in PAO P	PHA in PAO COD	BM AUTotro COD	Me-Hydroxi TS	Me- Phospha TS	TSS TS
<i>Aerobic Hydrolys</i>		-1								-0.75
<i>Anoxic Hydrolys</i>		-1								-0.75
<i>Anaerobic Hydrol</i>		-1								-0.75
<i>Sub Growth HET</i>			1							0.9
<i>Ace Growth HET</i>			1							0.9
<i>Sub Denitri HET</i>			1							0.9
<i>Ace Denitri HET</i>			1							0.9
<i>Fermentation HET</i>										
<i>Lysis HET</i>	0.1	0.9	-1							-0.15
<i>PHA Storage PAO</i>					-0.4	1				-0.692
<i>PP Storage PAO</i>					1	-0.2				3.11
<i>Growth PAO</i>				1		-1.6				-0.06
<i>Lysis Biomas PAO</i>	0.1	0.9		-1						-0.15
<i>Lysis PP PAO</i>					-1					-3.23

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

<i>Lysis PHA</i>										
<i>PAO</i>						-1				-0.6
<i>Growth AUT</i>							1			0.9
<i>Lysis AUT</i>	0.1	0.9					-1			-0.15
<i>Precipitation</i>								-3.45	4.87	1.42
<i>Redissolution</i>								3.45	-4.87	-1.42
<i>Fe2 Oxidation</i>								1.91		1.91

Kinetics. of dissol. species:

<i>Process</i>	Oxygen O₂	Substrate COD	Acetate COD	Ammonium N	Nitrate N	Phosphate P	Alkalinity Mol	Inert COD	N₂- Nitrogen N	Ferrous Fe
<i>Aerobic Hydrolys</i>	Monod									
<i>Anoxic Hydrolys</i>	Inhibition				Monod					
<i>Anaerobic Hydroly</i>	Inhibition				Inhibition					
<i>Sub Growth HET</i>	Monod	2.spec: Acetate		Monod		Monod	Monod			
<i>Ace Growth HET</i>	Monod		2.spec: Substrate	Monod		Monod	Monod			
<i>Sub Denitrif HET</i>	Inhibition	2.spec: Acetate		Monod	Monod	Monod	Monod			
<i>Ace Denitrif HET</i>	Inhibition		2.spec: Substrate	Monod	Monod	Monod	Monod			
<i>Fermentation HET</i>	Inhibition	Monod			Inhibition		Monod			
<i>Lysis HET</i>										
<i>PHA Storage PAO</i>			Monod				Monod			
<i>PP Storage PAO</i>	Monod					Monod	Monod			
<i>Growth PAO</i>	Monod			Monod		Monod	Monod			
<i>Lysis Biomas PAO</i>							Monod			
<i>Lysis PP PAO</i>							Monod			

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

<i>Lysis PAO</i>	<i>PHA</i>							Monod			
<i>Growth</i>	<i>AUT</i>	Monod			Monod		Monod	Monod			
<i>Lysis</i>	<i>AUT</i>										
<i>Precipitation</i>							First order				
<i>Redissolution</i>								Monod			
<i>Fe2 Oxidation</i>		First order						Monod			First order

Kinetic of part. species

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

<i>Process</i>	Inert COD	Substrat e COD	BM HETerot COD	BM PAO COD	PP in PAO P	PHA in PAO COD	BM AUTotro COD	Me- Hydroxi TS	Me- Phospha TS	TSS TS
<i>Aerobic Hydrolys</i>		Ad. on BM	First order							
<i>Anoxic Hydrolys</i>		Ad. on BM	First order							
<i>Anaerobic Hydrol</i>		Ad. on BM	First order							
<i>Sub Growth HET</i>			First order							
<i>Ace Growth HET</i>			First order							
<i>Sub Denitrif HET</i>			First order							
<i>Ace Denitrif HET</i>			First order							
<i>Fermentation HET</i>			First order							
<i>Lysis HET</i>			First order							
<i>PHA Storage PAO</i>				First order	Ad. on BM					
<i>PP Storage PAO</i>				First order	Sat. on BM	Ad. on BM				
<i>Growth PAO</i>				First order		Ad. on BM				
<i>Lysis Biomas PAO</i>				First order						
<i>Lysis PP PAO</i>					First order					
<i>Lysis PHA PAO</i>						First order				
<i>Growth AUT</i>							First order			

ALL 6.02 – Relazione di calcolo del processo biologico e della precipitazione chimica del fosforo

<i>Lysis</i>	<i>AUT</i>							First order		
<i>Precipitation</i>								First order		
<i>Redissolution</i>									First order	
<i>Fe2 Oxidation</i>										

Rate constants:

<i>Process</i>	Rate at base temp.	Rate at op. temp.	Temp. coeff.
<i>Aerobic Hydrolys</i>	3	3	0.041
<i>Anoxic Hydrolys</i>	1.8	1.8	0.041
<i>Anaerobic Hydrol</i>	0.3	0.3	0.041
<i>Sub Growth HET</i>	6	6	0.069
<i>Ace Growth HET</i>	6	6	0.069
<i>Sub Denitrif HET</i>	4.8	4.8	0.069
<i>Ace Denitrif HET</i>	4.8	4.8	0.069
<i>Fermentation HET</i>	3	3	0.069
<i>Lysis HET</i>	0.4	0.4	0.069
<i>PHA Storage PAO</i>	3	3	0.041
<i>PP Storage PAO</i>	1.5	1.5	0.041
<i>Growth PAO</i>	1	1	0.041
<i>Lysis Biomas PAO</i>	0.2	0.2	0.069
<i>Lysis PP PAO</i>	0.2	0.2	0.069
<i>Lysis PHA PAO</i>	0.2	0.2	0.069
<i>Growth AUT</i>	1	1	0.105
<i>Lysis AUT</i>	0.15	0.15	0.105
<i>Precipitation</i>	1	1	0
<i>Redissolution</i>	0.6	0.6	0
<i>Fe2 Oxidation</i>	50	50	0.069