



C.I.R.A. S.r.l. Servizio idrico

Località Piano, 6/A - 17058 Dego (SV)
email: consorziocirasu@pcert.postecert.it

Titolo progetto

**OPERE DI ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO DI
DEPURAZIONE DI DEGO PER FAR FRONTE A MUTATE
CONDIZIONI DI CARICO INQUINANTE DA TRATTARE**

PROGETTO ESECUTIVO

Il responsabile di progettazione

C.I.R.A. S.r.l.

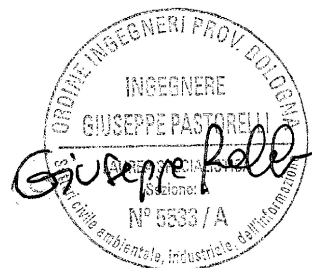
Il coordinatore del progetto

C.I.R.A. S.r.l.

Il progettista

STUDIO DI INGEGNERIA AMBIENTALE

DOTT. ING. GIUSEPPE PASTORELLI
con sede a Imola (BO) in via Cogne n.35
tel. +39 0542 640178
e-mail: giuseppe.pastorelli17@tin.it



Titolo elaborato

RELAZIONE DI PROCESSO

ID

ED.02

DATA

dicembre 2023

REV.1

REV.2

REV.3

SCALA

-

COMMESSA

2023.10

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

SOMMARIO

1. INTRODUZIONE	3
2. IMPIANTO DI DEPURAZIONE NELLA CONFIGURAZIONE ATTUALE	4
3. DATI DI PROGETTO	5
3.1 Caratteristiche quali-quantitative dell'influente	5
3.2 Caratteristiche dell'effluente – Valori limite di emissione.....	8
4. IMPIANTO DI DEPURAZIONE NELLA CONFIGURAZIONE DI PROGETTO	9
4.1 Descrizione degli interventi necessari.....	9
4.2 Calcoli di processo	11
4.2.1. <i>Trattamento biologico a fanghi attivi di predenitrificazione- nitrificazione.....</i>	<i>11</i>
4.2.2. <i>Sedimentazione secondaria</i>	<i>14</i>
ALLEGATO 1 – VERIFICA MODELLISTICA DEL PROCESSO BIOLOGICO A FANGHI ATTIVI.....	17
ALLEGATO 2 – VERIFICA MODELLISTICA DELLA SEDIMENTAZIONE SECONDARIA	33

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

1. INTRODUZIONE

La presente relazione di processo costituisce parte integrante del progetto esecutivo di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego (SV) per far fronte a mutate condizioni del carico in ingresso.

In particolare essa ha il compito di riportare tutti i calcoli di verifica e di dimensionamento effettuati sulle specifiche sezioni oggetto di adeguamento.

La relazione si articola in 4 capitoli e in 2 allegati dedicati ai seguenti temi:

- introduzione (il presente § 1);
- impianto di depurazione nella configurazione attuale (§ 2);
- dati di progetto (§ 3);
- impianto di depurazione nella configurazione di progetto (§ 4);
- verifica modellistica del processo biologico a fanghi attivi (**Allegato 1**);
- verifica modellistica della sedimentazione secondaria (**Allegato 2**).

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

2. IMPIANTO DI DEPURAZIONE NELLA CONFIGURAZIONE ATTUALE

Nel presente capitolo si descrive sinteticamente l'impianto di depurazione di Dego nella sua configurazione attuale come presupposto per descrivere in modo più semplice gli interventi progettuali.

La linea acque è articolata nelle seguenti sezioni:

- *sollevamento iniziale* avvalendosi di 2 vasche di sollevamento in parallelo con possibilità di *by-pass* generale;
- *grigliatura fine*;
- *dissabbiatura-disoleatura aerata* su 2 vasche in parallelo;
- *sedimentazione primaria* su 2 vasche in parallelo;
- *filtrazione biologica*, su un percolatore dismesso e non in funzione da molti anni;
- *trattamento biologico a fanghi attivi di predenitrificazione-nitrificazione* su 3 linee in parallelo con *precipitazione del fosforo in simultanea*;
- *sedimentazione secondaria* su 2 vasche in parallelo;
- *disinfezione chimica* operata in 1 vasca a va e vieni;
- *filtrazione terziaria a dischi* delle acque destinate a recupero.

Attualmente uno dei due sedimentatori primari (linea 2) viene utilizzato come accumulo dei fanghi di supero. La linea fanghi è costituita da:

- *ispessimento a gravità*;
- *digestione anaerobica*;
- *disidratazione* mediante nastropressatura.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

3. DATI DI PROGETTO

Nel presente capitolo si definiscono i principali dati di progetto che sono:

- le caratteristiche quali-quantitative dell'influente (§ 3.1);
- le caratteristiche attese per l'effluente in termini di valori limite di emissione (§ 3.2).

3.1 CARATTERISTICHE QUALI-QUANTITATIVE DELL'INFLUENTE

Le caratteristiche quali-quantitative dell'influente riportate in **Tab. 3.1** sono state calcolate sulla base di alcune ipotesi di seguito descritte in dettaglio.

La prima assunzione di calcolo è che, come desunto da C.I.R.A., l'impianto di depurazione di Dego (SV) serve un agglomerato stimabile in 37.657 AE di cui:

- domestico residente: 13.919 AE;
- domestico non residente: 1.638 AE;
- industriale+commerciale senza deroghe: 4.150 AE;
- uso pubblico: 454 AE;
- industriale con deroghe: 17.496 AE.

Della quota “industriale con deroghe”, il contributo più importante è attribuito al cosiddetto scarico S1 di IAM stimato in 8.665 AE. La suddetta stima si basa su una portata allo scarico nel 2020 di $45.184 \text{ m}^3 \text{ anno}^{-1}$ cioè $123,79 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ associata a una concentrazione di $4.200 \text{ mgBOD L}^{-1}$ (cioè pari al 70% della deroga concessa al 2020 di $6.000 \text{ mgBOD L}^{-1}$). Infatti $(123,79 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}) \times (4.200 \text{ gBOD m}^{-3}) / (60 \text{ gBOD AE}^{-1} \text{ d}^{-1}) = 8.665 \text{ AE}$.

Per quanto verrà successivamente illustrato, la caratterizzazione del refluo IAM S1 in termini di BOD, a seguito degli interventi di riduzione degli apporti inquinanti in fognatura, è inadeguata, mentre il parametro di riferimento più utile è senza dubbio l'azoto totale.

Ne consegue che ai fini del calcolo delle caratteristiche qualitative riportate in **Tab. 3.1** si è considerato un ipotetico “agglomerato” costituito da tutti gli scarichi convogliati all'impianto di depurazione di Dego ad eccezione dello scarico IAM S1 che, per la sua rilevanza, è stato considerato separatamente. L'“agglomerato” al netto dello scarico IAM S1 viene quindi stimato pari a $(37.657 - 8.665) \text{ AE} = 28.992 \text{ AE}$.

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. 3.1 – *Caratteristiche quali-quantitative dei reflui in progetto nel Caso C.*

Parametro	U.M.	agglomerato	IAM S1	IN
POTENZIALITA'				
popolazione servita (BOD)	[AE]	28.992	1.333	30.325
popolazione servita (N)	[AE]	28.992	12.500	41.492
PORTATE				
portata media nera ($Q_{m,n}$)	[m ³ d ⁻¹]	9.600,0	400,0	10.000,0
	[m ³ h ⁻¹]	400,0	16,7	416,7
CARICHI INQUINANTI UNITARI				
SST	[g AE ⁻¹ d ⁻¹]	70,00	105,00	71,54
BOD	[g AE ⁻¹ d ⁻¹]	60,00	60,00	60,00
COD	[g AE ⁻¹ d ⁻¹]	120,00	300,00	127,91
N _{tot}	[g AE ⁻¹ d ⁻¹]	12,00	112,50	16,42
P _{tot}	[g AE ⁻¹ d ⁻¹]	1,50	1,20	1,49
CARICHI INQUINANTI COMPLESSIVI				
SST	[kg d ⁻¹]	2.029,4	140,0	2.169,4
BOD	[kg d ⁻¹]	1.739,5	80,0	1.819,5
COD	[kg d ⁻¹]	3.479,0	400,0	3.879,0
N _{tot}	[kg d ⁻¹]	347,9	150,0	497,9
P _{tot}	[kg d ⁻¹]	43,5	1,6	45,1
CONCENTRAZIONI INQUINANTI				
SST	[mg L ⁻¹]	211,40	350,00	216,94
BOD	[mg L ⁻¹]	181,20	200,00	181,95
COD	[mg L ⁻¹]	362,40	1.000,00	387,90
N _{tot}	[mg L ⁻¹]	36,24	375,00	49,79
P _{tot}	[mg L ⁻¹]	4,53	4,00	4,51

La portata giornaliera di tempo secco trattata dall'impianto di depurazione di Dego è stimabile in circa 10.000 m³ d⁻¹ (cioè 416,7 m³ h⁻¹), mentre allo scarico IAM S1 può essere cautelativamente attribuita una portata media giornaliera di 400 m³ d⁻¹ (cioè 16,7 m³ h⁻¹) e quindi la portata dell'“agglomerato” al netto dello scarico IAM S1 viene quindi stimata pari a (10.000-400) m³ d⁻¹ = 9.600 m³ d⁻¹ (cioè 400,0 m³ h⁻¹).

Alle acque di scarico dell'“agglomerato” al netto dello scarico IAM S1 viene associata una composizione tipica di un refluo urbano con apporti unitari di 70 gSST AE⁻¹ d⁻¹, 60 gBOD

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

AE⁻¹ d⁻¹, 120 gCOD AE⁻¹ d⁻¹, 12 gN AE⁻¹ d⁻¹ e 1,5 gP AE⁻¹ d⁻¹ e quindi carichi giornalieri di tipico refluo urbano con apporti giornalieri di 2.029,4 kgSST d⁻¹, 1.739,5 kgBOD d⁻¹, 3.479,0 kgCOD d⁻¹, 347,9 kgN d⁻¹ e 43,5 kgP d⁻¹.

Il refluo IAM S1 viene scaricato nella pubblica fognatura con un pretrattamento (anch'esso in fase di progetto) che deve garantire la riduzione del carico giornaliero di azoto a 150,0 kgN d⁻¹ a cui si associa un generico abbattimento anche dei parametri SST, BOD, COD e fosforo totale.

Rimandando alle considerazioni contenute nello studio di fattibilità del dicembre 2022, quelle che seguono sono le concentrazioni e i carichi inquinanti considerati:

- SST: concentrazione assunta dopo pretrattamento 350 mgSST L⁻¹; carico giornaliero 140,0 kgSST d⁻¹ (equivalente a 2.000 AE);
- BOD: concentrazione assunta dopo pretrattamento 200 mgBOD L⁻¹; carico giornaliero 80,0 kgBOD d⁻¹ (equivalente a 1.333 AE);
- COD: concentrazione assunta dopo pretrattamento 1.000 mgCOD L⁻¹; carico giornaliero 400,0 kgCOD d⁻¹ (equivalente a 3.333 AE);
- azoto totale: concentrazione assunta dopo pretrattamento 375 mgN L⁻¹; carico giornaliero 150,0 kgN d⁻¹ (equivalente a 12.500 AE);
- fosforo totale: concentrazione assunta dopo pretrattamento 4,0 mgP L⁻¹; carico giornaliero 1,60 kgP d⁻¹ (equivalente a 1.067 AE).

Cumulando i dati assunti per l'“agglomerato” al netto dello scarico IAM S1 e lo scarico IAM S1 si ottiene un refluo caratterizzato da (28.992+1.333) AE = 30.325 AE (come BOD) e (28.992+12.500) AE = 41.492 AE (come N).

Il carico di azoto caratterizza in modo predominante la dimensione dell'impianto. Si calcolano rapporti BOD/N e COD/N sul refluo composito rispettivamente di 3,65 e 7,79, che denotano una certa carenza di sostanza organica.

Per questo motivo tra gli interventi di progetto si ritiene di dover *by-passare* la sedimentazione primaria (che avrebbe determinato una riduzione dei sopracitati rapporti rispettivamente a 2,92 e 6,23).

L'assenza della sedimentazione primaria determina sicuri vantaggi sulla capacità di predenitrificazione ma riduce il carico organico biogassificabile in digestione anaerobica.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

3.2 CARATTERISTICHE DELL'EFFLUENTE – VALORI LIMITE DI EMISSIONE

Ai fini degli scopi del presente progetto esecutivo di adeguamento l'impianto di depurazione di Dego è tenuto al rispetto dei valori limite di emissione (VLE) di cui alle Tabelle 1 e 2 dell'Allegato 5 alla Parte Terza del D.Lgs. 152/2006.

In **Tab. 3.2** si riportano quindi in modo sintetico i più significativi VLE richiesti.

Tab. 3.2 – *Più significativi VLE richiesti per l'impianto.*

Parametro	U.M.	Valore limite
Tabella 1, Allegato 5 alla Parte Terza, D.Lgs. 152/2006		
solidi sospesi totali	[mgSST L ⁻¹]	35
BOD ₅	[mgO ₂ L ⁻¹]	25
COD	[mgO ₂ L ⁻¹]	125
Tabella 2, Allegato 5 alla Parte Terza, D.Lgs. 152/2006		
azoto totale	[mgN L ⁻¹]	15
fosforo totale	[mgP L ⁻¹]	2

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

4. IMPIANTO DI DEPURAZIONE NELLA CONFIGURAZIONE DI PROGETTO

Le opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego riguardano la sezione di trattamento biologico e sono finalizzate a trattare i reflui dell'agglomerato in presenza di un refluo IAM S1 adeguatamente pretrattato presso lo stesso stabilimento di biodigestione rifiuti IAM di Cairo Montenotte (SV).

Nel presente capitolo:

- si descrivono gli interventi necessari (§ 4.1);
- si illustrano i calcoli preliminari di processo (§ 4.2).

4.1 DESCRIZIONE DEGLI INTERVENTI NECESSARI

L'intervento principale riguarda l'ampliamento della volumetria del comparto biologico che si ottiene mediante la trasformazione di uno degli esistenti sedimentatori primari (quello che allo stato di fatto funziona effettivamente come sedimentatore, linea 1) in reattore a fanghi attivi di predenitrificazione.

Il secondo sedimentatore primario esistente (linea 2) resterà disponibile per altri utilizzi (per esempio per l'accumulo di fanghi come attualmente avviene), ma non per la sedimentazione primaria che deve essere *by-passata* per recuperare sostanza organica utile per il processo di predenitrificazione allo scopo di annullare ogni fabbisogno di carbonio organico rapidamente biodegradabile dall'esterno.

Al fine di equilibrare il volume dei reattori di predenitrificazione e ossidazione-nitrificazione e far fronte anche alle maggiori esigenze di nitrificazione, l'intero volume delle 3 linee biologiche esistente viene destinato alla ossidazione-nitrificazione.

Ne consegue che il nuovo reattore di predenitrificazione ha una volumetria utile di circa 1.600 m³ (diametro 24,00 m; altezza liquida 3,50 m) e il reattore di ossidazione-nitrificazione (ampliato mediante "incorporazione" dell'esistente volume di predenitrificazione) avrà un volume di circa 3.100 m³ (3 linee da 8,00+20,00 m di lunghezza, 10,00 m di larghezza unitaria e 3,70 m di altezza liquida), per una volumetria complessiva di circa 4.700 m³.

L'intervento in progetto consente quindi di incrementare la capacità di abbattimento dell'azoto mediante il *by-passaggio* della sedimentazione primaria e un ampliamento della volumetria del processo a fanghi attivi esistente, destinando la predenitrificazione al volume di ampliamento e l'ossidazione-nitrificazione all'intero volume esistente.

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Nello specifico:

- per consentire la completa miscelazione del nuovo reattore di predenitrificazione, le 3 esistenti pompe sommerse del tipo a elica oggi dedicate al ricircolo del *mixed liquor* vengono ricollocate nell'esistente vasca di sedimentazione primaria adibita a reattore biologico e utilizzate come miscelatori sommersi; queste vengono coadiuvate da 1 ulteriore miscelatore sommerso di nuova fornitura;
- per consentire l'aerazione dei 3 settori di testa delle vasche biologiche esistenti e la loro completa trasformazione in reattori di ossidazione-nitrificazione, gli esistenti comparti di predenitrificazione vengono dotati di un sistema di aerazione con la stessa densità di quello in essere nelle 3 linee biologiche esistenti sempre alimentato dalle soffianti esistenti che non richiedono alcun adeguamento. Il collettore di alimentazione principale di alimentazione delle singole linee è già esistente e dotato di valvola attuata; devono essere aggiunte le calate e le relative valvole di esclusione per l'alimentazione delle reti di aerazione di nuova fornitura.

Altri interventi previsti per consentire l'inserimento del nuovo reattore biologico nello schema di processo e per garantire la piena funzionalità dell'impianto in relazione alle migliorate prestazioni di rimozione dell'azoto sono:

- realizzazione di una nuova linea di alimentazione del reattore biologico esistente con collettore DN600 a partire dalla sedimentazione primaria esistente (in aggiunta alla linea DN800 esistente), mediante parziale *relining* della tubazione DN800 di scarico dell'esistente letto percolatore (che verrà utilizzata con verso di percorrenza opposto) e aggiunta di un nuovo tratto dedicato interrato DE630 fino al pozzetto in testa alla vasca di ossidazione-nitrificazione. La scelta di prevedere due linee in parallelo si deve al fatto che l'interconnessione tra predenitrificazione e ossidazione-nitrificazione deve essere dimensionata per una portata massima di $2.883 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ quale somma delle massime portate influenti, di ricircolo fanghi e di ricircolo *mixed liquor*;
- estensione della linea dei fanghi di ricircolo DN450 alla nuova sezione di predenitrificazione con annesso misuratore di portata elettromagnetico e installazione di valvola attuata per garantire il mantenimento dell'operatività esistente di estrazione dei fanghi di supero;
- installazione di 2 nuove pompe di ricircolo fanghi asservite a *inverter* (1 pompa in ciascuno dei 2 pozzetti fanghi associati ai 2 sedimentatori secondari) essendo state le altre 2 pompe (1 per pozzetto) sostituite di recente;
- realizzazione di una nuova linea di ricircolo del *mixed liquor* DN450 dalla sezione di valle del reattore biologico esistente alla sedimentazione primaria esistente con annesso

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

misuratore di portata elettromagnetico in sostanziale parallelismo con la nuova linea di ricircolo dei fanghi;

- installazione di 2+1R nuove pompe di ricircolo del *mixed liquor* asservite a *inverter*;
- nuovi analizzatori di azoto ammoniacale e fosfati e nuovi sensori di misura dell'azoto nitrico e dei solidi sospesi per ottimizzare il controllo di processo, installati nel canale di efflusso della sezione di ossidazione-nitrificazione.

Dal momento che non è previsto un incremento delle portate trattate, i 2 sedimentatori secondari esistenti rimarranno idonei, come sono, a gestire le massime portate di pioggia di $30.000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ (cioè $1.250 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$) senza richiedere alcuna forma di adeguamento rendendosi solo necessari gli interventi di estensione della linea dei fanghi di ricircolo e di installazione delle nuove pompe di ricircolo sopra descritti.

4.2 CALCOLI DI PROCESSO

Nel presente paragrafo si sintetizzano i principali calcoli di processo che riguardano le seguenti sezioni:

- trattamento biologico a fanghi attivi di predenitrificazione-nitrificazione (§ 4.2.1);
- sedimentazione secondaria (§ 4.2.2).

4.2.1. TRATTAMENTO BIOLOGICO A FANGHI ATTIVI DI PREDENITRIFICAZIONE-NITRIFICAZIONE

Il processo biologico a fanghi attivi di predenitrificazione-nitrificazione avrà luogo nella sezione biologica adeguata e costituita dal nuovo reattore di predenitrificazione da 1.600 m^3 di volume (sedimentazione primaria esistente) e dal nuovo reattore di ossidazione-nitrificazione da 3.100 m^3 di volume (reattore biologico esistente originariamente costituito da 900 m^3 di predenitrificazione e 2.200 m^3 di ossidazione-nitrificazione) al cui servizio operano 2+1R soffianti asservite a *inverter* da $2.150 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1}$ (modelli differenti, due turbo e una lobi), che alimentano 3 linee di aerazione aventi una superficie unitaria di diffusione a bolle fini (20+48 strisce da $0,61 \text{ m}^2$ per linea) di $41,5 \text{ m}^2$, 2+2R pompe di ricircolo fanghi asservite a *inverter* da $400 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, 2+1R pompe di ricircolo del *mixed liquor* asservite a *inverter* da $417 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ e un sistema di dosaggio del cloruro ferrico (portata 20 L h^{-1} , volume stoccaggio 10 m^3).

La verifica del trattamento biologico esistente riguarda cinque particolari aspetti:

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

- i calcoli di processo;
- il sistema di produzione e fornitura d'aria di processo;
- il sistema di ricircolo dei fanghi;
- il sistema di ricircolo del *mixed liquor*;
- il dosaggio di cloruro ferrico.

Calcoli di processo. I calcoli di processo, finalizzati a verificare l'efficacia del nuovo processo biologico, il fabbisogno di ossigeno, la produzione di fanghi biologici di supero, le esigenze di ricircolo dei fanghi e del *mixed liquor* e le esigenze di dosaggio di cloruro ferrico sono stati condotti servendosi di un opportuno modello di simulazione i cui presupposti teorici unitamente alle ipotesi specifiche di utilizzo sono riportati in dettaglio in **Allegato 1**. In **Tab. 4.1** si riporta una sintesi delle principali ipotesi operative e dei risultati conseguentemente ottenuti.

Ai fini della modellizzazione, il processo biologico è stato considerato idealmente costituito da un'unica linea (in luogo dalla singola linea di predenitrificazione e delle 3 linee di ossidazione-nitrificazione) schematizzata in 2 reattori biologici in serie R1 (ANOX, predenitrificazione) ed R2 (OX, ossidazione-nitrificazione).

Le caratteristiche dimensionali e di processo del trattamento biologico riassunte in **Tab. 4.1** consentono di definire i seguenti parametri empirici che caratterizzano l'impianto come impianto a basso-medio carico con elevate prestazioni di abbattimento dell'azoto:

- tempo di ritenzione idraulica: 11,28 h;
- età del fango: 10,0 d (inverno) e 7,0 d (estate);
- concentrazione di fango in vasca: 5,08 kgSST m⁻³ (inverno) e 3,33 kgSST m⁻³ (estate);
- carico volumetrico: $(3.879 \text{ kgCOD d}^{-1}) / (4.700 \text{ m}^3) = 0,825 \text{ kgCOD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ (inverno ed estate);
- carico del fango: $(0,8258 \text{ kgCOD m}^{-3} \text{ d}^{-1}) / (5,08 \text{ kgSST m}^{-3}) = 0,162 \text{ kgCOD (kgSST)}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (inverno) e $(0,825 \text{ kgCOD m}^{-3} \text{ d}^{-1}) / (3,33 \text{ kgSST m}^{-3}) = 0,248 \text{ kgCOD (kgSST)}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (estate).

Sistema di produzione e fornitura d'aria di processo. Il massimo fabbisogno di ossigeno in condizioni operative nel reattore R2 ($AOR_{R2,max}$) riportato in **Tab. 4.1**, pari a 146,04 kgO₂ h⁻¹, rappresenta il dato di partenza necessario per verificare se il sistema di aerazione in progetto (soffianti esistenti e diffusori d'aria a copertura dell'intero biologico esistente quindi con un incremento di superficie coperta del 40%) sia sufficiente.

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. 4.1 – *Principali risultati delle simulazioni di verifica del processo biologico in accordo con le elaborazioni riportate in Allegato 1.*

Parametro	UM	Inverno (Tab. A1.7)	Estate (Tab. A1.8)
CONDIZIONI OPERATIVE			
temperatura	[°C]	12	24
tempo di ritenzione idraulica	[h]	11,28	11,28
età del fango	[d]	10,0	7,0
PORTATE			
portata influente	[m ³ d ⁻¹]	10.000	10.000
portata ricircolo fanghi	[m ³ d ⁻¹]	10.000	10.000
portata ricircolo <i>mixed liquor</i>	[m ³ d ⁻¹]	20.000	20.000
VOLUMI			
reattore R1 (somma delle 3 linee)	[m ³]	1.600	
reattore R2 (somma delle 3 linee)	[m ³]	3.100	
CONCENTRAZIONI			
COD solubile effluente	[mg L ⁻¹]	39,89	39,86
NH ₄ -N effluente	[mg L ⁻¹]	3,22	0,97
NO ₃ -N effluente	[mg L ⁻¹]	10,14	10,41
P solubile effluente	[mg L ⁻¹]	1,50	1,54
O ₂ disciolto in R1	[mg L ⁻¹]	0,00	0,00
O ₂ disciolto in R2	[mg L ⁻¹]	2,00	2,00
SST nel processo biologico	[kg m ⁻³]	5,083	3,328
PRODUZIONE FANGHI			
produzione fanghi biologici di supero (SST)	[kg d ⁻¹]	2.389	2.235
FRAZIONI IN MASSA			
SSV/SST fanghi biologici	[-]	0,642	0,606
FABBISOGNO DI REAGENTI CHIMICI			
dose ferro (Fe)	[mg L ⁻¹]	0,52	1,57
FABBISOGNO DI OSSIGENO			
consumo totale O ₂ in R1 (medio) ($AOR_{R1,med}$)	[kg h ⁻¹]	2,49	2,49
consumo totale O ₂ in R1 (punta) ($AOR_{R1,max}$)	[kg h ⁻¹]	2,54	2,52
consumo totale O ₂ in R2 (medio) ($AOR_{R2,med}$)	[kg h ⁻¹]	103,18	114,51
consumo totale O ₂ in R2 (punta) ($AOR_{R2,max}$)	[kg h ⁻¹]	115,44	146,04

Avendo assunto un coefficiente α sufficientemente cautelativo di 0,60, un *SOTE* minimo del 30% in linea con le indicazioni più cautelative del fornitore, in **Tab. A1.7** si calcola un fabbisogno di aria di processo q_a di 3.443 Nm³ h⁻¹.

La disponibilità di 2+1R soffianti in grado di garantire portate di 2.150 Nm³ h⁻¹ appare del tutto idonea alle esigenze operative del processo biologico.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

Sistema di ricircolo dei fanghi. Le simulazioni riportate in **Allegato 1** hanno assunto un rapporto di ricircolo dei fanghi del 100% che non rappresenta una criticità per la configurazione impiantistica in essere che garantisce portate fino a $800 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (cioè $19.200 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$). La portata di $800 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ è ritenuta adeguata ed è stata adottata nei calcoli di processo relativi alla sedimentazione secondaria nel § 4.2.2 e nell'**Allegato 2**. Ciò nonostante delle 2+2R pompe disponibili, solo 1+1 sono state installate di recente e sono asservite ad *inverter*. Nello specifico le 1+1 pompe di recente installazione sono state dimensionate per ricircolare i fanghi direttamente nella sezione biologica esistente e il prospettato reindirizzamento dei fanghi di ricircolo nell'ex-sedimentatore primario determina un incremento della prevalenza geodetica tale da non consentire l'erogazione della portata di progetto di $400 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Ne consegue che le pompe in essere potranno essere efficientemente utilizzate per garantire rapporti di ricircolo del 100% sulla portata di tempo secco, mentre in condizioni di pioggia, quando sarà necessario elevare la portata complessiva di ricircolo a $800 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, dovranno essere utilizzate 1+1 pompe di nuova installazione asservite a *inverter* sempre da $400 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ di portata ma di adeguata prevalenza.

Sistema di ricircolo del mixed liquor. Come riportato in **Tab. 4.1** e nell'**Allegato 1**, il processo biologico richiede una capacità di ricircolo del *mixed liquor* di $20.000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ (cioè $833 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$).

Dosaggio di cloruro ferrico. Come riportato in **Tab. 4.1** e nell'**Allegato 1**, il processo biologico richiede un dosaggio massimo di ferro di $1,57 \text{ mgFe L}^{-1}$ equivalente a $4,55 \text{ mgFeCl}_3 \text{ L}^{-1}$ che, tenuto conto di una soluzione al 40% con densità di $1,42 \text{ kg L}^{-1}$, implica una portata massima di $(10.000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}) \times (4,55 \text{ gFeCl}_3 \text{ m}^{-3}) / 0,40 / (1,42 \text{ kg L}^{-1}) / (1.000 \text{ g kg}^{-1}) / (24 \text{ h d}^{-1}) = 3,34 \text{ L h}^{-1}$.

Le pompe dosatrici esistenti da 20 L h^{-1} appaiono più che adeguate.

Si stima un consumo giornaliero alla portata nominale di trattamento di $10.000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ di $(10.000 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}) \times (4,55 \text{ gFeCl}_3 \text{ m}^{-3}) / 0,40 / (1,42 \text{ kg L}^{-1}) / (1.000 \text{ g kg}^{-1}) = 80 \text{ L d}^{-1}$.

Il serbatoio di stoccaggio esistente da 10 m^3 garantisce tempi di stoccaggio di $(10.000 \text{ L}) / (80 \text{ L d}^{-1}) = 125 \text{ d}$ che sono da ritenersi più che adeguati.

4.2.2. SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

La verifica della sezione di sedimentazione secondaria è stata condotta utilizzando un'applicazione modellistica che integra la teoria del flusso solido limite con dati sperimentali di sedimentabilità dei fanghi espressi attraverso lo *SVI* (*Sludge Volume Index*), le cui basi teoriche e i cui risultati sono riportati integralmente in **Allegato 2**.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

I risultati dei calcoli riportati in **Allegato 2** hanno dimostrato che il sistema in progetto consente di trattare tutti i carichi di solidi ipotizzabili sulla base delle simulazioni del processo biologico a fanghi attivi descritte nell'**Allegato 1** (concentrazione massima di solidi nel fango in alimento di 5,08 kgSST m⁻³ in condizioni di sedimentabilità dei fanghi tra “ancora accettabili” ($SVI = 125 \text{ mL (gSST)}^{-1}$) e “di allarme” ($SVI = 150 \text{ mL (gSST)}^{-1}$)).

Una ulteriore verifica della sedimentazione secondaria è stata condotta utilizzando parametri empirici quali il carico idraulico superficiale, il tempo di ritenzione idraulica e il carico solido superficiale la cui formulazione matematica è data dalle **relazioni (4.1)-(4.3)**:

$$HRT = V/q \quad (4.1)$$

$$C_{is} = q/A \quad (4.2)$$

$$C_{SS} = SST_{in}/A = X_{SST}(q + q_R)/A \quad (4.3)$$

dove:

HRT	= tempo di ritenzione idraulica [h]
V	= volume totale [m ³]
q	= portata trattata [m ³ h ⁻¹]
C_{is}	= carico idraulico superficiale [m ³ m ⁻² h ⁻¹]
A	= superficie totale [m ²]
C_{SS}	= carico solido superficiale [kgSST m ⁻² h ⁻¹]
SST_{in}	= carico solido [kgSST h ⁻¹]
X_{SST}	= concentrazione di solidi sospesi totali [kgSST m ⁻³]
q_R	= portata di ricircolo [m ³ h ⁻¹]

Il quadro delle verifiche della sezione di sedimentazione secondaria per lo scenario di progetto (superficie disponibile 1.608 m²; volume disponibile 3.538 m³) è riportato in **Tab. 4.2**. Si può verificare come in tutti i casi siano rispettati, e con ampio margine, i criteri empirici di progettazione:

- il carico idraulico superficiale (C_{is}) si mantiene abbondantemente inferiore a 0,80 m³ m⁻² h⁻¹ in corrispondenza della portata media e a 1,50 m³ m⁻² h⁻¹ in corrispondenza della portata massima;
- il tempo di ritenzione idraulica (HRT) si mantiene abbondantemente superiore a 3,0 h in corrispondenza della portata media e a 2,0 h in corrispondenza della portata massima;
- il carico solido superficiale (C_{SS}) si mantiene abbondantemente inferiore a 5,00 kgSST m⁻² h⁻¹ in corrispondenza della portata media e comunque inferiore a 7,00 kgSST m⁻² h⁻¹ in corrispondenza della portata massima.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)**
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. 4.2 – *Calcoli di verifica della sezione di sedimentazione secondaria esistente.*

Parametro	UM	media	max
portata trattata (q)	$[\text{m}^3 \text{ h}^{-1}]$	416,7	1.250,0
portata max di ricircolo (q_R)	$[\text{m}^3 \text{ h}^{-1}]$	416,7	800,0
concentrazione max solidi sospesi totali (X_{SST})	$[\text{kgSST m}^{-3}]$	5,08	5,08
carico idraulico superficiale (C_{is})	$[\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}]$	0,26	0,78
tempo di ritenzione idraulica (HRT)	$[\text{h}]$	8,5	2,8
carico solido superficiale (C_{ss})	$[\text{kgSST m}^{-2} \text{ h}^{-1}]$	2,63	6,48

ALLEGATO 1 – VERIFICA MODELLISTICA DEL PROCESSO BIOLOGICO A FANGHI ATTIVI

A1.1 PREMESSA

Il presente allegato concerne la descrizione di dettaglio dell'applicazione modellistica effettuata per simulare il comportamento del processo biologico a fanghi attivi di rimozione dell'azoto nello scenario di progetto.

Il presente allegato si struttura in 3 capitoli di seguito descritti:

- la presente premessa (§ A1.1);
- una descrizione teorica del modello di simulazione del processo biologico a fanghi attivi che è stato adottato (§ A1.2);
- il dettaglio dei calcoli di processo comprensivo dei commenti ai risultati (§ A1.3).

A1.2 IL MODELLO DI SIMULAZIONE DEL PROCESSO BIOLOGICO A FANGHI ATTIVI

Il presente paragrafo concerne la descrizione teorica del modello di simulazione del processo biologico a fanghi attivi che è stato adottato.

Nel presente paragrafo si effettua:

- la descrizione generale del modello biochimico (componenti e processi modellizzati, dati di *input* e di *output*) (§ A1.2.1);
- le modalità di simulazione del sistema di aerazione nell'applicazione modellistica (§ A1.2.2).

A1.2.1 DESCRIZIONE DEL MODELLO BIOCHIMICO

Il presente paragrafo concerne la descrizione teorica del modello di simulazione del processo biologico a fanghi attivi che è stato adottato con particolare riferimento alla descrizione generale del modello biochimico (componenti e processi modellizzati, dati di *input* e di *output*).

Il calcolo del processo biologico a fanghi attivi di rimozione della sostanza organica, nitrificazione, denitrificazione e defosfatazione biologica è avvenuto mediante l'applicazione delle equazioni differenziali sviluppate negli Activated Sludge Model Nr. 1 e 2 della IWA (International Water Association).

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

Il primo dei due modelli risale al 1987, allorché l'allora denominata IAWPRC (International Association on Water Pollution Research and Control) istituì un *Task Group* sulla Modellizzazione Matematica per la Progettazione e la Gestione dei Trattamenti Biologici delle Acque Reflue formato dai ricercatori Henze (Danimarca), Grady (USA), Gujer (Svizzera), Marais (Sud Africa) e Matsuo (Giappone). Il Task Group produsse un rinomato rapporto tecnico nel quale veniva presentato il primo modello, definito appunto *Activated Sludge Model No. 1* (ASM1), che permetteva la simulazione del comportamento dei sistemi di nitrificazione e denitrificazione a fanghi attivi e che presto divenne lo *standard* riconosciuto a livello internazionale sia per la conduzione della ricerca di processo e di base che come base per la realizzazione di pacchetti *software* per la progettazione e gestione di impianti a fanghi attivi.

Nel 1995, lo stesso *Task Group*, formato nell'occasione dagli originali ideatori del *Model No. 1* Henze (Danimarca), Gujer (Svizzera), Marais (Sud Africa) e Matsuo (Giappone) a cui si aggiunsero Mino (Giappone) e Wentzel (Sud Africa), ha prodotto un secondo rapporto tecnico nel quale veniva presentato il secondo modello, definito *Activated Sludge Model No. 2* (ASM2), che assieme alla simulazione del comportamento dei sistemi di nitrificazione e denitrificazione a fanghi attivi, prevede anche la simulazione dei processi di rimozione biologica del fosforo.

L'idea chiave dei due modelli è stata quella di introdurre una matrice per la presentazione delle relazioni stechiometriche e cinetiche descrittive dei processi biologici a fanghi attivi insieme all'applicazione delle equazioni di continuità adatte a minimizzare il numero di parametri richiesti dal modello. Tale caratteristica ha da una parte favorito la diffusione del modello in ambito scientifico e didattico e dall'altra l'implementazione dello stesso nell'ambito di pacchetti *software* per l'utilizzo scientifico, tecnico e gestionale.

Il modello ASM2 definisce 19 componenti (9 solubili e 10 particolate) e 19 processi (3 di idrolisi, 6 riguardanti la biomassa eterotrofa non fosforo-accumulante, 6 riguardanti la biomassa eterotrofa fosforo-accumulante, 2 riguardanti la biomassa autotrofa nitrificante e 2 riguardanti il processo di precipitazione in simultanea del fosforo con ferro trivalente).

Le 9 componenti solubili modellizzate sono:

- i prodotti di fermentazione (S_A);
- l'alcalinità (S_{ALK});
- la sostanza organica fermentescibile, rapidamente biodegradabile (S_F);
- la sostanza organica solubile inerte (S_I);
- l'azoto gassoso (S_{N2});

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

- l'azoto ammoniacale+l'ammoniaca (S_{NH4});
- l'azoto nitrico+nitroso (S_{NO3});
- l'ossigeno disciolto (S_{O2});
- il fosforo solubile inorganico (S_{PO4}).

Le 10 componenti particolate modellizzate sono:

- la biomassa autotrofa nitrificante (X_{AUT});
- la biomassa eterotrofa non fosforo-accumulante (X_H);
- la sostanza organica particolata inerte (X_I);
- la biomassa eterotrofa fosforo-accumulante (X_{PAO});
- le riserve cellulari interne di carbonio della biomassa eterotrofa fosforo-accumulante (X_{PHA});
- le riserve cellulari interne di polifosfati (X_{PP});
- la sostanza organica lentamente biodegradabile (X_S);
- l'idrossido ferrico (X_{MeOH});
- l'ortofosfato ferrico (X_{MeP});
- i solidi sospesi totali (X_{TSS}).

I 3 processi di idrolisi sul substrato X_S riguardano:

- l'idrolisi aerobica;
- l'idrolisi anossica;
- l'idrolisi anaerobica.

I 6 processi riguardanti la biomassa eterotrofa non fosforo-accumulante X_H sono:

- la crescita aerobica sul substrato S_F ;
- la crescita aerobica sul substrato S_A ;
- la denitrificazione sul substrato S_F ;
- la denitrificazione sul substrato S_A ;
- la fermentazione del substrato S_F ;
- la lisi cellulare (relativamente alla biomassa X_H).

I 6 processi riguardanti la biomassa eterotrofa fosforo accumulante X_{PAO} sono:

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

- l'accumulo di riserve X_{PHA} utilizzando il substrato S_A ;
- l'accumulo di riserve X_{PP} (in condizioni aerobiche) utilizzando il substrato S_{PO4} ;
- la crescita aerobica sul substrato interno X_{PHA} ;
- la lisi cellulare (relativamente alla biomassa X_{PAO});
- la lisi cellulare (relativamente alle riserve interne di X_{PP});
- la lisi cellulare (relativamente alle riserve interne di X_{PHA}).

I 2 processi riguardanti la biomassa autotrofa nitrificante X_{AUT} sono:

- la crescita aerobica sul substrato S_{NH4} ;
- la lisi cellulare (relativamente alla biomassa X_{AUT}).

I 2 processi riguardanti la precipitazione in simultanea del fosforo con ferro (III) sono:

- la precipitazione del fosforo solubile S_{PO4} come ortofosfato ferrico X_{MeP} ;
- la "ridissoluzione" del fosforo solubile S_{PO4} con formazione di idrossido ferrico X_{MeOH} .

Il modello è un tipico modello di verifica per cui richiede che siano definite le volumetrie dei reattori e la loro successione prevista nello schema di flusso, le caratteristiche dell'influente (che vanno ripartite nelle 19 componenti in precedenza elencate sulla base di dati sperimentali o di dati parametrici basati sull'esperienza) e alcuni parametri operativi tra cui:

- portata da trattare, portata di ricircolo dei fanghi e portata di ricircolo del *mixed-liquor*;
- temperatura del refluo e concentrazione di ossigeno (o caratteristiche tecniche del sistema di aerazione) nei diversi reattori;
- età del fango.

Sulla base dei parametri così definiti, il modello fornisce le concentrazioni delle 19 componenti in tutti i reattori e nell'effluente (e in particolare la concentrazione di fango attivo necessaria per garantire la voluta età del fango), il consumo di ossigeno in ogni reattore e la produzione di fanghi di supero.

I problemi di verifica trovano pertanto immediata soluzione, mentre quelli di progetto possono richiedere una procedura tipicamente iterativa con variazione delle volumetrie dei reattori biologici.

Il parametro operativo fondamentale per pilotare le diverse simulazioni è l'età del fango come più in dettaglio esplicitato nel § A1.3.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

A1.2.2 DESCRIZIONE DEL MODELLO DI TRASFERIMENTO DELL'OSSIGENO

Dal momento che l'applicazione modellistica in oggetto segue lo schema dei calcoli di verifica, si deve dare per scontata l'esistenza di un sistema di aerazione o la definizione della concentrazione di ossigeno nei diversi reattori biologici.

Il modello biochimico descritto nel § A1.2.1 può pertanto essere implementato tenendo conto di due possibili alternative:

- “a capacità di aerazione definita”;
- “a concentrazione di ossigeno disciolto costante”.

Nel primo caso si ipotizza che la capacità di aerazione sia vincolata e cioè dipenda dalle caratteristiche e dalle prestazioni del sistema di aerazione, mentre è libera di variare la concentrazione di ossigeno nei diversi reattori biologici in funzione delle condizioni di carico.

Nel secondo caso si ipotizza invece che la capacità di aerazione vari in funzione delle condizioni di carico al fine di mantenere costante la concentrazione di ossigeno disciolto.

Mentre nel secondo caso il modello prescinde dalla tipologia, dalle caratteristiche e dalle prestazioni del sistema di aerazione fornendo come *output* il fabbisogno biochimico di ossigeno, nel primo caso è necessario introdurre un parametro caratteristico delle prestazioni del sistema di aerazione che, nei sistemi ad aria insufflata, è funzione della portata d'aria alimentata.

Si è definito pertanto un algoritmo che permettesse di offrire in modo immediato un riscontro sulle prestazioni del sistema di aerazione con riferimento alle differenti condizioni operative previste nelle diverse simulazioni e variabili con la stagione, la tipologia di influente e l'età del fango.

Le formule utilizzate per il calcolo sono state le seguenti:

$$SOTR = \frac{f_{O_2} \cdot SOTE \cdot q_a}{100} \quad (A1.1)$$

$$\frac{OTR}{SOTR} = \frac{OTE}{SOTE} = \alpha \cdot \frac{\beta C_{sm,T} - C_{ox}}{C_{sm,st}} \cdot \theta^{(T-T_{st})} = \frac{k_L a_T}{k_L a_{st}} \cdot \frac{\beta C_{sm,T} - C_{ox}}{C_{sm,st}} \quad (A1.2)$$

$$C_{sm,T} = \frac{p_{a,z} + \gamma h}{p_{a,z}} \cdot C_{s,T} = \frac{p_{a,z} + \gamma h}{p_{a,z}} \cdot [14,607 - 0,4038 \cdot T + 0,008 \cdot T^2 - 0,00008 \cdot T^3] \quad (A1.3)$$

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

$$C_{sm,st} = \frac{p_{a,0} + \gamma h}{p_{a,0}} \cdot C_{s,T_{st}} = \frac{p_{a,0} + \gamma h}{p_{a,0}} \cdot [14,607 - 0,4038 \cdot T_{st} + 0,008 \cdot T_{st}^2 - 0,00008 \cdot T_{st}^3] \quad (A1.4)$$

$$p_{a,z} = p_{a,0} \cdot (1 - 0,111/1000 \cdot z) \quad (A1.5)$$

$$k_L a_T = \alpha \cdot k_L a_{st} \cdot \theta^{(T-T_{st})} \quad (A1.6)$$

$$k_L a_{st} = 24 \cdot 1000 \cdot \frac{SOTR}{C_{sm,st} \cdot V_{ox}} = 24 \cdot \frac{1000}{100} \cdot \frac{f_{O_2} \cdot SOTE \cdot q_a}{C_{sm,st} \cdot V_{ox}} \quad (A1.7)$$

dove:

- $SOTR$ = capacità di ossigenazione oraria in condizioni standard [$\text{kgO}_2 \text{ h}^{-1}$]
- f_{O_2} = concentrazione dell'ossigeno in aria = $0,2994 \text{ kgO}_2 \text{ Nm}^{-3}$
- $SOTE$ = rendimento di ossigenazione in condizioni standard [%]
- q_a = portata d'aria fornita dai compressori [$\text{Nm}^3 \text{ h}^{-1}$]
- OTR = capacità di ossigenazione oraria in condizioni operative [$\text{kgO}_2 \text{ h}^{-1}$]
- OTE = rendimento di ossigenazione in condizioni operative [%]
- α = coefficiente correttivo di $k_L a_{st}$ relativo al tipo di aeratore e di *mixed liquor* [-]
- β = coefficiente correttivo di $C_{sm,T}$ relativo alla salinità del refluo [-]
- $C_{sm,T}$ = concentrazione di saturazione dell'ossigeno alla temperatura T mediata sulla profondità di insufflazione h [$\text{mgO}_2 \text{ L}^{-1}$]
- C_{ox} = concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di aerazione [$\text{mgO}_2 \text{ L}^{-1}$]
- $C_{sm,st}$ = concentrazione di saturazione dell'ossigeno in condizioni standard (acqua di rete a 20°C) mediata sulla profondità di insufflazione h [$\text{mgO}_2 \text{ l}^{-1}$]
- θ = coefficiente correttivo di $k_L a_{st}$ relativo alla temperatura del *mixed liquor* = 1,024
- T = temperatura del *mixed liquor* [$^\circ\text{C}$]
- T_{st} = temperatura standard = 20°C
- $k_L a_T$ = coefficiente globale di trasferimento dell'ossigeno in condizioni operative [d^{-1}]
- $k_L a_{st}$ = coefficiente globale di trasferimento dell'ossigeno in condizioni standard (acqua di rete a 20°C e ossigeno disciolto $0 \text{ mgO}_2 \text{ L}^{-1}$) [d^{-1}]
- $p_{a,z}$ = pressione atmosferica assoluta alla quota altimetrica z (in m s.l.m.) [mH_2O]
- $p_{a,0}$ = pressione atmosferica assoluta alla quota 0 m s.l.m. = $10,33 \text{ mH}_2\text{O}$
- γ = coefficiente correttivo di h relativo al tipo di aeratore e alla profondità di insufflazione h stessa = 0,36
- h = profondità di insufflazione (misurata al di sopra della membrana) [m]

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

- $C_{s,T}$ = concentrazione di saturazione dell'ossigeno alla temperatura T e alla pressione atmosferica assoluta di 10,33 mH₂O [mgO₂ L⁻¹]
 C_{s,T_s} = concentrazione di saturazione dell'ossigeno alla temperatura T_s e alla pressione atmosferica assoluta di 10,33 mH₂O [mgO₂ L⁻¹]
 V_{ox} = volume complessivo della vasca di aerazione [m³]

La **relazione (A1.1)** esprime il valore della capacità di ossigenazione oraria in condizioni standard *SOTR*. Di norma il rendimento di ossigenazione in condizioni standard *SOTE* e la portata d'aria erogata dai compressori q_a non sono indipendenti: il *SOTE* è infatti funzione decrescente in modo meno che lineare della portata d'aria q_a (per cui in corrispondenza della max portata si ha il minimo rendimento). Ne consegue che la capacità di ossigenazione oraria *SOTR* è funzione crescente meno che linearmente della portata d'aria q_a .

La **relazione (A1.2)** esprime il rapporto esistente tra la capacità di ossigenazione oraria in condizioni operative *OTR* e standard *SOTR* (nonché tra il rendimento di ossigenazione in condizioni operative *OTE* e standard *SOTE*) a sua volta fortemente dipendente, a parità di sistema di aerazione, dalla concentrazione di ossigeno disciolto in vasca di aerazione C_{ox} (in primo luogo) e dalla temperatura del *mixed liquor* T (in seconda approssimazione).

Le **relazioni (A1.3) e (A1.4)** esprimono il valore della concentrazione di saturazione dell'ossigeno in condizioni operative $C_{sm,T}$ (*mixed liquor* alla temperatura T) e standard $C_{sm,st}$ (acqua di rete a 20°C) mediate sulla profondità di insufflazione h per tener conto del fatto che nel punto di insufflazione la pressione dell'aria è maggiore di quella atmosferica (che si ha in superficie) e che la pressione parziale dell'ossigeno (direttamente proporzionale alla concentrazione di saturazione attraverso la costante di Henry) diminuisce lungo il percorso di risalita delle bolle d'aria non solo per la diminuzione di pressione ma anche a causa del trasferimento di ossigeno nel *mixed liquor* ovvero acqua di rete.

La **relazione (A1.5)** valuta la diminuzione della pressione atmosferica $p_{a,z}$ alla generica quota altimetrica z rispetto alla pressione atmosferica a quota 0 m s.l.m. ($p_{a,0}$) convenzionalmente assunta pari a 10,33 mH₂O (cioè 101.325 Pa).

Le **relazioni (A1.6) e (A1.7)** esprimono il valore del coefficiente globale di trasferimento dell'ossigeno in condizioni operative k_{LaT} (*mixed liquor* alla temperatura T) e standard $k_{La,st}$ (acqua di rete a 20°C e ossigeno disciolto 0 mgO₂ L⁻¹). In pratica k_{LaT} è un valore che può essere sensibilmente ridotto rispetto a $k_{La,st}$ per la presenza di impurità nel refluo da trattare.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

A1.3 CALCOLI DI PROCESSO

Il presente capitolo concerne il dettaglio dei calcoli di processo ed è comprensivo dei commenti ai risultati.

Esso si articola come di seguito specificato:

- dati di progetto (§ A1.3.1);
- illustrazione dei calcoli (§ A1.3.2);
- commento dei risultati (§ A1.3.3).

A1.3.1 DATI DI PROGETTO

I calcoli hanno riguardato un processo biologico a fanghi attivi di predenitrificazione-nitrificazione con precipitazione in simultanea del fosforo.

I calcoli sono stati condotti “a concentrazione di ossigeno disciolto costante” (vedi § A1.2.2) il che implica che per ogni reattore sia stata definita a priori la concentrazione di ossigeno sufficiente allo sviluppo dei processi previsti.

Sono state considerate le seguenti ipotesi di calcolo (vedi **Tab. A1.1**):

- due condizioni climatiche: inverno (12°C) ed estate (24°C);
- età del fango: 10,0 d in inverno e 7,0 d in estate.
- volumi reattori biologici: reattore R1 (predenitrificazione) 1.600 m³ e reattore R2 (ossidazione-nitrificazione) 3.100 m³¹;
- portata influente: 10.000 m³ d⁻¹;
- portata di ricircolo dei fanghi: 10.000 m³ d⁻¹ (che implica un rapporto di ricircolo del 100%);
- portata di ricircolo del *mixed liquor*: 20.000 m³ d⁻¹ (che implica un rapporto di ricircolo del 200%);
- concentrazione di ossigeno disciolto: reattore R1 (predenitrificazione) 0,0 mgO₂ L⁻¹ e reattore R2 (ossidazione-nitrificazione) 2,0 mgO₂ L⁻¹;

¹ Per praticità di calcolo si è preferito considerare il trattamento come costituito da un'unica linea anche se la sezione biologica in progetto è caratterizzata da 1 linea in predenitrificazione e da 3 linee in parallelo in ossidazione-nitrificazione.

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. A1.1 – Ipotesi di calcolo assunte nei 2 scenari di calcolo.

Scenario	portata influente [m ³ d ⁻¹]	età del fango [d]	ossigeno disciolto [mgO ₂ L ⁻¹]		volume reattori [m ³] e relative condizioni operative		HRT [h]	ricircolo fanghi [%]	ricircolo interno [%]	dose Fe [mgFe L ⁻¹]
			R1	R2	R1	R2				
Inverno	10.000	10,0	0,0	2,0	1.600 (ANOX)	3.100 (OX)	11,28	100	200	0,52
Estate	10.000	7,0	0,0	2,0			11,28	100	200	1,57

- dosaggio di ferro: 0,52 mgFe L⁻¹ in inverno e 1,57 mgFe L⁻¹ in estate (equivalente a 1 mgFe(OH)₃ L⁻¹ ovvero 1,52 mgFeCl₃ L⁻¹ in inverno e 3 mgFe(OH)₃ L⁻¹ ovvero 4,55 mgFeCl₃ L⁻¹ in estate);

Per quanto riguarda le caratteristiche dell'influente nello scenario di progetto modellizzato, queste sono riportate in dettaglio in **Tab. A1.2**, ottenuta a partire dalle concentrazioni e dai carichi riportati in **Tab. 3.1** dopo opportuno frazionamento nelle componenti modellizzate descritte nel § A1.2.1. Nello specifico in **Tab. A1.2** si riportano le caratteristiche delle componenti elementari (colonna 1: “agglomerato” al netto dello scarico IAM S1; colonna 2: scarico IAM S1 pretrattato) e di quella aggregata (colonna 3: CIRA Dego cioè “agglomerato” al netto dello scarico IAM S1 + scarico IAM S1 pretrattato).

I calcoli sono stati effettuati ricorrendo a simulazioni dinamiche che hanno tenuto conto delle variazioni del carico influente nell'arco della giornata. Queste sono state simulate sulla base delle sole fluttuazioni giornaliere di portata influente all'impianto (che inducono proporzionali variazioni del carico a parità di concentrazioni).

Per distribuire le fluttuazioni di portata e di carico su base giornaliera si è utilizzata una espressione sinusoidale arbitraria data dalla **relazione (A1.1)** che presenta un solo massimo e un solo minimo, ha il pregio di essere caratterizzata dal fatto di avere un valor medio comunque unitario ed è definita mediante due parametri empirici (il terzo è determinabile mediante le **relazioni (A1.2)**):

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. A1.2 – Caratteristiche dell'influente al processo biologico.

	"Agglomerato"		IAM S1 - Caso C		CIRA Dego - Caso C	
portata giornaliera	9.600 m ³ d ⁻¹		400 m ³ d ⁻¹		10.000 m ³ d ⁻¹	
portata media oraria	400,0 m ³ h ⁻¹		16,7 m ³ h ⁻¹		416,7 m ³ h ⁻¹	
	[kg d ⁻¹]	[mg L ⁻¹]	[kg d ⁻¹]	[mg L ⁻¹]	[kg d ⁻¹]	[mg L ⁻¹]
COD	3.479,0	362,40	400,0	1.000,00	3.879,0	387,90
SST	2.029,4	211,40	140,0	350,00	2.169,4	216,94
TKN	347,9	36,24	150,0	375,00	497,9	49,79
P	43,5	4,53	1,6	4,00	45,1	4,51
Frazionamento COD						
	[-]	[mgCOD L ⁻¹]	[-]	[mgCOD L ⁻¹]	[-]	[mgCOD L ⁻¹]
S _F	0,375	135,90	0,485	485,00	0,386	149,86
S _A	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00
S _I	0,095	34,43	0,160	160,00	0,102	39,45
X _I	0,160	57,98	0,180	180,00	0,162	62,86
X _S	0,330	119,59	0,175	175,00	0,314	121,81
X _H	0,039	14,13	0,000	0,00	0,035	13,57
X _{AUT}	0,001	0,36	0,000	0,00	0,001	0,35
X _{PAO}	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00
X _{PHA}	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00
C _{TCOD}	1,000	362,40	1,000	1000,00	1,000	387,90
Frazionamento SST						
	[-]	[mgSST L ⁻¹]	[-]	[mgSST L ⁻¹]	[-]	[mgSST L ⁻¹]
C _{SSV}	0,607	128,29	0,686	240,00	0,612	132,76
C _{SSNV}	0,393	83,11	0,314	110,00	0,388	84,19
C _{SST(analisi)}	1,000	211,40	1,000	350,00	1,000	216,94
C _{SST(modello)}		229,34		376,25		235,22
Frazionamento N						
	[-]	[mgN L ⁻¹]	[-]	[mgN L ⁻¹]	[-]	[mgN L ⁻¹]
S _{NH4}		24,28		346,45		37,17
iNS _F	0,030	4,08	0,030	14,55	0,030	4,50
iNS _I	0,010	0,34	0,010	1,60	0,010	0,39
iNX _I	0,030	1,74	0,030	5,40	0,030	1,89
iNX _S	0,040	4,78	0,040	7,00	0,040	4,87
iNX _{BM}	0,070	1,01	0,070	0,00	0,070	0,97
S _{NO3}		0,00		0,00		0,00
C _{TN}		36,24		375,00		49,79
Frazionamento P						
	[-]	[mgP L ⁻¹]	[-]	[mgP L ⁻¹]	[-]	[mgP L ⁻¹]
S _{PO4}		1,11		-4,40		0,89
X _{PAO}		0,00		0,00		0,00
iPS _F	0,010	1,36	0,010	4,85	0,010	1,50
iPS _I	0,000	0,00	0,000	0,00	0,000	0,00
iPX _I	0,010	0,58	0,010	1,80	0,010	0,63
iPX _S	0,010	1,20	0,010	1,75	0,010	1,22
iPX _{BM}	0,020	0,29	0,020	0,00	0,020	0,28
C _{TP}		4,53		4,00		4,51

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

$$k(t) = \frac{K(t)}{K^*} = \begin{cases} 1 - (1 - k_{\min}) \sin \frac{\pi t}{t^*} & \text{per } 0 \leq t \leq t^* \\ 1 + (k_{\max} - 1) \sin \frac{\pi(t - t^*)}{24 - t^*} & \text{per } t^* \leq t \leq 24 \end{cases} \quad (\text{A1.1})$$

con

$$\begin{cases} k_{\min} = \frac{24 - (24 - t^*) \cdot k_{\max}}{t^*} \\ k_{\max} = \frac{24 - t^* \cdot k_{\min}}{24 - t^*} \\ t^* = 24 \frac{k_{\max} - 1}{k_{\max} - k_{\min}} \end{cases} \quad (\text{A1.2})$$

dove:

- k = coefficiente di fluttuazione del parametro K intorno al valore medio K^* [-]
- k_{\min} = coefficiente di minimo [-]
- k_{\max} = coefficiente di punta [-]
- t^* = durata del periodo caratterizzato da $k(t) < 1$ [h]

Nel caso specifico si è stabilito un coefficiente di punta k_{\max} pari a 1,40 e un valore di t^* di 13 h, ottenendo così un coefficiente di minimo k_{\min} pari a 0,66 (i valori dei coefficienti k_{\min} e k_{\max} discendono da un'accurata analisi delle portate istantanee in arrivo all'impianto nelle giornate di tempo secco). I valori del coefficiente k che si ottengono, considerando *step* temporali di 1 h, sono riportati in **Tab. A1.3**.

A1.3.2 ILLUSTRAZIONE DEI CALCOLI

In **Tab. A1.4** si riporta una sintesi dei risultati delle 2 simulazioni condotte, per i commenti sulle quali si rimanda al § **A1.3.3**.

Nelle **Tabb. A1.5** e **A1.6** si riporta il dettaglio delle elaborazioni svolte riassumibili in 2 simulazioni relative alle condizioni invernali ed estive.

A1.3.3 COMMENTO DEI RISULTATI

I risultati delle 2 simulazioni effettuate mostrano quanto segue:

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. A1.3 – Fluttuazioni di portata giornaliera.

Intervallo orario di riferimento	$k(t)$	Intervallo orario di riferimento	$k(t)$
00.00-01.00	0,919	12.00-13.00	1,000
01.00-02.00	0,843	13.00-14.00	1,113
02.00-03.00	0,776	14.00-15.00	1,216
03.00-04.00	0,721	15.00-16.00	1,302
04.00-05.00	0,684	16.00-17.00	1,364
05.00-06.00	0,664	17.00-18.00	1,396
06.00-07.00	0,664	18.00-19.00	1,396
07.00-08.00	0,684	19.00-20.00	1,364
08.00-09.00	0,721	20.00-21.00	1,302
09.00-10.00	0,776	21.00-22.00	1,216
10.00-11.00	0,843	22.00-23.00	1,113
11.00-12.00	0,919	23.00-24.00	1,000
k_{min}		0,66	
k_{max}		1,40	
t^*		13 h	

Tab. A1.4 – Sintesi dei risultati ottenuti nelle 2 simulazioni effettuate e dettagliate nelle Tabb. A1.5-A1.6.

Scenario	O ₂ (R1) [mgO ₂ L ⁻¹]	O ₂ (R2) [mgO ₂ L ⁻¹]	NH ₄ -N [mgN L ⁻¹]	NO ₃ -N [mgN L ⁻¹]	PO ₄ -P [mgP L ⁻¹]	AOR (R1) [kgO ₂ h ⁻¹]	AOR (R2) [kgO ₂ h ⁻¹]	SST [mgSST L ⁻¹]	SSV/SST [-]	X _s [kgSST d ⁻¹]
Inverno	0,00	2,00	3,22	10,14	1,50	2,49 (med) 2,54 (max)	103,18 (med) 115,44 (max)	5.083	0,642	2.389
Estate	0,00	2,00	0,97	10,41	1,54	2,49 (med) 2,52 (max)	114,51 (med) 146,04 (max)	3.328	0,606	2.235

- l'attuale sezione di trattamento biologico da 3.100 m³ trasformata in pura ossidazione-nitrificazione e ampliata, a monte, con una sezione di predenitrificazione da 1.600 m³ (ex-sedimentatore primario) consente di trattare con un processo convenzionale di predenitrificazione-nitrificazione il 100% del carico di progetto sia in inverno che in estate;

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

- nelle 2 simulazioni sono state ottenute concentrazioni del fango attivo di 5,08 kgSST m⁻³ in inverno (età del fango 10,0 d) e 3,33 kgSST m⁻³ in estate (età del fango 7,0 d), ritenute sufficientemente accettabili in relazione alle simulazioni del processo di sedimentazione secondaria riportate nell'**Allegato 2**;
- viene garantita una stabile nitrificazione sia in inverno che in estate (azoto ammoniacale intorno a 3 mgN L⁻¹ in inverno e a 1 mgN L⁻¹ in estate) e una più che sufficiente denitrificazione (azoto nitrico intorno a 10 mgN L⁻¹ sia in inverno che in estate) senza necessità di dosaggio di carbonio organico rapidamente biodegradabile;
- viene garantita una adeguata riduzione del fosforo (circa 1,5 mgP L⁻¹ come fosforo solubile sia in inverno che in estate) con un modesto dosaggio di cloruro ferrico (1,52-4,55 mgFeCl₃ L⁻¹) in relazione al fatto che il fosforo presente nell'influente all'impianto è inferiore a quello di un comune reflu urbano (rapporto COD/P pari a 86 contro 80);
- in **Tab. A1.7** si riporta il calcolo di verifica del sistema di aerazione esistente effettuato sulla base delle **relazioni (A1.1)-(A1.7)**; la verifica è stata condotta adottando i seguenti parametri di calcolo:
 - $SOTE = 30,00\%$ (valori in linea con le indicazioni del fornitore e, comunque, più cautelativi);
 - $\alpha = 0,60$;
 - $\beta = 0,98$;
 - $h = 3,65 \text{ m}^2$;
 - $z = 300 \text{ m s.l.m.}$;
- in relazione ai fabbisogni di ossigeno di punta estivi riportati nelle **Tabb. A1.5 e A1.6** ne consegue una portata d'aria massima complessiva per il comparto di ossidazione-nitrificazione di 3.443 Nm³ h⁻¹ che è più che in linea con la massima portata erogabile da 2 nuove turbosoffianti a 500 mbar (portata unitaria 2.150 Nm³ h⁻¹).

² La profondità di insufflazione h è stata assunta pari all'altezza idrica dei reattori biologici esistenti (3,70 m) decurtata di 5 cm (altezza massima della membrana di rilascio dell'aria insufflata rispetto al fondo vasca).

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

Tab. A1.5 – Simulazione del processo biologico: condizione invernale (12°C).

Parametro	UM	Influente	R1	R2	R1min	R2min	R1max	R2max
S_O	O2	0,00	0,00	2,00	0,00	2,00	0,01	2,00
S_F	COD	149,86	2,16	0,40				
S_A	COD	0,00	0,78	0,04				
S_{NH4}	N	37,17	11,58	3,22	8,86	1,69	14,41	4,94
S_{NO3}	N	0,00	1,41	10,14	0,22	9,03	3,06	11,27
S_{PO4}	P	0,89	1,41	1,50	1,36	1,46	1,46	1,55
S_{ALK}	Mol	10,00	8,08	6,87				
S_I	COD	39,45	39,45	39,45				
S_{N2}	N	0,00	26,28	26,55	24,37	25,27	27,79	27,77
S_{Me}	Fe	0,00	0,00	0,00				
X_I	COD	62,86	1.782,51	1.786,18				
X_S	COD	121,81	139,99	111,47				
X_H	COD	13,57	1.923,39	1.928,48				
X_{PAO}	COD	0,00	0,00	0,00				
X_{PP}	P	0,00	0,00	0,00				
X_{PHA}	COD	0,00	0,00	0,00				
X_{AUT}	COD	0,35	116,34	117,92				
X_{MeOH}	SST	1,00	7,72	7,57				
X_{MeP}	SST	0,00	19,11	19,33				
X_{TSS}	SST	236,22	5.093,71	5.081,36				
AOR			37,35	798,80	36,81	693,98	38,09	893,74
C_{ox}	kg/h		2,49	103,18	2,45	89,64	2,54	115,44
$k_L a$	mg/l							
	l/d							
SSV		132,76		3.265,00		pXs		
SSNV		84,19		1.791,19		0,80		
FePO4 + Fe(OH)3		1,00		26,90				
SST (SSV+SSNV)		216,94		5.083,09				
SSV/SST		0,6119		0,6423				
COD/SSV e COD/SST				1,2080	0,7759			
N/SSV e N/SST				0,0617	0,0396			
P/SSV e P/SST				0,0183	0,0188			
Volume	m3		1.600	3.100	4.700			
HRT	h		3,84	7,44	11,28			
Stato redox			ANOX	OX				
Portata influente	m3/d			10.000		in	R1	
Portata ricircolo fanghi	m3/d			10.000	100%	in	R1	
Portata ricircolo <i>mixed-liquor</i>	m3/d			20.000	200%	da	R2	a R1
Portata dosaggio carbonio	m3/d			-				
COD (prod. ferment.) carbonio	mg/l			913.067				
Temperatura refluo	°C			12,0				
Conc. saturazione ossigeno	mg/l			12,11				
Età del fango	d			10,0				
Produzione fanghi	kg/d			2.389				

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. A1.6 – Simulazione del processo biologico: condizione estiva (24°C).

Parametro	UM	Influente	R1	R2	R1min	R2min	R1max	R2max
S_O	O2	0,00	0,00	2,00	0,00	2,00	0,00	2,00
S_F	COD	149,86	2,34	0,37				
S_A	COD	0,00	1,05	0,04				
S_{NH4}	N	37,17	9,99	0,97	7,50	0,55	12,76	1,57
S_{NO3}	N	0,00	0,82	10,41	0,19	9,31	1,80	11,52
S_{PO4}	P	0,89	1,45	1,54	1,38	1,47	1,51	1,61
S_{ALK}	Mol	10,00	8,01	6,69				
S_I	COD	39,45	39,45	39,45				
S_{N2}	N	0,00	29,72	30,02	27,09	28,00	32,02	31,96
S_{Me}	Fe	0,00	0,00	0,00				
X_I	COD	62,86	1.327,85	1.332,46				
X_S	COD	121,81	49,26	22,02				
X_H	COD	13,57	1.054,94	1.055,91				
X_{PAO}	COD	0,00	0,00	0,00				
X_{PP}	P	0,00	0,00	0,00				
X_{PHA}	COD	0,00	0,00	0,00				
X_{AUT}	COD	0,35	56,36	57,73				
X_{MeOH}	SST	3,00	16,13	15,74				
X_{MeP}	SST	0,00	40,17	40,73				
X_{TSS}	SST	238,22	3.339,97	3.325,49				
AOR			37,39	886,53	36,99	678,06	37,86	1.130,65
C_{ox}	kg/h		2,49	114,51	2,47	87,58	2,52	146,04
$k_L a$	l/d							
SSV		132,76		2.018,14		pXs		
SSNV		84,19		1.253,83		0,80		
FePO4 + Fe(OH)3		3,00		56,47				
SST (SSV+SSNV)		216,94		3.328,44				
SSV/SST		0,6119		0,6063				
COD/SSV e COD/SST				1,2230	0,7415			
N/SSV e N/SST				0,0589	0,0357			
P/SSV e P/SST				0,0177	0,0202			
Volume	m3		1.600	3.100				
HRT	h		3,84	7,44				
Stato redox			ANOX	OX				
Portata influente	m3/d			10.000		in	R1	
Portata ricircolo fanghi	m3/d			10.000	100%	in	R1	
Portata ricircolo <i>mixed-liquor</i>	m3/d			20.000	200%	da	R2	a R1
Portata dosaggio carbonio	m3/d			-				
COD (prod. ferment.) carbonio	mg/l			913.067				
Temperatura refluo	°C			24,0				
Conc. saturazione ossigeno	mg/l			12,11				
Età del fango	d			7,0				
Produzione fanghi	kg/d			2.235				

Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)

Tab. A1.7 – Verifica del nuovo sistema di aerazione
*(reattore R2 delle **Tabb. A1.5 e A1.6**).*

V _{ox}	3.100	m ³
h	3,65	m
z	300	m s.l.m.
T _{st}	20	°C
C _{s,Ts}	9,09	mg L ⁻¹
C _{sm,st}	10,25	mg L ⁻¹
α	0,60	
β	0,98	
γ	0,36	
θ	1,024	
p _{a,z}	9,99	mH ₂ O
f _{O2}	0,2994	kg Nm ⁻³
	0,2790	kg Sm ⁻³
	inverno	
	med	max
T	12	12
C _{s,T}	10,78	10,78
C _{sm,T}	11,95	11,95
C _{ox}	2,00	2,00
OTR/SOTR	0,482	0,482
OTR	103,18	115,44
SOTR	214,12	239,57
SOTE	30,00	30,00
OTE	14,46	14,46
q _a	2.384	2.667
	2.558	2.862
	estate	
	med	max
T	24	24
C _{s,T}	8,42	8,42
C _{sm,T}	9,34	9,34
C _{ox}	2,00	2,00
OTR/SOTR	0,472	0,472
OTR	114,51	146,04
SOTR	242,50	309,27
SOTE	30,00	30,00
OTE	14,17	14,17
q _a	2.700	3.443
	2.897	3.695
k _{La} st	161,77	181,00
k _{La} T	80,29	89,83
OTR/V	798,80	893,74
	886,53	1130,65

ALLEGATO 2 – VERIFICA MODELLISTICA DELLA SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

A2.1 PREMESSA

Il presente allegato concerne la descrizione di dettaglio dell'applicazione modellistica effettuata per simulare il comportamento della sedimentazione secondaria nella sua configurazione di progetto.

Il presente allegato si struttura in 4 capitoli di seguito elencati:

- la presente premessa (§ A2.1);
- una descrizione teorica del modello di simulazione della sedimentazione secondaria che è stato adottato (§ A2.2);
- il dettaglio dei calcoli di processo comprensivo dei commenti ai risultati (§ A2.3);
- l'elenco delle fonti bibliografiche (§ A2.4).

A2.2 IL MODELLO DI SIMULAZIONE DELLA SEDIMENTAZIONE SECONDARIA

Il presente capitolo concerne la descrizione teorica del modello di simulazione della sedimentazione secondaria che è stato adottato. Esso si basa sulla ben nota teoria del flusso solido, tipicamente applicabile alla sedimentazione secondaria di fanghi attivi.

Come è noto le vasche di sedimentazione secondaria (o finale) a valle di processi biologici a fanghi attivi non operano come separatori solido-liquido perfetti, non sono in grado, cioè, di scaricare con l'effluente le sole componenti solubili e di concentrare nei fanghi di ricircolo ed in quelli di supero le componenti particolate.

È altrettanto noto che il funzionamento delle vasche di sedimentazione è necessariamente integrato a quello dei reattori biologici da una parte attraverso l'effluente di quest'ultime (che trasporta i fanghi attivi nel sedimentatore finale con le stesse concentrazioni presenti nel reattore biologico), dall'altra attraverso il circuito di ricircolo (che consente l'inoculo del reattore biologico con un flusso avente le stesse concentrazioni presenti nella tramoggia inferiore della vasca di sedimentazione).

Al fine, pertanto, di tener conto delle effettive prestazioni globali del processo a fanghi attivi si è ritenuto opportuno effettuare una verifica di funzionamento del sedimentatore finale utilizzando l'approccio metodologico suggerito da Hermanowicz (1998).

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

Il modello di verifica del funzionamento delle vasche di sedimentazione finale di Hermanowicz (1998) si basa su una serie di equazioni e considerazioni ampiamente riconosciute nell'ambito della teoria del flusso solido accoppiando ad esse delle determinazioni empiriche della velocità di sedimentazione dei fanghi attivi al fine di sviluppare dei diagrammi operativi utili sia per la progettazione sia per la verifica e per la gestione di vasche di sedimentazione secondaria nei processi a fanghi attivi.

Dal bilancio di massa dei solidi sospesi effettuato attorno al sedimentatore finale è possibile scrivere la **relazione (A2.1)**, da cui, trascurando il termine di crescita batterica, cioè quello associato alla portata dei fanghi di supero, che allo stato stazionario è scarsamente rilevante rispetto agli altri termini del bilancio, si ottengono le note relazioni che legano la concentrazione dei fanghi attivi X_{SST} a quella dei fanghi di ricircolo X_R attraverso il rapporto di ricircolo R , espresse mediante le **relazioni (A2.2) e (A2.3)**:

$$(q + q_R) \cdot X_{SST} = (q_R + q_S) \cdot X_R \quad (\text{A2.1})$$

$$R = \frac{q}{q_R} = \frac{X_{SST}}{X_R - X_{SST}} = \frac{1}{X_R/X_{SST} - 1} \quad (\text{A2.2})$$

$$X_{SST} = X_R \frac{R}{1 + R} \quad (\text{A2.3})$$

dove:

q	= portata del liquame influente [$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$][$\text{m}^3 \text{d}^{-1}$]
q_R	= portata dei fanghi di ricircolo [$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$][$\text{m}^3 \text{d}^{-1}$]
X_{SST}	= concentrazione dei fanghi attivi [kgSST m^{-3}]
q_S	= portata dei fanghi di supero [$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$][$\text{m}^3 \text{d}^{-1}$]
X_R	= concentrazione dei fanghi di ricircolo [kgSST m^{-3}]
R	= rapporto di ricircolo [-]

Sebbene la **relazione (A2.3)** esprima un legame esplicito tra le due concentrazioni, tale per cui a parità di rapporto di ricircolo R si possono avere infinite coppie di valori di X_{SST} ed X_R , è evidente che non tutte le coppie sono compatibili con le caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi e con le dimensioni delle vasche di sedimentazione.

Le massime concentrazioni dei fanghi di ricircolo (e quindi dei fanghi attivi) che è possibile mantenere nel sistema in condizioni di affidabile funzionamento delle vasche di sedimentazione finale sono vincolate al rispetto della teoria del flusso solido secondo la quale per ogni concentrazione dei fanghi di ricircolo X_R esiste una massima velocità di estrazione

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

dei fanghi dalla tramoggia del sedimentatore finale v alla quale corrisponde il massimo flusso solido ammissibile, detto flusso solido limite FS_L .

La velocità di sedimentazione di massa dei fanghi attivi V_s è un parametro critico nella teoria del flusso solido. Essa è una funzione decrescente della concentrazione di fango X e ha la concavità rivolta verso l'alto testimoniando la progressiva ridotta influenza della concentrazione X sulla velocità V_s . Di uso comune è la formulazione esponenziale del legame funzionale $V_s = V_s(X)$ proposta da Vesilind (1968, 1990) (**relazione (A2.4)**):

$$V_s = V_0 \cdot \exp(-kX) \quad (\text{A2.4})$$

dove:

- V_s = velocità di sedimentazione di massa [m h^{-1}]
- V_0 = velocità di sedimentazione di massa iniziale [m h^{-1}]
- k = costante di variazione della velocità di sedimentazione V_s [$\text{m}^3 (\text{kgSST})^{-1}$]
- X = concentrazione dei fanghi [kgSST m^{-3}]

In **Fig. A2.1** si riporta l'andamento tipico della velocità di sedimentazione V_s in funzione della concentrazione di fango X in accordo con la **relazione (A2.4)**.

Il flusso solido dovuto alla sola sedimentazione G è definito come il prodotto della velocità di sedimentazione V_s per la concentrazione di fango X . Esso è quindi due volte funzione della concentrazione X . Come si può desumere dalla **Fig. A2.2**, il tratto significativo della curva del flusso solido è quello discendente che si ha dopo il massimo (corrispondente alla concentrazione X_{max}). La teoria del flusso solido prevede che per ogni concentrazione dei fanghi di ricircolo X_R esista una concentrazione dei fanghi limite X_L , definita come quella in corrispondenza della quale la tangente alla curva del flusso solido ha una pendenza pari alla velocità di estrazione dei fanghi dalla tramoggia del sedimentatore finale v limite ed attraversa l'asse delle ascisse nel punto X_R stesso.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

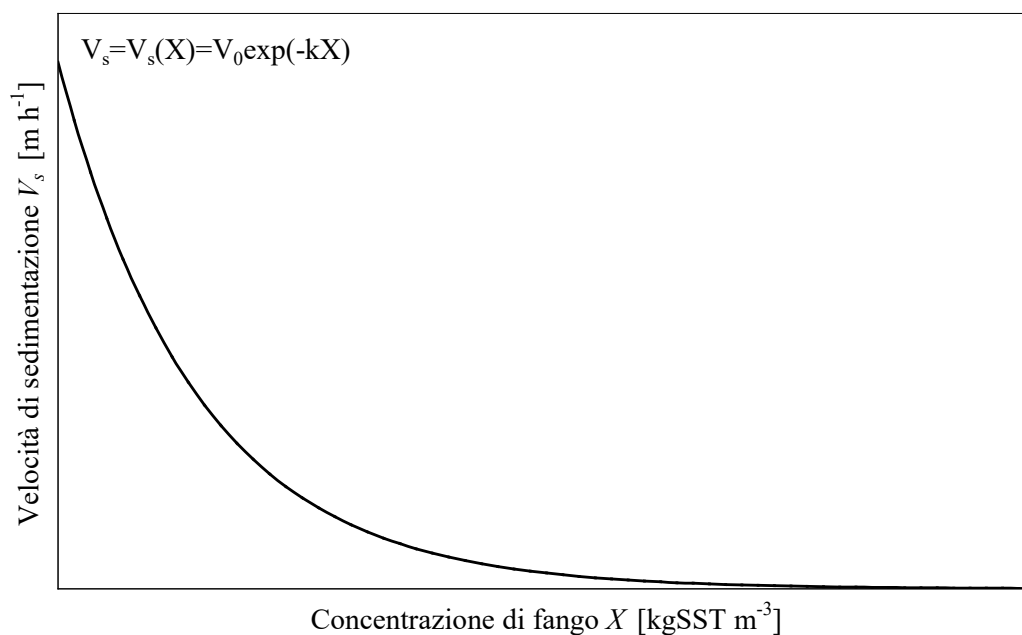


Fig. A2.1 – Andamento tipico della velocità di sedimentazione V_s in funzione della concentrazione di fango X .

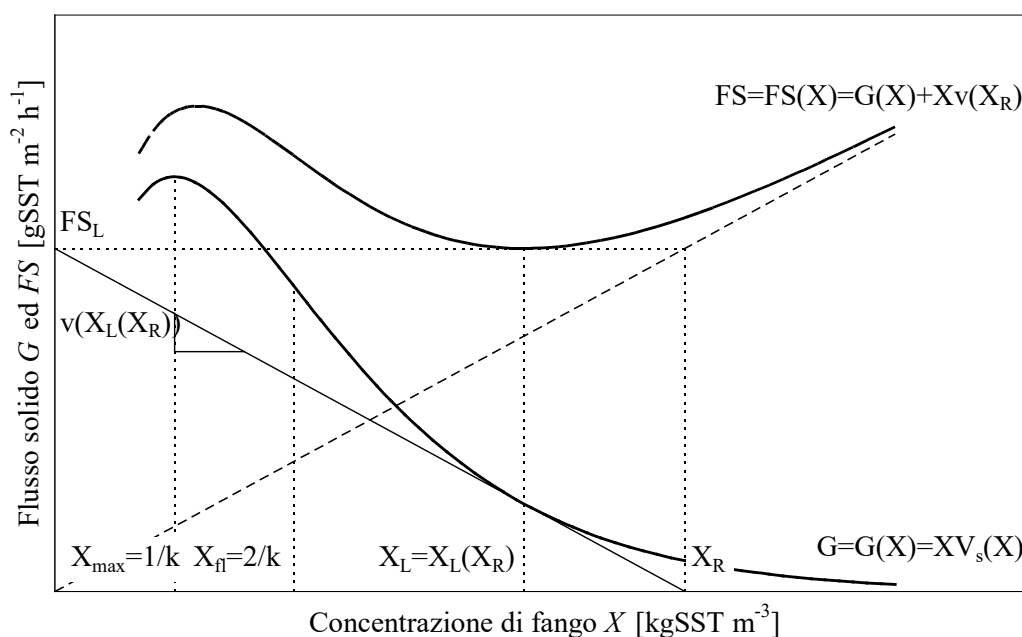


Fig. A2.2 – Andamento tipico del flusso solido dovuto alla sedimentazione G e del flusso solido complessivo FS in funzione della concentrazione di fango X .

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

La concentrazione X_L è anche quella in corrispondenza della quale la curva del flusso solido complessivo (cioè ottenuto considerando la sedimentazione ed il trasporto dovuto all'estrazione dei fanghi) ha un minimo. Si parla al riguardo di flusso solido limite FS_L .

Il significato fisico della teoria del flusso solido la fa rendere realmente applicabile solo per valori di concentrazione di fango superiori a quello in cui avviene il flesso della curva G (corrispondente alla concentrazione X_{fl}). In tali condizioni infatti v decresce al crescere di X_L ed X_R , giustificando l'esistenza di una velocità di estrazione dei fanghi e di un flusso solido limite.

Il problema della ricerca della velocità di estrazione dei fanghi v limite si riconduce alla descrizione analitica del fatto che v rappresenta la pendenza della curva del flusso solido G passante per X_R . È possibile pertanto scrivere le **relazioni (A2.5) e (A2.6)** che definiscono il significato fisico di v e la sua determinazione analitica:

$$v = \frac{q_R + q_s}{A} \approx \frac{q_R}{A} \quad (\text{A2.5})$$

$$v = -\frac{dG}{dX} = -\frac{d(XV_s(X))}{dX} = -\left(V_s + X \frac{dV_s}{dX}\right) = V_s(kX - 1) = V_0 \cdot \exp(-kX)[kX - 1] \quad (\text{A2.6})$$

dove:

- v = velocità di estrazione dei fanghi dal sedimentatore [m h^{-1}]
- A = sezione orizzontale del sedimentatore [m^2]
- G = flusso solido dovuto alla sedimentazione [$\text{kgSST m}^{-2} \text{h}^{-1}$]

Se si considera la **relazione (A2.7)**, che esprime il significato geometrico di $v(X_L)$, si può calcolare la **relazione (A2.8)** che esprime il legame analitico tra X_L ed X_R e successivamente $v(X_L)$ cioè $v(X_R)$ dalla **relazione (A2.6)**:

$$v(X_L) = \frac{G(X_L)}{X_R - X_L} \quad (\text{A2.7})$$

$$X_L = \frac{X_R}{2} \left[1 + \sqrt{1 - \frac{4}{kX_R}} \right] \quad (\text{A2.8})$$

In **Fig. A2.3** si riporta l'andamento tipico della velocità limite di estrazione dei fanghi v in funzione della concentrazione dei fanghi di ricircolo X_R in accordo con la combinazione delle **relazioni (A2.6) e (A2.8)**.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

Se si definisce il carico idraulico superficiale $C_{i,s}$ con la **relazione (A2.9)** ed il rapporto di ricircolo R con la **relazione (A2.2)**, è possibile ricavare una relazione di assoluto interesse, la **relazione (A2.10)** che lega i tre fondamentali parametri operativi degli impianti a fanghi attivi e delle vasche di sedimentazione finale v (cioè q_R), R (cioè X_{SST}) e $C_{i,s}$ (cioè q) ad X_R ed A :

$$C_{i,s} = \frac{q}{A} \quad (\text{A2.9})$$

$$v(X_R) = \frac{q_R}{A} = \frac{q_R}{q} \cdot \frac{q}{A} = R \cdot C_{i,s} \quad (\text{A2.10})$$

dove:

$$C_{i,s} = \text{carico idraulico superficiale } [\text{m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}][\text{m h}^{-1}]$$

Se si riassumono le considerazioni svolte e le relazioni presentate nel piano (X_{SST}, X_R) , dove il rapporto di ricircolo R è rappresentato da un fascio di rette per l'origine e dove il rapporto di ricircolo infinito è la bisettrice del piano, si possono tracciare al variare di X_R , e quindi di X_L , e quindi di v , delle curve a $C_{i,s}$ costante attraverso la **relazione (A2.10)** esplicitata rispetto ad R .

Tali curve rappresentano tutte le condizioni di flusso solido limite massimo ammissibile per il sedimentatore in relazione a predefinite caratteristiche di sedimentabilità dei fanghi.

Una di esse, per un particolare carico idraulico superficiale $C_{i,s}$ costante, è riportata in **Fig. A2.4**. A scopo esemplificativo sono state individuate due modalità operative assai differenti:

- la stella bianca (A), cioè un qualunque punto posto in basso e a sinistra della curva, rappresenta condizioni di funzionamento $(X_{SST,A}, X_{R,A})$ ottimali, caratterizzate da carichi di solidi sul sedimentatore inferiori al flusso solido limite;
- la stella nera (B), cioè un qualunque punto posto in alto e a destra della curva, rappresenta condizioni di funzionamento $(X_{SST,B}, X_{R,B})$ non sostenibili, caratterizzate da carichi di solidi sul sedimentatore superiori al flusso solido limite.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

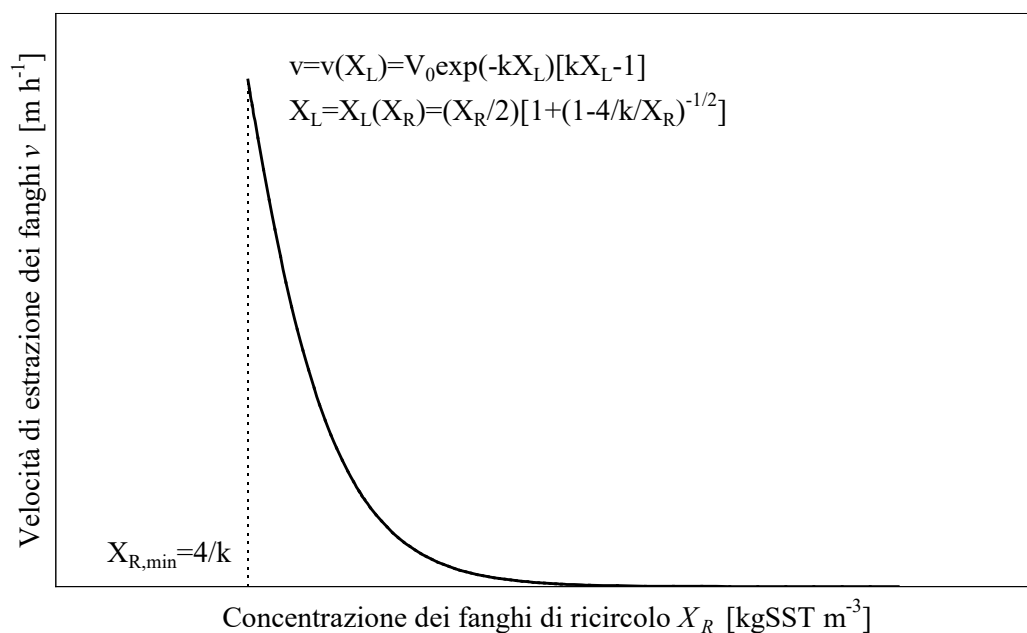


Fig. A2.3 – Andamento tipico della velocità di estrazione dei fanghi v in funzione della concentrazione dei fanghi di ricircolo X_R .

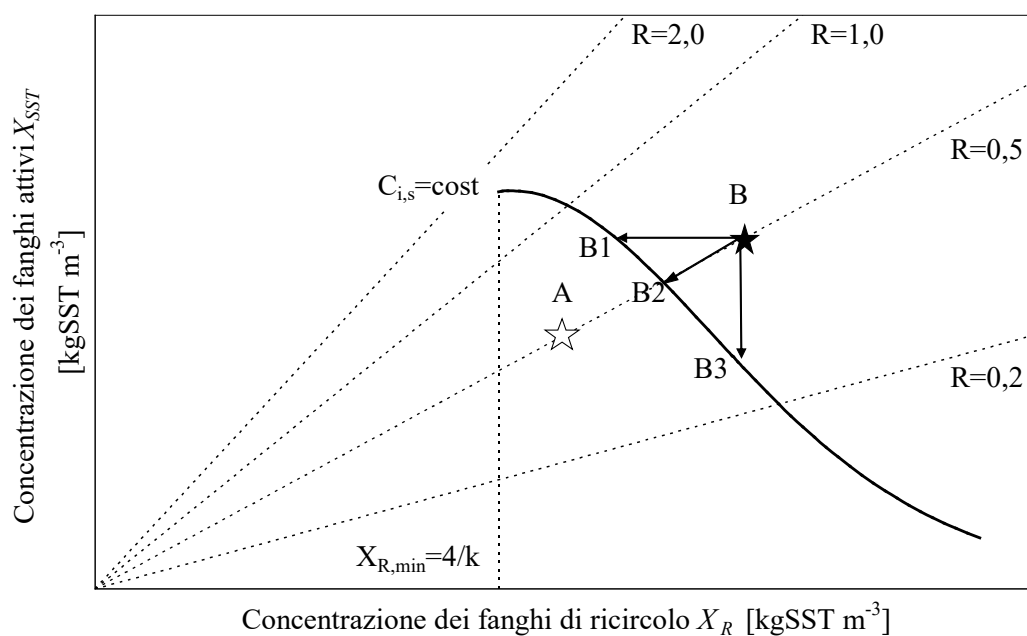


Fig. A2.4 – Andamento tipico della concentrazione dei fanghi attivi X_{SST} in funzione della concentrazione dei fanghi di ricircolo X_R .

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

Per quanto riguarda il caso B, che, in assenza di rimedi, implicherebbe consistenti fughe di solidi con l'effluente finale, sono ammesse infinite possibilità di intervento. Tutte partono dalla considerazione che le concentrazioni dei fanghi attivi o dei fanghi di ricircolo sono troppo elevate. Le due soluzioni estreme, con le ripercussioni del caso, sono:

- *soluzione B1*: al fine di mantenere la voluta concentrazione di fanghi attivi in vasca di aerazione $X_{SST,B}$ (stabilità del processo depurativo) si incrementa il rapporto di ricircolo R (ammesso che ciò sia possibile) cioè si riduce la concentrazione dei fanghi di ricircolo (ammesso che ciò sia compatibile con la linea di trattamento fanghi);
- *soluzione B3*: al fine di mantenere la voluta concentrazione di fanghi di ricircolo e di supero $X_{R,B}$ si riduce il rapporto di ricircolo R , cioè si riduce la concentrazione dei fanghi attivi (ammesso che ciò sia compatibile con il processo depurativo). In pratica si prevede uno spurgo controllato dei fanghi in eccesso fino a nuove condizioni di stabilità.

Sono ammissibili tutte le soluzioni intermedie, sia quelle che prevedono un incremento del rapporto di ricircolo (soluzioni pseudo-B1), sia quelle che prevedono un decremento dello stesso (soluzioni pseudo-B3).

Una soluzione particolare (*soluzione B2*) consiste nel non porre in atto alcun rimedio, cioè nel mantenere costante il rapporto di ricircolo. In questo caso è il sistema che si autoregola, ma non si può evitare di registrare l'innalzamento del letto di fango nel sedimentatore con conseguente rischio di una momentanea consistente "fuga" di solidi sospesi con l'effluente.

Tutte le curve rappresentate nelle **Figg. A2.1-A2.4** partono da ipotesi generiche di sedimentabilità dei fanghi e non hanno alcun riferimento numerico. È possibile particularizzare le suddette curve riferendole a parametri operativi misurati sugli impianti di depurazione reali.

Una modalità interessante di utilizzo della procedura illustrata è quella di servirsi di curve empiriche che correlino la velocità di sedimentazione dei fanghi attivi V_s non solo alla concentrazione di fango X ma anche allo SVI (*Sludge Volume Index*).

Tali correlazioni sono state ricavate negli Anni Ottanta da Daigger & Roper (1985), con riferimento allo SVI non miscelato o convenzionale (SVI), e da Wahlberg & Keinath (1988), con riferimento allo SVI miscelato ($SSVI$), e negli Anni Novanta da Daigger (1993), con riferimento allo SVI diluito ($DSVI$). Esse sono riportate rispettivamente nelle **relazioni (A2.11)-(A2.13)**:

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

$$\begin{cases} V_0 = 7,8 \\ k = 0,148 + 0,0021 \cdot SVI \quad 36 \leq SVI \leq 402 \text{ ml (gSST)}^{-1} \end{cases} \quad (\text{A2.11})$$

$$\begin{cases} V_0 = 15,3 - 0,0615 \cdot SSVI \\ k = 0,426 - 0,00384 \cdot SSVI + 0,0000543 \cdot SSVI^2 \quad 35 \leq SSVI \leq 220 \text{ ml (gSST)}^{-1} \end{cases} \quad (\text{A2.12})$$

$$\begin{cases} V_0 = 26,5 - 0,13 \cdot DSVI \\ k = 0,56 - 63,8 \cdot \exp(-0,04 \cdot DSVI) \end{cases} \quad (\text{A2.13})$$

dove:

SVI = SVI non miscelato o convenzionale $[\text{ml (gSST)}^{-1}]$

$SSVI$ = SVI miscelato $[\text{ml (gSST)}^{-1}]$

$DSVI$ = SVI diluito $[\text{ml (gSST)}^{-1}]$

Le diverse correlazioni meritano comunque un commento generale finale. È opportuno infatti evidenziare che diversi riscontri (*inter alia*, Keinath, 1990) portano a ritenere più affidabili le correlazioni (A2.12) e (A2.13) rispetto alla (A2.11) a causa della più rappresentativa modalità di misurazione dello SVI nella metodica “miscelata” e “diluita” rispetto a quella “non miscelata”.

L'utilizzo dell'interpolazione di Daigger & Roper (1985) non sembra infatti garantire una procedura di dimensionamento e di verifica sufficientemente cautelativa. È opinione diffusa che lo SVI condotto secondo la metodica tradizionale (e cioè con prova statica di sedimentazione in cilindro graduato da 1 litro per 30 minuti) non sia sufficientemente rappresentativo delle condizioni di sedimentabilità del fango a causa di effetti parete, tanto più rilevanti quanto maggiore è la concentrazione di fango, che possono determinare inattendibili rallentamenti della velocità di sedimentazione della sospensione fangosa. Ciò si riflette direttamente sull'approccio di verifica proposto nella Fig. A2.4 e che trova conferma nell'eccessivo addensamento delle curve di sedimentabilità per valori anche abbastanza diversi dello SVI .

La determinazione dello $SSVI$, condotto secondo la metodica modificata che prevede l'utilizzo di una prova pseudo-statica di sedimentazione per 30 minuti in un cilindro da 1 litro dotato di un sistema di miscelazione lenta circonferenziale ($1-2 \text{ giri min}^{-1}$), sembrerebbe garantire maggiori livelli di affidabilità a causa della continua “rottura” degli eventuali ponti in formazione tra letto di fango in sedimentazione e parete del cilindro, senza peraltro perturbare il campo di sedimentabilità “statica” tipico della determinazione dello SVI . È

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

possibile inoltre verificare come la metodica di verifica proposta in **Fig. A2.4** sia più semplicemente applicabile a causa della migliore definizione delle curve di sedimentabilità e del minore effetto delle variazioni di carico idraulico superficiale.

Un ulteriore parametro operativo di controllo della sedimentabilità dei fanghi attivi è il cosiddetto SVI “diluito” (*DSVI*). Esso viene condotto analogamente allo *SVI* e cioè con prova statica di sedimentazione in cilindro graduato da 1 litro per 30 minuti. L'unica sostanziale differenza riguarda il campione di partenza che è fango diluito con l'effluente dell'impianto a livelli di diluizione tali da poter leggere volumi del fango, alla fine della prova, inferiori a 200 ml l⁻¹. Il valore dello *DSVI* viene pertanto determinato mediante la **relazione (A2.14)**:

$$DSVI = \frac{VF}{X/d} = d \cdot \frac{VF}{X} \quad (\text{A2.14})$$

dove:

- VF* = volume del fango dopo prova di sedimentazione statica in cilindro graduato da 1 l per 30 minuti [ml l⁻¹]
X = concentrazione della sospensione originale (pre-diluizione) [gSST l⁻¹]
d = fattore di diluizione sufficiente per avere *VF* < 200 ml l⁻¹ [-]

L'interesse nell'applicazione dello *DSVI* (che è una determinazione semplice tanto quanto lo *SVI*, richiedendo solo la preventiva diluizione del campione iniziale) risiede nel fatto che è una prova condotta in assenza di “effetto parete”, a causa della bassa concentrazione della sospensione presente nel cilindro, ed in assenza di “effetto scala”, operando successive diluizioni (se necessario), qualunque sia il fango di partenza, fino ad ottenere un volume del fango *VF* inferiore a 200 ml l⁻¹. L'eliminazione dell'“effetto scala” è di fondamentale interesse se si considera che la determinazione dello *SVI* ed anche quella dello *SSVI* dipendono dalla concentrazione iniziale del fango. Se ad esempio si determina lo *SVI* (o lo *SSVI*) di un fango di concentrazione *X* pari a 10 gSST l⁻¹ e dopo 30 minuti di sedimentazione si ottiene un volume del fango *VF* di 1.000 ml (cioè il fango non ha mostrato alcuna tendenza alla sedimentazione), si calcola correttamente uno *SVI* (o uno *SSVI*) di (1.000 ml l⁻¹)/(10 gSST l⁻¹)=100 ml (gSST)⁻¹; se un altro campione di fango di concentrazione *X* pari a 3 gSST l⁻¹, dopo 30 minuti di sedimentazione consente la lettura di un volume di fango *VF* di 300 ml (cioè il fango ha mostrato buone caratteristiche di sedimentabilità), si determina uno *SVI* (o uno *SSVI*) ancora di (300 ml l⁻¹)/(3 gSST l⁻¹)=100 ml (gSST)⁻¹. Nell'esempio in oggetto l'“effetto scala” maschererebbe la cattiva sedimentabilità del primo campione di fango attribuendo ad esso lo stesso *SVI* (o *SSVI*) di un fango avente buone caratteristiche di sedimentabilità.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

Accurate ricerche condotte quantificando mediante metodi microbiologici la concentrazione dei batteri filamentosi (espressa come lunghezza totale dei filamenti per unità di volume della sospensione) hanno evidenziato che tale concentrazione si correla molto meglio allo *DSVI* di quanto si correli allo *SSVI* ed allo *SVI* e questo soprattutto per sospensioni molto concentrate. Lo *DSVI* risulta quindi un ottimo ed affidabile *test* per la valutazione della sedimentabilità dei fanghi (e dell'incidenza dei batteri filamentosi rispetto ai batteri in colonie fiocose) e soprattutto per riconoscere in modo più efficace le variazioni di sedimentabilità che potrebbero registrarsi nel medio-lungo periodo e che nelle prove dello *SSVI* e dello *SVI* vengono influenzate da grosse fluttuazioni nel breve periodo intorno al valor medio dovute alla minore precisione generale della determinazione.

Ciò nonostante la determinazione dello *SSVI* e dello *DSVI* non è ancora di uso comune, motivo per cui nella presente verifica ci si rifarà comunque allo *SVI*, adottando opportuni margini di cautela e una delle più recenti correlazioni (**relazione (A2.15)**, Ekama *et al.*, 1997) che dà valutazioni più cautelative rispetto a quella della correlazione espressa attraverso la **relazione (A2.11)**:

$$\begin{cases} V_0 = 6,495 \\ k = 0,1646 + 0,001586 \cdot SVI \end{cases} \quad (\text{A2.15})$$

A2.3 CALCOLI DI PROCESSO

Il presente capitolo concerne il dettaglio dei calcoli di processo ed è comprensivo dei commenti ai risultati.

Esso si articola come di seguito specificato:

- dati di progetto (§ A2.3.1);
- illustrazione dei calcoli (§ A2.3.2);
- commento dei risultati (§ A2.3.3).

A2.3.1 DATI DI PROGETTO

I calcoli di verifica della sedimentazione secondaria hanno riguardato la configurazione esistente soggetta alle nuove condizioni di progetto in quanto non è previsto alcun adeguamento dimensionale della sezione.

I dati di progetto alla base della verifica sono stati:

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

- disponibilità di 2 unità di sedimentazione secondaria esistenti da 32,0 m di diametro sviluppanti una superficie complessiva di 1.608 m²;
- portata media e massima oraria rispettivamente di 417 m³ h⁻¹ e 1.250 m³ h⁻¹;
- massima portata di ricircolo dei fanghi di 800 m³ h⁻¹.

A2.3.2 ILLUSTRAZIONE DEI CALCOLI

In **Fig. A2.5** si riportano i risultati dell'applicazione modellistica ottenuta utilizzando lo *SVI* come parametro indicatore della sedimentabilità dei fanghi e la correlazione espressa mediante la **relazione (A2.15)**.

I valori dello *SVI* utilizzati sono 125, 150 e 175 mL (gSST)⁻¹; questi rappresentano condizioni di sedimentabilità rispettivamente “ancora accettabili”, “di allarme” e “inaccettabili”.

In particolare in **Fig. A2.5** si possono osservare due curve limite per ogni *SVI* corrispondenti ai carichi idraulici superficiali ($C_{i,s}$) relativi alle due portate di progetto che sono 0,26 m h⁻¹ per la portata media oraria e 0,78 m h⁻¹ per la portata massima oraria e i due rapporti di ricircolo più significativi (1,92 e 0,64), cioè quelli corrispondenti rispettivamente al rapporto tra la massima portata di ricircolo di 800 m³ h⁻¹ e la portata media e massima oraria.

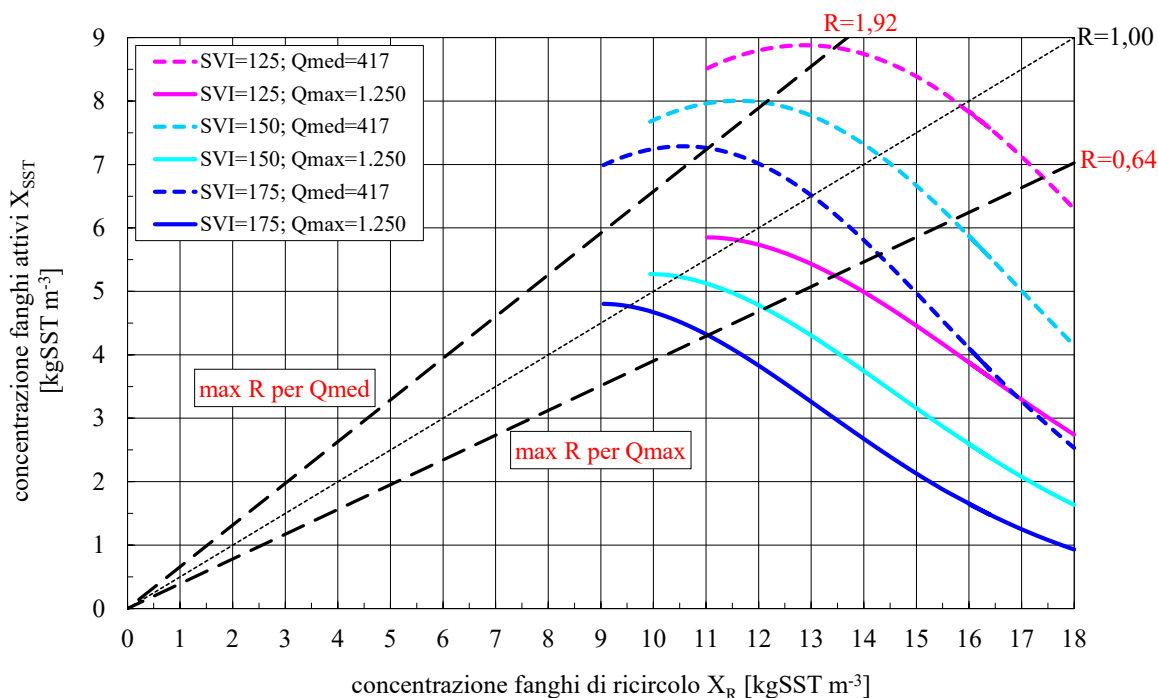


Fig. A2.5 – Verifica di funzionamento delle unità di sedimentazione secondaria esistenti soggette ai carichi di progetto.

**Opere di adeguamento dell'impianto di depurazione di Dego per far fronte a mutate
condizioni del carico inquinante da trattare – Dego (SV)
PROGETTO ESECUTIVO
ED.02 – Relazione di processo (rev. 0)**

A2.3.3 COMMENTO DEI RISULTATI

I risultati dell'applicazione modellistica condotta e rappresentata in **Fig. A2.5** mostrano come la sezione di sedimentazione secondaria esistente possa trattare tutti i carichi di solidi ipotizzabili sulla base dei calcoli del processo biologico a fanghi attivi illustrati nell'**Allegato 1** (concentrazione massima di solidi nel fango in alimento di 5,08 kgSST m⁻³), in condizioni di sedimentabilità dei fanghi tra “ancora accettabili” ($SVI = 125 \text{ mL (gSST)}^{-1}$) e “di allarme” ($SVI = 150 \text{ mL (gSST)}^{-1}$).

A2.4 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI

- Daigger, G.T. (1993). Development of refined clarifier operating diagrams using an updated settling characteristics database. *Wat. Environ. Res.*, **67** (1), 95-100.
- Daigger, G.T., Roper, R.E. (1985). The relationship between SVI and activated sludge settling characteristics. *J.WPCF*, **57** (8), 859-866.
- Ekama, G.A, Barnard, J.L., Gunthert, F.W., Krebs, P., McCorquodale, J.A., Parker, D.S., Wahlberg, E.J. (1997). Secondary Settling Tanks. Theory, Modelling, Design and Operation. *IAWQ Scientific and Technical Report No.6*, pp. 232.
- Hermanowicz, S.W. (1998). Secondary clarification of activated sludge: development of operating diagrams. *Wat. Environ. Res.*, **70** (1), 10-14.
- Keinath, T.M. (1990). Diagram for designing and operation of secondary clarifiers according to the thickening criterion. *Res. J.WPCF*, **62**, 254.
- Vesilind, P.A. (1968). The influence of stirring in the thickening of biological sludge. Ph.D. Dissertation, Dept.of Environmental Sciences and Engineering, University of North Carolina, Chapel Hill, N.C..
- Vesilind, P.A., Jones, G.N. (1990). A reexamination of the batch thickening curve. *Res.J.WPCF*, **62** (7), 887-893.
- Wahlberg, E.J, Keinath, T.M. (1988). Development of settling flux curves using SVI. *J.WPCF*, **60** (12), 2095-2100.