



Comune di Montechiarugolo



PAUR PER AUMENTO CAPACITÀ PRODUTTIVA Comune di Montechiarugolo Loc. Piazza

RELAZIONE DI CALCOLO DI PROCESSO PER LA RISTRUTTURAZIONE ED AMPLIAMENTO DEL DEPURATORE AZIENDALE

PROPRIETÀ:

MUTTI S.P.A

STABILIMENTO IN VIA TRAVERSETOLO
FRAZ. BASILICANOVA
COMUNE DI MONTECHIARUGOLO (PR)

PROGETTISTA:



Ing. Gian Lorenzo Bernini

Gennaio 2023

INDICE

1	PREMESSA	3
1.1	Obbiettivi	6
1.1.1	Riutilizzo delle acque depurate	6
2	IMPIANTO DI DEPURAZIONE	8
2.1	Situazione attuale	8
2.2	Interventi previsti	8
2.3	Caratteristiche impianto	9
3	DIMENSIONAMENTO NUOVO COMPARTO DI TRATTAMENTO BIOLOGICO	12
3.1	Il calcolo di processo con modello IRSA-CNR	12
3.1.1	Descrizione del modello matematico	12
3.2	Dati di progetto	14
3.3	Dimensionamento del nuovo Reattore R4	16
3.4	Dimensionamento del nuovo sedimentatore S4	20
3.4.1	Previsione della qualità dell'effluente	21
3.5	Nuovo Reattore R4: Calcolo del sistema di ossigenazione	22
3.5.1	Scelta del sistema di ossigenazione in base ai calcoli sopra riportati:	25
4	VERIFICA COMPARTO DI DEPURAZIONE ESISTENTE	26
4.1	Verifica del reattore R3 esistente	26
4.2	Verifica del sedimentatore esistente S3	30
4.2.1	Previsione della quantità dell'effluente	30
4.3	Reattore esistente R3: Verifica del sistema di ossigenazione	32
4.3.1	VERIFICA/RISTRUTTURAZIONE DEL SISTEMA DI OSSIGENAZIONE ESISTENTE	35
5	RIUSO DELL'ACQUA DEPURATA ALL'INTERNO DELLA FABBRICA	36
5.1	Introduzione di filtrazione a sabbia per finissaggio	36
5.2	Stima della qualità dell'effluente dopo finissaggio	38
6	CONFRONTO DELLA QUALITA' DELL'ACQUA CON I LIMITI DI LEGGE	39

- ALLEGATO 1: IMPIANTO DI DEPURAZIONE NELLO STATO ATTUALE
- ALLEGATO 2: IMPIANTO DI DEPURAZIONE IN PROGETTO

1 PREMESSA

Il presente documento costituisce la relazione di calcolo di processo e dimensionamento dei trattamenti secondari nell'ambito dell'intervento di adeguamento e potenziamento dell'impianto di depurazione della ditta Mutti S.p.A..

In particolare si prevede la completa dismissione delle vasche e linee (1 e 2) di trattamento secondario e dei trattamenti primari (grigliatura) esistenti all'interno dell'area, e la realizzazione di un nuovo reattore e sedimentatore (linea 4) a completamento del processo di dislocazione, iniziato indicativamente negli anni 2017-2018 con la realizzazione delle linee n.3, dell'impianto all'esterno dell'area produttiva principale della ditta.

Il potenziamento del sistema depurativo e le nuove opere saranno dimensionate tenendo conto del futuro assetto di impianto pari a circa 250.000 AE e con aumento del riutilizzo delle acque di scarico all'interno del processo.

La figura seguente mostra l'inquadratura territoriale dell'area in oggetto e il posizionamento degli impianti.

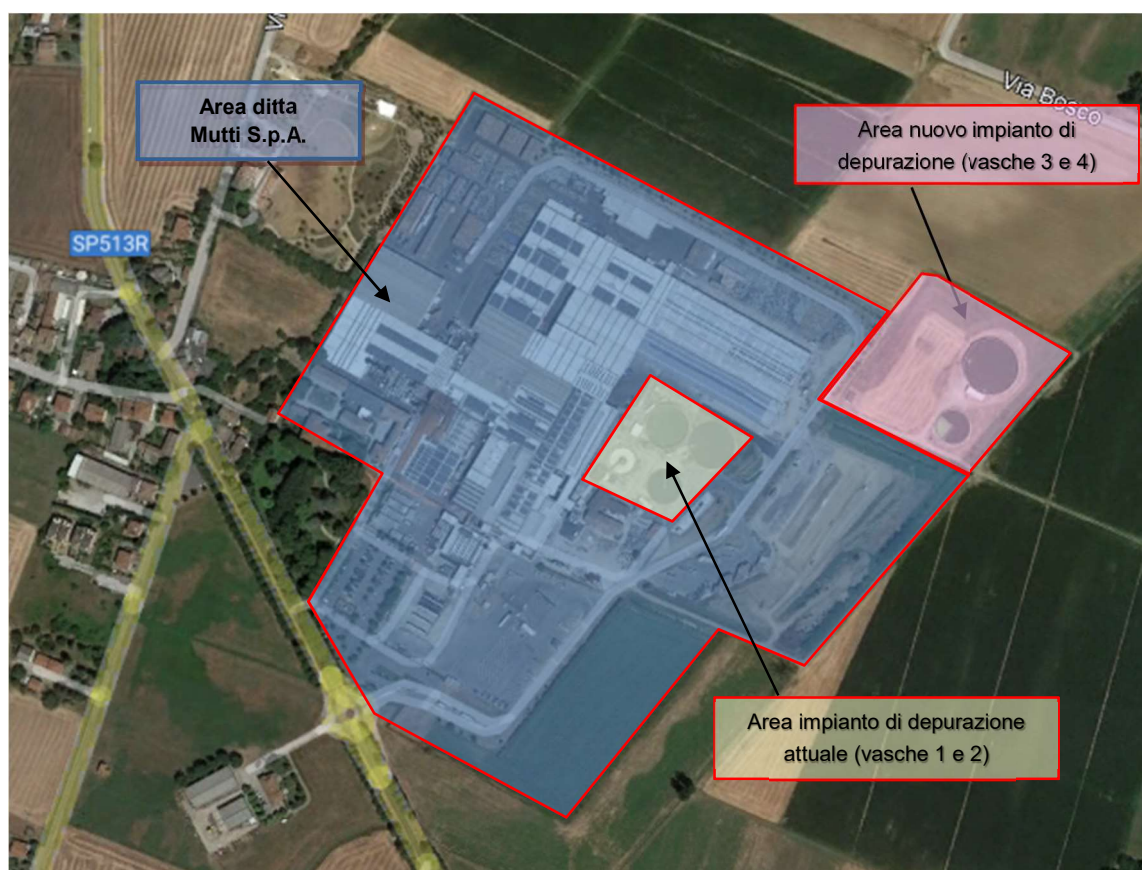


Figura 1: Individuazione planimetrica delle zone dove sono presenti gli impianti di depurazione.

Il calcolo di processo esposto nel seguito ha lo scopo di individuare le dimensioni e le caratteristiche dei reattori biologici a biomassa sospesa al servizio dello stabilimento di lavorazione del pomodoro Mutti S.p.A. oltre che le dimensioni dei sedimentatori e delle macchine al servizio degli stessi.

Il calcolo di processo viene eseguito utilizzando le equazioni note come ASM (Activated Sludge Model),

per reattori a fanghi attivi a biomassa sospesa, nella versione e con la simbologia dell'Istituto di Ricerca Sulle Acque del Consiglio Nazionale delle Ricerche nel quaderno IRSA-CNR n°117.

Il calcolo di processo della linea acque del depuratore biologico viene poi ampliato per definire le seguenti caratteristiche dell'impianto:

- Qualità dell'effluente depurato da inviare ad eventuali trattamenti terziari
- Fanghi prodotti in fase liquida e a seguito di disidratazione
- Definizione di un sistema meccanico di ossigenazione del reattore
- Potenza e del numero di macchine necessarie alla ossigenazione del reattore

Tutti calcoli saranno eseguiti perseguendo l'obiettivo del risparmio energetico e di questo ne sarà data evidenza. Il progetto di ristrutturazione del depuratore prevede la costruzione di una nuova linea acque di depurazione biologica a biomassa sospesa (reattore più sedimentatore linea 4), la dismissione di una delle due linee acqua esistenti (linea 2, considerando che la linea 1 non è attualmente più utilizzata) ed il mantenimento di una delle due linee acqua esistenti (linea 3) oltre al dislocamento dei trattamenti primari.

In definitiva, l'assetto finale del depuratore sarà costituito da due linee di depurazione per trattare una portata in ingresso pari a $1.900 \text{ m}^3/\text{h}$ così suddivisa:

1. Una nuova linea 4 (reattore più sedimentatore) avente una portata di $1.450 \text{ m}^3/\text{ora}$
2. Una linea esistente 3 (reattore più sedimentatore) avente una portata di $450 \text{ m}^3/\text{ora}$

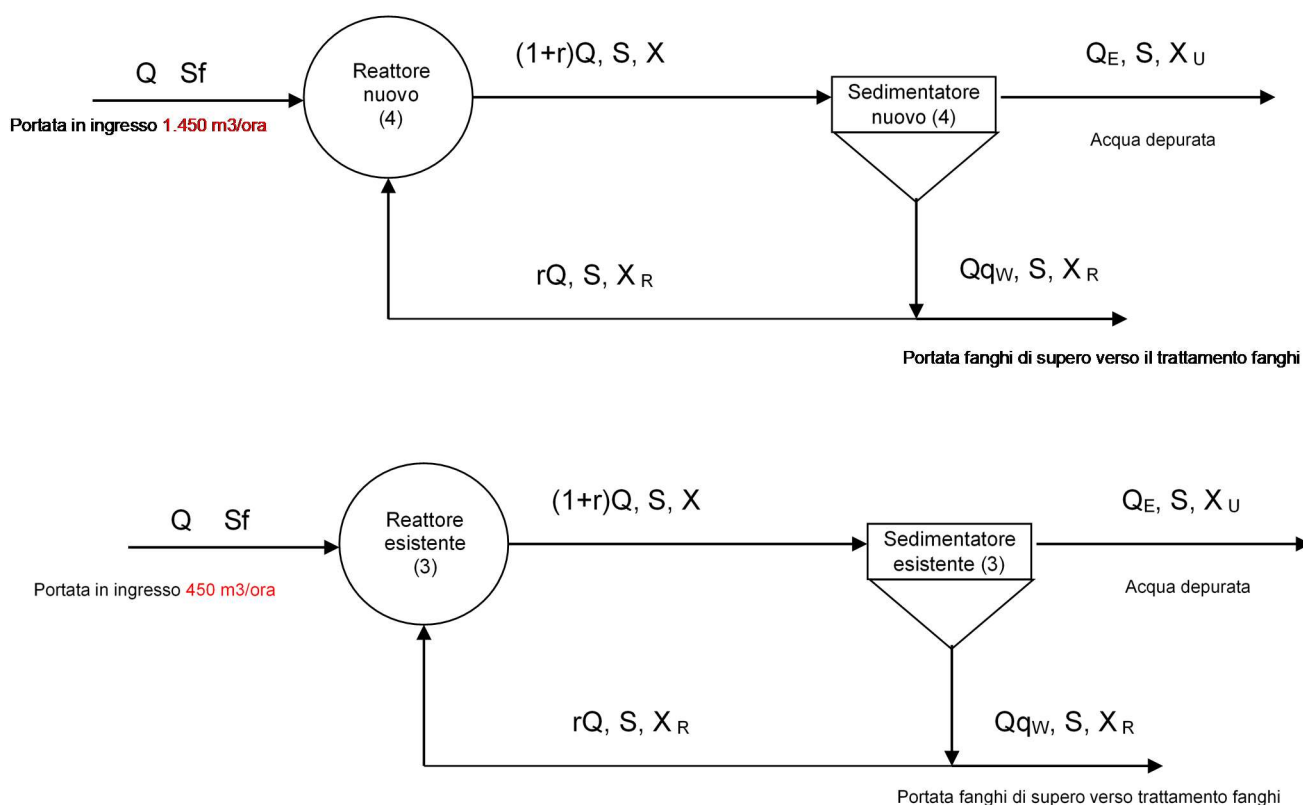


Figura 2: Schematizzazione degli impianti di depurazione nuovo ed esistente (schema finale).

Elenco dei simboli

- A = Area della sezione orizzontale del sedimentatore [m^2]
- b = Tasso di respirazione endogena dei fanghi (detta anche velocità di morte cellulare) [d^{-1}]
- b_{20C° = Tasso di respirazione endogena dei fanghi a 20°
- f = Fattore di riduzione di attività della biomassa eterotrofa in base all'età del fango
- b_f = Tasso di respirazione endogena corretto [d^{-1}]
- F_v = COD relativo alla biomassa [$mg\ COD/mg\ VSS$]
- K_s = Costante di semi-saturazione (costante di affinità substrato/microrganismi) [$mg\ substrato/L$]
- P_x = Produzione fanghi [$mg\ VSS/L$, con riferimento alla portata di alimentazione]
- q_w = Portata specifica dei fanghi di supero (riferita alla portata influente) [L/LQF]
- Q_{q_w} = Portata fanghi di supero [m^3/d]
- Q = Portata volumetrica [m^3/d]
- r = Rapporto di riciclo fanghi dal sedimentatore al reattore
- rQ = portata di ricircolo [m^3/d]
- r' = Rapporto VSS/SST
- r_{bs} = Rapporto $[COD\ rapidamente\ biodegradabile]/[COD\ totale]$
- S = Concentrazione del substrato biodegradabile [$mg\ substrato/L$]
- t = Tempo di residenza idraulico del liquame [d]
- T = temperatura [$^\circ C$]
- U = Tasso di utilizzazione del substrato [$mg\ substrato/mgVSS.d$]
- V = Volume del reattore [m^3]
- V_r = Velocità di risalita (carico idraulico) [m/h]
- X = Concentrazione della biomassa [$mg\ VSS/L$]
- X_U = Concentrazione dei solidi sospesi totali nell'effluente [$mg\ SST /L$]
- Y = Rendimento di crescita batterica [$mg\ biomassa/mg\ substrato$]
- ΔO = Consumo specifico di ossigeno [$mg\ O_2/l$, con riferimento alla portata di alimentazione]
- O_2 = consumo di ossigeno [kg/d]
- θ_c = Tempo medio di residenza dei fanghi – età del fango [d]
- μ = velocità di crescita della biomassa [d^{-1}]
- μ_{max} = velocità massima di crescita della biomassa [d^{-1}]

I calcoli di processo verranno eseguiti per una portata unitaria per entrambi i reattori poi, ogni grandezza risultante, verrà moltiplicata per la portata effettiva presente sull'impianto. Poiché ci sono due linee il calcolo verrà eseguito per ciascuna singola linea: linea nuova (4) e linea esistente (3).

1.1 OBIETTIVI

Gli interventi di adeguamento e potenziamento dell'impianto di depurazione previsti in progetto hanno i seguenti obiettivi:

Impianto Depurazione

- Depurazione delle acque scaricate dallo stabilimento (per una produzione futura di 7.800 T/g di pomodoro fresco in ingresso), per consentire il loro scarico in acque superficiali;
- Riutilizzazione del 70-80% delle acque depurate per lo scarico e il trasporto della materia prima;
- Ampia garanzia, facilità di gestione e stabilità del processo;
- Semplicità, flessibilità e facilità nelle modifiche, incluso in termini di processo;
- Riutilizzazione dove possibile delle apparecchiature esistenti.

Impianto di ricircolo

- Migliorare la qualità dell'acqua dei vari circuiti;
- Spostamento della zona di rimozione della terra e sabbia dallo stabilimento all'impianto di depurazione.

Impianto trattamento terziario

- Riduzione della quantità di acqua prelevate dall'esterno (pozzi o acque potabili).

Naturalmente oltre al miglioramento della qualità dell'acqua scaricata e all'aumento dell'acque di ricircolo si prevede anche una riduzione dei costi di esercizio.

1.1.1 RIUTILIZZO DELLE ACQUE DEPURATE

In uno stabilimento di produzione di pomodoro, sia concentrato che pelato, sono normalmente usati quattro tipi di acque:

- **Acqua potabile:** è usata per i lavaggi finali dei pomodori (docce), usi interni e servizi. Viene prodotta da sorgenti d'acqua esterne (pozzi o canali) e può essere soggetta a un trattamento di purificazione.
- **Acque industriali:** è usata per lavaggi interni dei macchinari (l'ultimo risciacquo deve essere fatto con acqua potabile), trasporto di residui dopo l'ultimo lavaggio e selezione del pomodoro (trasporto secondario), tenute meccaniche, etc. Negli stabilimenti moderni una rete di acqua industriale è progettata come indipendente, separata dalla rete di acqua potabile. Se non è presente una rete di acqua industriale, al suo posto viene utilizzata acqua potabile.

L'acqua industriale può essere "prodotta" dall'acqua depurata dopo un ulteriore trattamento terziario di filtrazione e permette di ridurre il consumo di acque da sorgente esterna (potabile).

- **Acque per lo scarico e il trasporto di pomodoro:** è usata per lo scarico e il trasporto del pomodoro verso l'ultimo lavaggio. È utilizzata in grandi quantità per garantire la presenza di acqua pulita nei diversi circuiti. In questo caso viene utilizzata l'acqua trattata, con o senza clorazione.
- **Evaporato:** è l'acqua prodotta dall'evaporazione dei pomodori, viene generata dall'esubero dal circuito di raffreddamento degli evaporatori. Viene unita alle altre acque e depurata.

L'impianto di depurazione è progettato per il riutilizzo (reimmissione nel ciclo produttivo) di circa 1.450 m³/h di cui 1.300 m³/h lo scarico e trasporto pomodoro e 150 m³/h per produzione di acque industriale.

2 IMPIANTO DI DEPURAZIONE

2.1 SITUAZIONE ATTUALE

L'attuale impianto di trattamento è di tipo biologico a fango attivo con chiarificazione per decantazione. È diviso su n°3 linee composte da n° 1 reattore e n° 1 decantatore per ogni linea.

Attualmente sono in funzione solamente la linea 2 e linea 3, che hanno una capacità sufficiente per trattare l'acqua dello stabilimento per una produzione di 6.000 T/g.

Le linee sono dislocate in due aree separate, rendendo difficile la loro gestione.

Inoltre, in previsione di un aumento di produzione fino a 7.800 T/g e un aumento dell'acqua utilizzata per il trasporto e scarico del pomodoro, l'impianto esistente non ha sufficiente capacità biologica né idraulica.

Per adeguare l'impianto esistente alle nuove necessità di produzione della ditta è quindi necessario intervenire sia sulla parte biologica che sulla parte idraulica dell'impianto per aumentarne la capacità.

2.2 INTERVENTI PREVISTI

L'impianto in progetto è di tipo biologico a fango attivo con chiarificazione per decantazione.

La soluzione prevista è quella di costruire una linea nuova composta da un reattore biologico da 15.000 m³ di volume e 54 m di diametro, per l'adeguamento della parte biologica, e un decantatore (sedimentatore) nuovo da 56 m di diametro, per l'adeguamento della parte idraulica.

Le due vasche saranno costruite a fianco della linea 3, nell'area più distante dallo stabilimento.

Le due linee (nuova ed esistente) saranno completamente indipendenti e funzioneranno in parallelo.

La linea 1 e la linea 2 non verranno più utilizzate e quindi dismesse, recuperando, per quanto possibile, le apparecchiature esistenti da utilizzare per la linea nuova. L'adeguamento della parte idraulica impone di potenziare anche le apparecchiature delle seguenti sezioni dell'impianto:

- Sollevamento
- Sgrigliatura e compattazione materiale sgrigliato.
- Rilancio acqua allo stabilimento.

Si dovrà prevedere l'installazione di un nuovo quadro elettrico di gestione di tutte le apparecchiature (nuove ed esistenti). Il quadro verrà installato in un adeguato locale e avrà funzioni di comando generale. Per migliorare la gestione dell'impianto sotto tutti i punti di vista e per recuperare spazio vicino allo stabilimento, si prevede di spostare anche tutte le altre sezioni dell'impianto nella nuova area.

Le sezioni interessate sono:

- Sollevamento
- Sgrigliatura e compattazione materiale sgrigliato
- Rilancio acqua allo stabilimento
- Disidratazione fanghi
- Locale elettrico

Si riporta nel seguito la localizzazione delle aree dove sono previsti gli interventi.

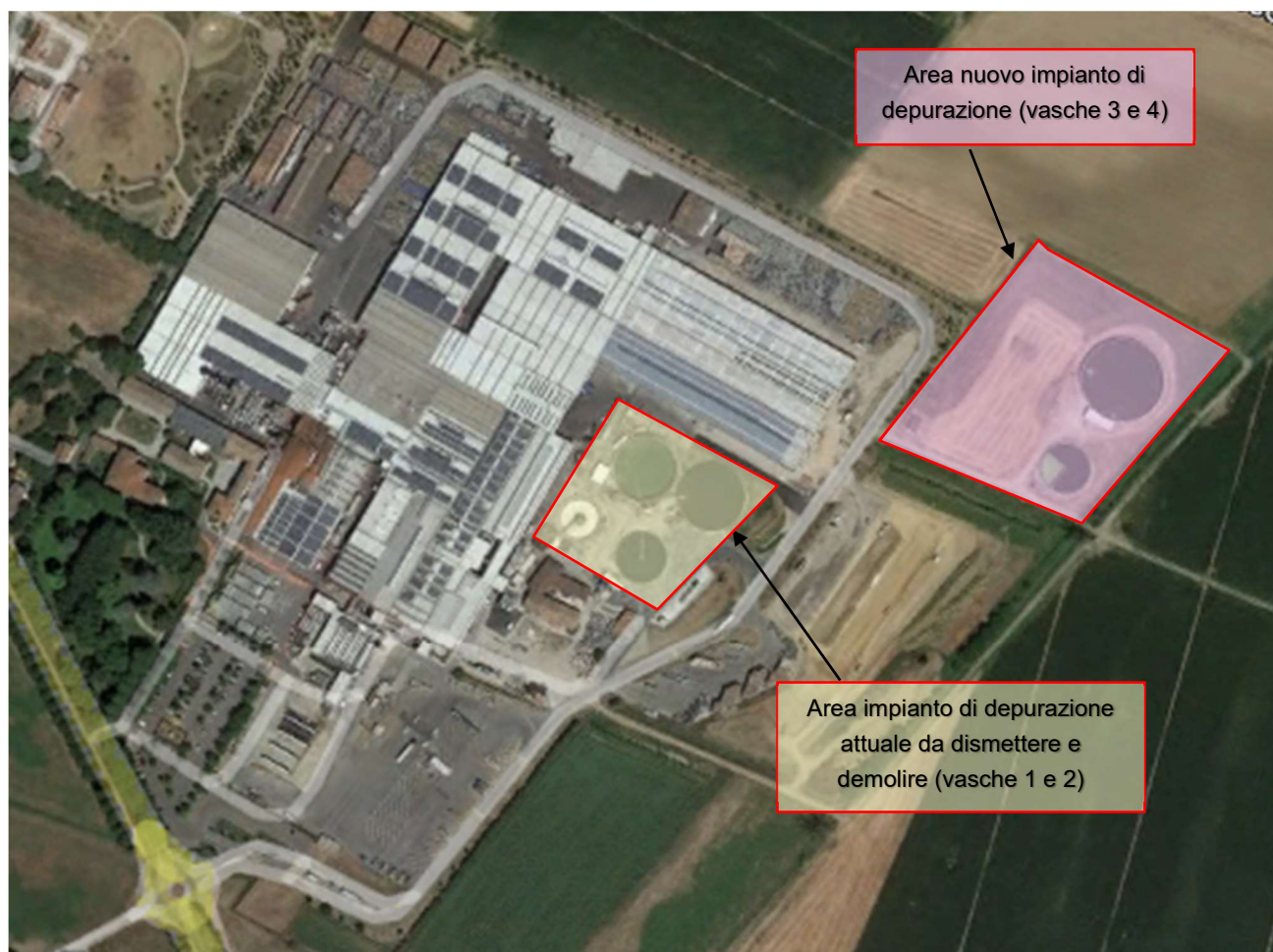


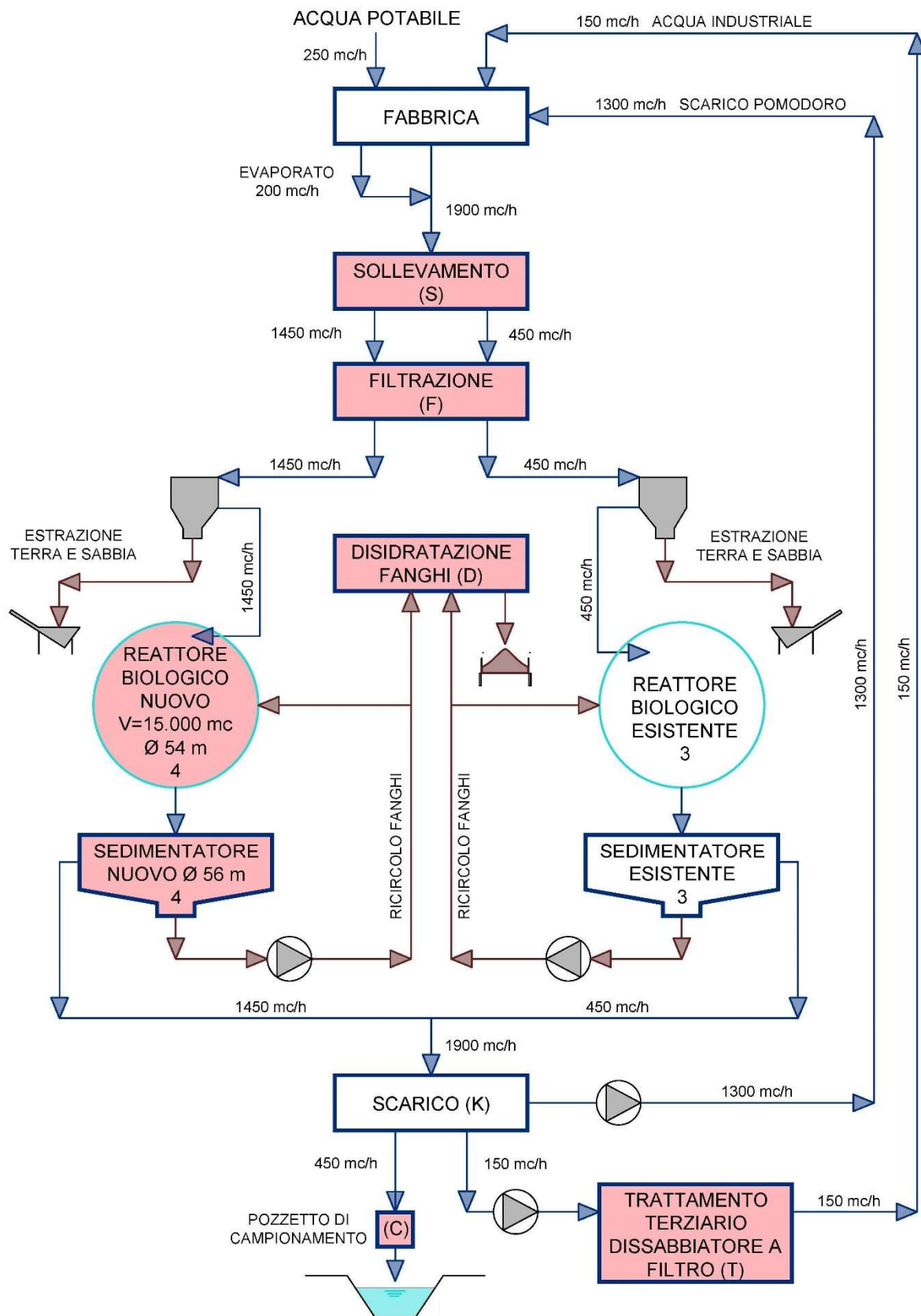
Figura 3: Individuazione planimetrica delle aree di intervento.

2.3 CARATTERISTICHE IMPIANTO

L'impianto proposto si compone delle seguenti fasi, ed è rappresentato nel seguente diagramma di flusso:

- Sollevamento (in comune per le due linee)
- Sgrigliatura e compattazione sgrigliato (in comune per le due linee)
- Dissabbiatura (in comune per le due linee)
- Reattore Biologico (nuovo ed esistente)
- Chiarificazione (Nuova ed esistente)
- Rilancio acqua allo stabilimento, scarico e misura di portata (in comune per le due linee)
- Ricircolo ed estrazione fanghi di supero (nuova ed esistente)
- Disidratazione fanghi (in comune per le due linee)
- Trattamento terziario

SCHEMA IMPIANTO DI DEPURAZIONE REFLUI INDUSTRIALI IN PROGETTO



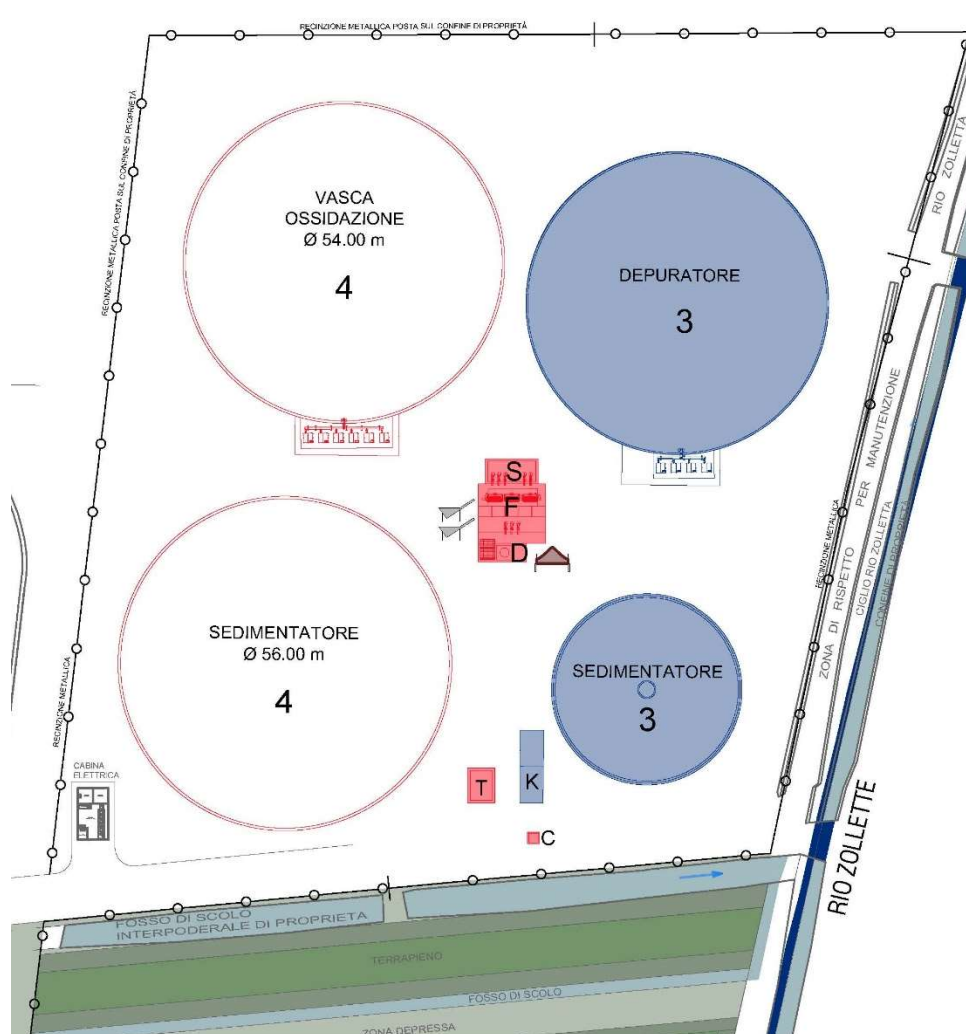


Figura 4: Layout finale impianto.

Riassumendo, gli interventi previsti saranno:

- Potenziamento e spostamento comparto di sollevamento
- Potenziamento e spostamento comparto di sgrigliatura e compattazione sgrigliato
- Costruzione del sistema di dissabbiatura per l'eliminazione della terra e sabbia
- Costruzione di un nuovo reattore biologico (R4)
- Costruzione di nuovo sedimentatore (S4)
- Costruzione comparto ricircolo fanghi
- Potenziamento del rilancio acque depurate a stabilimento
- Spostamento del comparto di disidratazione fanghi
- Costruzione nuovo impianto trattamento terziario
- Costruzione nuovo locale quadri elettrici

3 DIMENSIONAMENTO NUOVO COMPARTO DI TRATTAMENTO BIOLOGICO

3.1 IL CALCOLO DI PROCESSO CON MODELLO IRSA-CNR

I calcoli di processo di seguito riportati sono eseguiti con le procedure illustrate nel quaderno 117 IRSA-CNR (Istituto di Ricerca Sulle Acque del Consiglio Nazionale Delle Ricerche).

Il quaderno è edito dal CNR Direzione, Redazione e Amministrazione in via Reno, 1 a Roma.

La distribuzione è a cura del Consiglio Nazionale delle Ricerche – Ufficio Pubblicazioni e Informazioni Scientifiche – Vendita, via Sommacampagna, 8 Roma. Il riferimento editoriale è il seguente: 117 ISSN 0390-6329.

Gli autori sono i Professori: Tomei M.C. e Ramadori R. Direttore Prof. Roberto Passino.

L'approccio del modello matematico di calcolo è quello del modello meccanicistico (detto anche modello teorico) che si basa su conoscenze di tipo scientifico ed ingegneristico dei processi chimici, fisici e biologici che si svolgono all'interno dei reattori a biomassa sospesa. Quando i processi sono molto complessi, come frequentemente accade nei processi biologici, i meccanismi coinvolti non sono ancora completamente conosciuti per cui è necessario ricorrere all'impiego di relazioni empiriche per una parte del modello matematico.

Fra i tipi di processo di rimozione biologica dei substrati inquinanti presenti nel quaderno 117 è stato usato quello descritto a pag. 30 detto modello 1: reattore aerobico a fanghi attivi a miscelazione completa e sedimentatore per la rimozione del carbonio.

Le equazioni vengono scritte in modo stazionario ossia non si considera la variabile tempo. In altre parole, il calcolo viene eseguito considerando il reattore a regime e non in fase di transitorio.

3.1.1 DESCRIZIONE DEL MODELLO MATEMATICO

- Il processo a fanghi attivi può essere schematizzato dal punto di vista biochimico come un sistema a tre componenti:
- Un substrato di ossigeno che viene consumato
- Un substrato di carbonio organico che viene consumato
- Una biomassa che accresce

Il modello prevede l'utilizzo di:

- Equazioni stechiometriche di trasformazione della sostanza organica in biomassa e corrispondente consumo di ossigeno
- Equazioni di bilancio della biomassa sia nel reattore che nel sedimentatore
- Equazioni di bilancio del substrato carbonioso da ossidare

La stesura delle equazioni darà luogo ad un sistema di 7 equazioni con 11 incognite e pertanto dovranno poi essere fissate, per la risoluzione del sistema, 4 incognite. Questa scelta sarà fatta in base all'esperienza del progettista.

Le 7 equazioni sono poi corredate da ulteriori relazioni empiriche che servono per calibrare meglio il sistema in base alle reali condizioni in cui opera il depuratore. Sono state poi aggiunte ulteriori equazioni per prevedere la produzione di fango e la qualità dell'effluente depurato.

Tutte le equazioni vengono scritte per portata unitaria poi una volta risolto il sistema di equazioni si otterranno i reali valori del depuratore in progetto moltiplicando per la portata reale.

Nel caso specifico del depuratore della ditta Mutti S.p.A. si sono dovuti adeguare i coefficienti stechiometrici al funzionamento estivo dei mesi di luglio, agosto e settembre in cui le temperature sono più elevate. Ad esempio, i valori della velocità di morte cellulare b e la velocità di crescita batterica μ sono stati adeguati. Infine, si è sostituita la relazione di Chapman con quella di Planz per tenere conto della maggiore profondità del sedimentatore.

Si riportano di seguito sinteticamente le principali equazioni utilizzate facenti parte del sistema principale di dimensionamento come da quaderno 117 IRSA-CNR:

Equazione di MONOD:

$$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S} - b \quad [1]$$

Dove:

- K_s = Costante di semi-saturazione (detta anche costante di affinità substrato/microrganismi o di mezza velocità) rappresenta il valore della concentrazione in corrispondenza della quale la velocità di reazione è pari alla metà del suo valore massimo [mg substrato/L].
- μ = velocità di crescita della biomassa [d^{-1}]
- μ_{max} = velocità massima di crescita della biomassa [d^{-1}]
- S = Concentrazione del substrato biodegradabile [mg substrato/L]

Equazione stechiometrica che correla il tasso netto di crescita μ (velocità specifica di crescita) della biomassa con il tasso di utilizzazione del substrato U [mg substrato/mgVSS·d] tenendo conto del rendimento di crescita Y [mg VSS biomassa generata/mg substrato]

$$\mu = Y \cdot U - b \quad [2]$$

Equazione di bilancio del substrato carbonioso nel reattore biologico riferita ad una portata di alimentazione unitaria:

$$S_f + r \cdot S - (1 + r) \cdot S = U \cdot t \cdot X \quad [3]$$

Equazione di bilancio per l'ossigeno nel reattore biologico:

$$\Delta O = (1 - F_y \cdot Y) \cdot (S_f - S) + F_v \cdot b \cdot X \cdot t \quad [4]$$

Equazione di bilancio della biomassa nel reattore: si considera nulla la concentrazione di biomassa nell'influente.

$$r \cdot X_R - (1 + r) \cdot X + \mu \cdot t \cdot X = 0 \quad [5]$$

Equazione di bilancio della biomassa nel sedimentatore:

$$(1 + r) \cdot X - r \cdot X_R - q_w \cdot X_R - (1 - q_w) \cdot X_U \cdot r' = 0 \quad [6]$$

Equazione di Chapman sostituita con la relazione di Planz:

$$X_U = -180,60 + 4 \cdot 10^{-3} \cdot X_{ST} + 135,60 \cdot (1 + r) \cdot V_R + H \cdot (90,20 - 62,50 \cdot (1 + r) \cdot V_R) \quad [7]$$

Si ottiene così un sistema di 7 equazioni in 11 incognite che sono: S, X, U, μ , r, X_R , X_U , t, q_w , ΔO , V_R di conseguenza per ottenere la soluzione è necessario fissare i valori per 4 di esse. Si fissano i valori per μ , r, X_R , X_U .

3.2 DATI DI PROGETTO

Il valore di concentrazione del COD e del BOD è stato fornito dalla ditta Mutti S.p.A. così pure la portata complessiva da depurare in ingresso.

Le grandezze cinetiche e stechiometriche sono state prese secondo le indicazioni standard del quaderno IRSA-CNR n°117

I parametri cinetici e stechiometrici sono stati tarati per un funzionamento estivo ossia con temperature del liquame che sono riscontrabili mediamente da luglio a settembre.

La portata complessiva in ingresso di 1.900 m³/ora è stata suddivisa in 1.450 m³/ora per il nuovo reattore e in 450 m³/ora per il reattore esistente.

Dal momento che il refluo è solamente proveniente dallo scarico, trasporto e lavaggio del pomodoro si considera che la maggior parte dell'inquinante sia sotto forma di substrato carbonioso facilmente biodegradabile e che la quota di sostanza non biodegradabile residua sia solamente il 5%.

Sono state scelte concentrazioni di biomassa tali da consentire una facile gestione del depuratore e con la possibilità di incrementi di potenzialità veloci per far fronte a eventuali punte anche infragiornaliere.

Il carico inquinante e la portata sono state tramutate in A.E. (abitanti equivalenti) secondo il carico inquinante per A.E. previsto dalla normativa vigente (Codice dell'ambiente e indicazioni Regione Emilia Romagna). Non sono previste punte infragiornaliere di portata nel periodo estivo di massima attività e pertanto si è tenuto un coefficiente di punta di portata non oltre il 10%.

Nelle seguenti tabelle si riportano il calcolo del substrato carbonioso complessivo da depurare (COD e BOD) e successivamente il numero di abitanti equivalenti.

Calcolo del COD complessivo ingresso impianti			
Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Q	45.600	[m ³ /d]	Portata media volumetrica complessiva all'impianto
	1.900	[m ³ /ora]	
γ	1,1	Coeff.	Coefficiente di punta infragiornaliera
Qp	2.090	[m ³ /ora]	Portata di punta infragiornaliera
COD _{in}	660	[g/m ³]	Concentrazione media di COD in ingresso impianto
Quantità per giorno			
COD _d	30.096	[Kg/d]	Kg di COD al giorno in ingresso al biologico
AE _{cod}	250.000	Abitanti equivalenti sul COD	REGIONE EMILIA ROMAGNA Abitanti equivalenti calcolati sul COD: 120 g/d. AE
Calcolo del BOD complessivo in ingresso impianti			
Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Q	45.600	[m ³ /d]	Portata media volumetrica complessiva all'impianto
	1.900	[m ³ /ora]	
γ	1,1	Coeff.	Coefficiente di punta infragiornaliera
Qp	2.090	[m ³ /ora]	Portata di punta infragiornaliera
BOD _{in}	330	[g/m ³]	Concentrazione di BOD in ingresso impianto
Quantità per giorno			
BOD _d	15.048	[Kg/d]	Kg di BOD al giorno in ingresso al biologico
AE _{bod}	250.000	Abitanti equivalenti sul BOD	DA CODICE AMBIENTE Abitanti equivalenti calcolati sul BOD: 60 g/d. AE
AE _{portata}	207.273	Abitanti equivalenti sulla portata	MEDIA ITALIANA Abitanti equivalenti calcolati sulla portata: 220 l/AE d

Gli abitanti equivalenti sono stati stimati sulla base del valore massimo del COD e del BOD ipotizzati affluenti alle due linee di trattamento tenendo conto delle indicazioni Regionali e del Codice dell'Ambiente. Il calcolo è stato poi fatto anche in base alla portata affluente alle linee e confrontato con il consumo idrico medio per abitante in Italia.

Per quanto sopra calcolato, sia in termini di concentrazioni che di portata, con le necessarie approssimazioni fatte in fase di previsione, possiamo dire che l'impianto tratterà complessivamente

250.000 Abitanti Equivalenti

3.3 DIMENSIONAMENTO DEL NUOVO REATTORE R4

Come noto, i parametri cinetici di crescita e scomparsa cellulare sono influenzati dalle condizioni ambientali (pH, temperatura, ossigeno disciolto). In particolare, la dipendenza dalla temperatura viene di solito stimata utilizzando relazioni di tipo Van't Hoff-Arrhenius, assumendo come riferimento i valori delle cinetiche a 20°C; per un generico parametro p, tale relazione assume la forma

$$p_T = p_{20} \cdot \alpha^{(T-20)}$$

Equazione 1

I valori dei parametri cinetici a 20°C, dei relativi coefficienti di correzione e dei parametri stechiometrici utilizzati nell'applicazione del modello di calcolo per il dimensionamento dei comparti di trattamento biologico sono stati ricavati da letteratura (Ekama et al., 1984; Metcalf & Eddy, 2003) e sono riassunti nella seguente tabella.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
θ_c	5	[d]	Tempo medio di residenza dei fanghi – età del fango
μ	0,200	[d ⁻¹]	Velocità di crescita della biomassa $\mu = 1 / \theta_c$
$\mu_{max20^\circ C}$	4,0	[d ⁻¹]	Tasso massimo di crescita della biomassa alla temperatura 20°C
T	25,0	[C°]	Temperatura del liquame
μ_{max}	4,3	[d ⁻¹]	Tasso massimo di crescita della biomassa alla temperatura T °C $\mu_{max} = \mu_{max20^\circ C} \cdot 1,015^{(T-20)}$
K _s	60	[mg substrato/L]	Costante di semi-saturazione
f	0,931	Coeff.	Parametro di riduzione attività della biomassa eterotrofa all'aumento dell'età del fango $f=1,014^{(-0,017 \cdot \theta_c)}$
b _{20°C}	0,060	[d ⁻¹]	Tasso di respirazione endogena dei fanghi (velocità di morte cellulare) alla temperatura 20°C
b	0,073	[d ⁻¹]	Tasso di respirazione endogena dei fanghi alla temperatura T °C (velocità di morte cellulare) $b = b_{20^\circ C} \cdot 1,039^{(T-20)}$
b _f	0,068	[d ⁻¹]	Tasso di respirazione endogena dei fanghi (velocità di morte cellulare) che tiene conto della riduzione di attività della biomassa eterotrofa all'aumentare dell'età del fango $b_f = b \cdot f$
Y	0,45	[mg biomassa/mg substrato]	Rendimento di crescita della biomassa

Tabella 1 – Valori dei parametri cinetici e stechiometrici assunti in sede di dimensionamento.

Di seguito si riporta il calcolo di grandezze specifiche, di concentrazioni di biomasse e di substrato, il calcolo viene eseguito per portata unitaria.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
COD	660	[mg COD/L]	Concentrazione COD
KgCOD	22.968	[Kg COD/d]	Kg di COD al giorno $KgCOD = COD \cdot Q_m / 1000$
rbS	95%	%	Percentuale di sostanza biodegradabile di natura carboniosa rispetto al COD
Sf	627	[mg COD/L]	Concentrazione del substrato carbonioso biodegradabile influente al biologico.
S	3,9737	[mg substrato/L]	Concentrazione del substrato biodegradabile $S = \frac{-(\mu \cdot K_s + b \cdot K_s)}{\mu + b f - \mu_{max}}$
U	0,59	[mg substrato/mgVSS.d]	Tasso di utilizzazione del substrato $U = \frac{\mu + b f}{Y}$
r	0,70		Rapporto di riciclo fanghi all'interno del depuratore DAL SEDIMENTATORE AL REATTORE
t	0,43	[d]	Tempo di residenza idraulico del liquame in giorni $t = \frac{S_f + r \cdot S - (1+r) \cdot S}{U \cdot X}$
	10,26	[ore]	Tempo di residenza idraulico del liquame in ore
X	2.450	[mg VSS/L]	Concentrazione della biomassa volatile
X _{SST}	3.267	[mg SST/L]	Concentrazione della biomassa (solidi totali) $X_{SST} = X / r'$
r'	0,75		Rapporto VSS/SST
ΔO	312,98	[mg O ₂ /l]	Consumo specifico di ossigeno per l'ossidazione del substrato carbonioso $\Delta O = (1 - F_v \cdot Y) \cdot (S_f - S) + F_v \cdot b f \cdot X_t$
ΔO	312,98	[mg O ₂ /l]	CALCOLO DI VERIFICA Consumo specifico di ossigeno per l'ossidazione del substrato carbonioso $\Delta O = (S_f - S) - \mu \cdot t \cdot X \cdot F_v$
F _v	1,48	[mg COD/mg VSS]	COD relativo alla biomassa
X _R	5.651	[mg VSS/L]	Concentrazione della biomassa nel ricircolo $X_R = \frac{(1+r) \cdot X - \mu \cdot t \cdot X}{r}$
X _{RSST}	7.534	[mg SST/L]	Concentrazione della biomassa nel ricircolo (solidi totali)
X _U	21,0	[mg SST /L]	Concentrazione dei solidi sospesi totali nell'effluente

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
q _w	0,034381	[L/LQ _M]	Portata specifica dei fanghi di supero riferita alla portata influente $q_w = \frac{(1+r) X - r \cdot X_R - X_U \cdot r'}{X_R - X_U \cdot r'}$
p _x	209,49	[mg VSS/L]	Produzione di fanghi biologici (solidi volatili) con la formula $P_x = (1 - q_w) \cdot X_U \cdot r' + q_w \cdot X_r$
p _x	209,49	[mg VSS/L]	VERIFICA produzione di fanghi biologici (solidi volatili) con la formula $P_x = \mu \cdot t \cdot X$
p _x	209,49	[mg VSS/L]	VERIFICA produzione specifica di fanghi (solidi volatili) con la formula $P_x = (S_r - S) \cdot Y \cdot b \cdot t \cdot X \cdot f$
p _x	209,49	[mg VSS/L]	VERIFICA produzione specifica di fanghi (solidi volatili) con la formula $P_x = U \cdot Y \cdot X \cdot t \cdot b \cdot t \cdot X \cdot f$
p _{xST}	279,32	[mg TSS/L]	Produzione specifica di fanghi in termini di solidi totali $P_{xST} = P_x / r'$

Tabella 2 – Valori delle grandezze specifiche, di concentrazioni di biomasse e di substrato.

Si passa ora dalle grandezze specifiche alle grandezze reali riferite alla nuova linea di depurazione da 1.450 m³/ora.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Q	34.800	[m ³ /d]	Portata volumetrica media giornaliera
	1.450	[m ³ /ora]	
	402,78	[l/s]	
V	14.878,0	[m ³]	Volume del reattore $V = t \cdot Q$
O ₂	10.891,8	[Kg/d]	Ossigeno da fornire al reattore $O_2 = \Delta O \cdot Q$
q _w ·Q	1.196,5	[m ³ /d]	Portata dei fanghi di supero alla concentrazione X _R $q_{wQ} = q_w \cdot Q$
r·Q	24.360	[m ³ /d]	Portata di ricircolo
Q _r +r·Q	2.465	[m ³ /h]	Portata al sedimentatore
Q _E	34.800	[m ³ /d]	Portata depurata in uscita Q _E = Q in quanto il surnatante del trattamento fanghi viene ricircolato nel reattore
	1.450	[m ³ /h]	
	402,78	[l/s]	

Tabella 3 – Valori dei valori reali di dimensionamento.

Approssimando per eccesso, si sceglie quindi un reattore del volume di 15.000 m³.

Per la **portata di supero** occorre estrarre 1.196,5 m³/d ossia 49,85 m³/ora. Si prevedono, quindi, pompe funzionanti ad intermittenza sulle 12 ore delle seguenti potenzialità:

- 2 pompe a girante arretrata per acque luride con portata di 50 m³/ora cadauna funzionanti in media 12 ore al giorno con regolazione fino a funzionamento continuo sulle 24 ore;
- 2 pompe identiche di scorta.

Per la **portata di ricircolo** occorre movimentare 24.360 m³/d ossia 1015 m³/ora. Si prevedono quindi:

- 3 pompe per acque luride aventi portata di 340 m³/ora cadauna funzionanti sulle 24 ore;
- 1 pompa di lavoro della medesima potenzialità da utilizzare per un eventuale aumento del rapporto di ricircolo r ;
- 1 pompa di scorta della medesima potenzialità.

Di seguito si calcola la produzione di biomassa tenendo presente che la biomassa complessiva prodotta uscirà dalla linea depurativa con due uscite:

- La portata di supero q_w con concentrazione X_R che darà luogo ai fanghi da disidratare
- La portata in uscita $Q_E=Q-q_w$ con concentrazione X_U (uscita fisiologica di solidi dal sedimentatore)

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
P _x	7.290,2	[Kg/d]	Produzione di biomassa in termini di solidi volatili al giorno (questi solidi usciranno dal sistema o attraverso la portata di spurgo o attraverso la perdita nei sedimentatori) $P_x = p_x \cdot Q_m$
P _{xST}	9.720,3	[Kg/d]	Produzione biomassa come solidi totali $P_{xST}=P_x/r'$

Tabella 4 – Calcolo della produzione di biomassa.

Si verifica, quindi, il carico del fango, parametro che è una indicazione sull'effettivo carico di lavoro che diamo al reattore.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
BOD _d	11.484,0	[Kg/d]	Kg di BOD al giorno che vanno nel reattore
C _{f sst}	0,236	[d ⁻¹]	Carico del fango riferito ai solidi sospesi totali $C_{f sst} = \frac{BOD_d \cdot 1000}{X/r' \cdot V}$
θ_c	5,0	[d]	VERIFICA età del fango formula CNR pag. 44 quaderno 117 $\theta_c = \frac{t \cdot X}{q_w \cdot X_R + (1-q_w) \cdot X_U \cdot r'}$

Tabella 5 – Calcolo del carico del fango.

Si tratta di un valore adeguato per il reattore a biomassa sospesa applicato alla rimozione del substrato carbonioso.

3.4 DIMENSIONAMENTO DEL NUOVO SEDIMENTATORE S4

La potenzialità del sedimentatore è principalmente data dall'area dallo specchio di acqua e conseguentemente dal carico idraulico che si assume pari alla velocità di risalita come definita nel quaderno 117 IRSA CNR.

La profondità del sedimentatore la si assume di 4 m al fine di utilizzare lo stesso come accumulo di biomassa sospesa da utilizzare in caso di punte di carico accidentali o come accumulo della biomassa qualora la linea fanghi sia temporaneamente fuori servizio.

La formula di Chapman secondo IRSA-CNR non è applicabile adeguatamente per sedimentatori più profondi di 2 m e quindi si utilizzerà la formula di Planz secondo IRSA-CNR.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
H	4,00	[m]	Altezza del sedimentatore
V_R	Non calcolabile	[m/h]	Dalla formula di Chapman ricavo V_R Velocità di risalita. $V_R = \frac{XU + 180,6 \cdot 4 \cdot 10^{-3} \cdot X/r' \cdot H \cdot 90,2}{r \cdot 135,6 - H \cdot 62,5 \cdot (1+r) + 135,6}$
V_{Rplanz}	0,594	[m/h]	Con la formula di Planz ricavo la velocità di risalita $V_{Rplanz} = \frac{\ln(XU/5,361) - 0,1787 \cdot 10^{-3} \cdot X/r'}{1,315}$
Q	1.450	[m³/h]	Portata di progetto al sedimentatore
C_{idr}	0,594	[m/h]	Carico idraulico reale sul sedimentatore
A	2.439	[m²]	Area del sedimentatore $A = Qm/Cidr$
d	55,73	[m]	Diametro $d = \text{radq}(4 \cdot A/\pi)$

Tabella 6 – Dimensionamento del sedimentatore finale della biomassa sospesa.

Si sceglie, quindi, un sedimentatore del diametro utile di 56 m avente una profondità al centro di 4 m.

Il sedimentatore sarà del tipo a carroponete trascinato da ruota motrice periferica con lama di fondo raschia-fango a spirale logaritmica sospesa senza ruote di fondo. Il sedimentatore sarà dotato di stramazzi di tipo Thomson regolabili in altezza mantenuti liberi da spazzole trascinate dal carroponete. Il sedimentatore sarà dotato di lama paraschiuma periferica immersa ed il carroponete sarà dotato di lama di superficie per la rimozione dei solidi galleggianti con convogliamento degli stessi in n° 2 SCUM BOX diametralmente opposti.

3.4.1 PREVISIONE DELLA QUALITÀ DELL'EFFLUENTE

Si calcolano i tre parametri principali che definiscono la qualità ossia:

- Solidi sospesi. Il valore $X_u=21$ mg/l lo abbiamo imposto al sistema di calcolo e all'equazione di Planz;
- Il BOD sarà ragionevolmente dato dal contributo del substrato carbonioso residuo non biodegradato e dai solidi sospesi ipotizzando questi costituiti da biomassa sospesa sfuggita alla sedimentazione;
- Il COD sarà dato dal valore del BOD di cui sopra a cui andrà aggiunta la parte non biodegradabile del liquame ipotizzata pari al 5%.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Q	1.450	[m ³ /h]	Portata di progetto al sedimentatore
A	2.439,5	[m ²]	Area del sedimentatore
Cidr	0,594	[m/h]	Carico idraulico reale sul sedimentatore $Cidr=Qm/A=VR$
X_u	21,0	[mg SST /L]	Stima concentrazione dei solidi sospesi totali nell'effluente a causa dell'imperfetto funzionamento del sedimentatore e del reattore. Si utilizza l'equazione di Planz $X_u=(5,361 \cdot e^{(0,1787 \cdot 10^{-3} \cdot X/r+1,315 \cdot VR)})$
X_{eu}	15,8	[mg SSV /L]	Concentrazione dei solidi sospesi volatili. $X_{eu}=r' \cdot X_u$
BOD _u	27,3	[mg BOD/l]	Stima del BOD in uscita dall'impianto $BOD_u=S+X_{eu} \cdot F_v$ il BOD in uscita è il contributo del BOD disciolto + il BOD dovuto ai SSV che sfuggono dal sedimentatore
COD _u	60,3	[mg COD/l]	Stima del COD in uscita dall'impianto $COD_u=S+X_{eu} \cdot F_v+COD_{res}$ il COD in uscita è il contributo del BOD disciolto residuo + il BOD dovuto ai SSV che sfuggono dal sedimentatore + il COD residuo non biodegradabile
COD res	33,0	[mg COD/l]	COD residuo non biodegradabile $COD_{res}=COD-S_f$

Tabella 7 – Stima della qualità dell'effluente.

Si fa ora una previsione della produzione di fango ossia della frazione di biomassa che viene estratta dal sistema tramite la portata di supero. Il fango estratto andrà poi disidratato tramite centrifughe e verosimilmente, essendo un fango scarsamente stabilizzato, si potrà raggiungere una percentuale di secco del 35%.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
P _{xaldep}	6.760,9	[kg/d]	PRODUZIONE DI FANGO In termini di solidi volatili
	9.014,6	[kg/d]	PRODUZIONE DI FANGO In termini di solidi totali
Produzione fango disidratato			
%secco	0,753	%	Percentuale di secco nel fango estratto con portata q _w
%H ₂ O	99,247	%	Percentuale acqua nel fango estratto
% umidità	65	%	Umidità nel fango disidratato
%secco	35	%	Secco nel fango disidratato
P _{talqual}	19.317	[kgSSV/d]	Fango tal quale al depuratore avente la percentuale di umidità della disidratazione In termini di solidi volatili
Produzione fango	25.756	[kg/d]	In termini di solidi totali

Tabella 8 – Produzione di fango dovuto alla portata di supero.

3.5 NUOVO REATTORE R4: CALCOLO DEL SISTEMA DI OSSIGENAZIONE

Questo calcolo individua il sistema di ossigenazione a bolle fini e la potenza dei compressori di alimentazione. Il calcolo viene eseguito con l'obiettivo primario del risparmio energetico.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Fabbisogno di ossigeno del processo biologico			
O ₂	10.891,81	[Kg O ₂ /d]	Ossigeno da fornire al reattore per l'abbattimento del substrato carbonioso Sf
	453,826	[KgO ₂ /h]	
γ _v	1,100		Coefficiente per il sovradimensionamento. Non sono previste punte significative infra-giornaliere quindi si utilizza un coefficiente di punta non oltre il 10%
AOR	499,208	[Kg O ₂ /h]	(Actual Oxygen Requirement) Ossigeno richiesto in condizioni operative. Ossigeno richiesto dal reattore in condizioni di punta.
Capacità di ossigenazione in condizioni standard (20°C, 760 mm Hg, acqua pulita, O₂ disciolto 0 mg/l)			
SOR	952,711	[Kg O ₂ /h]	Ossigeno trasferito in condizioni standard (Standard Oxygen Requirement) $SOR = \frac{AOR \cdot (b \cdot C_{sl} - C_e)}{9,2 \cdot q^{T-20} \cdot a}$
SOR/AOR	1,908		Rapporto SOR con AOR
C _{sat20}	9,2	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita a 760 mmHg e 20 °C
T	25,0	°C	Temperatura di esercizio
θ	1,024		Coefficiente sperimentale
C _{sl} mare	8,40	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita alla temperatura T e alla pressione di 760 mmHg
Altitudine	176	m s.l.m.	Altitudine del depuratore in metri sul livello del mare
patm	995,4	[mbar]	Pressione atmosferica alla altitudine dell'impianto
C _{sl}	8,252	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita alla temperatura T e alla pressione atmosferica effettiva di esercizio) C _{sl} =C _{sl} mare*(1-(0,1/1000)*altitudine) Formula ricavata da curva della pressione atmosferica in funzione della quota linerizzata a basse quote
β	0,98		Coefficiente che tiene conto del minore valore di C _{sl} nella miscela aerata dovuto alla presenza di sostanze disciolte
βC _{sl}	8,087	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno nella miscela aerata alla temperatura T e alla pressione atmosferica effettiva di esercizio)
C _e	1,5	[g/m ³]	Concentrazione effettiva di esercizio di ossigeno disciolto nella miscela aerata. VALORE PER BATTERI ETETEROTROFI AEROBI OBBLIGATI IN CONDIZIONI DI PUNTA
α	0,65		Fattore di trasferimento dell'ossigeno: rapporto fra la capacità di ossigenazione della miscela aerata e la capacità di ossigenazione relativa all'acqua pulita
□	0,73		Fattore di trasferimento dell'ossigeno: Formula Krampe & Krauth, 2003

Calcolo del tappeto poroso con bolle fini

Dimensioni vasca di ossidazione. Forma cilindrica con diametro imposto per esigenze di layout a 54 m di diametro di specchio d'acqua.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
D	54,0	m	Diametro utile OSSIDAZIONE
h	6,50	m	Altezza utile OSSIDAZIONE $h = \sqrt{(D^2 \cdot \pi / 4)}$
Vol	14.878,0	m ³	VERIFICA volume utile OSSIDAZIONE
A	2.290,2	m ²	VERIFICA Area di base (fondo)
%O ₂	0,295	[KgO ₂ /Nm ³ _{aria}]	Percentuale di ossigeno nell'aria
SOR Nm3	3.229,5	[Nm ³ /h]	Normal metricubi di aria da immettere nei diffusori in base al SOR
Alimspec diff	6,0	[Nm ³ /h·6 diffusori·m ²]	ALIMENTAZIONE SPECIFICA AI DIFFUSORI scelta DEL rendimento SOTE dai grafici Sanitaire Silver Series II LP
SOTE	36,00%	%	(Standard Oxygen Transfer Efficiency) Rendimento SOTE come da grafico SANITAIRE
Nm3	8.970,9	[Nm ³ /h]	Normal metricubi di aria reali da immettere nei diffusori
S _{tap}	1.495,15	m ²	Superficie coperta da tappeto poroso
%	65,3%	%	Percentuale di copertura del fondo
Aspec	1,4	[Nm ³ /h·m ² di superficie di fondo]	Alimentazione specifica con copertura 100%

Aria di sovralimentazione da inviare al dispositivo di ossigenazione

Passaggio dai Nm³ (0°gradi e 1 atmosfera) ai m³ (temperatura Taria e 1 atmosfera)

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Taria	36	°C	IPOTESI DI GRAVOSO FUNZIONAMENTO ESTIVO. Temperatura dell'aria aspirata dalle macchine
v1	10.153,2	[m ³ /h]	Metri cubi di aria secca, alla temperatura T, da inviare al dispositivo di ossigenazione. Si usa la legge dei gas perfetti.
Passaggio a pressione atmosferica da aria secca ad aria umida con umidità percentuale U			
Ps	5.954,7	[pa]	Tensione di saturazione del vapore nell'aria umida alla temperatura Taria $Ps = 611,85 \cdot \exp(17,502 \cdot t / 240,9 + t)$
	59,55	[mbar]	
U	60,0	%	IPOTESI DI GRAVOSO FUNZIONAMENTO ESTIVO. Umidità relativa percentuale nell'aria umida
Pv	35,7	[mbar]	Pressione parziale del vapore nell'aria umida $Pv = U \cdot Ps / 100$
Cu	1,037	coeff	Correttivo portata aria che tiene conto della pressione parziale del vapore nell'aria umida $Cu = Patm / (Patm - Pv)$
V1u	10.531,2	[m ³ /h]	Metri cubi di aria umida, alla temperatura T e con umidità U, da inviare al dispositivo di ossigenazione $V1u = Cu \cdot V1$

Calcolo potenza ed energia del compressore			
Potenza di una compressione adiabatica			
Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
P2	1,747	bar (assoluti)	Prevalenza soffiante (per vincere il battente idrostatico e la perdita di carico nei diffusori)
P1	0,977	bar (assoluti)	Pressione atmosferica che tiene conto della perdita di carico del filtro
V1u	10.531,2	[m³/ora]	Metri cubi di aria, alla temperatura T, da aspirare per l'invio ai diffusori
γ	1,397	Coeff.	Rapporto per l'aria Cp/Cv Cp: calore specifico a pressione costante Cv: calore specifico a volume costante
v2	6.949,5	[m³/ora]	Portata di aria compressa $v2=v1u \cdot (P1/P2)^{1/\gamma}$ iv trasformazione adiabatica
P _{Kw}	180.532,5	W	Potenza di compressione per una trasformazione adiabatica di compressione $P_{Kw} = \gamma/(\gamma-1) \cdot (10^5 \cdot P2 \cdot v2/3600 - 10^5 \cdot P1 \cdot V1u/3600)$
	180.532,5	W	Potenza di compressione per una trasformazione adiabatica di compressione $P_{Kw} = \gamma/(\gamma-1) \cdot P1 \cdot V1u \cdot ((P2/P1)^{\gamma-1/\gamma} - 1)$
Rs	60,0%	%	IPOTESI DI COMPRESSORE CENTRIFUGO A RENDIMENTO MASSIMO. Rendimento complessivo soffiante (termodinamico, meccanico ed elettrico)
P _{albero O2}	300,89	kW	Potenza elettrica assorbita dall'albero dalla soffiante per l'ossigenazione del reattore
P+ausiliari	336,99	kW	Potenza elettrica assorbita dall'albero dalla soffiante compresi ausiliari (inverter, raffreddamenti, ecc)
En SOR	0,354	kWh/kgO ₂	Energia consumata per Kg di ossigeno SOR trasferito ogni ora
SAE	2,827	kgO ₂ /kWh	Standard Aeration Efficiency
En AOR	0,675	kWh/kgO ₂	Energia consumata per Kg di ossigeno AOR trasferito ogni ora
En day	7.352,60	kWh/d	Energia consumata ogni giorno per l'ossigenazione del reattore
MESI	3,0	numero	Numero di mesi di funzionamento ogni anno
En anno	661.734	kWh/anno	Energia consumata per l'ossigenazione nell'anno
	661,734	MWh/anno	
	0,6617	GWh/anno	

Costo annuale

Costo energia	0,220	€/kWh	STIMA costo energia elettrica ANNI FUTURI
Costo annuale	145.581,44	€/anno	Costo annuale per energia elettrica per ossidazione reattore

3.5.1 SCELTA DEL SISTEMA DI OSSIGENAZIONE IN BASE AI CALCOLI SOPRA RIPORTATI:

- Diffusori a bolle fini ad elevato SOTE, comunque non inferiore al 36%, costruiti in membrana elastica in EPDM tipo Sanitaire Silver Series II LP o equivalente;
- Densità di installazione: di n° 6 diffusori per m² Alimentazione specifica ai diffusori 6 [Nm³/ora·6 diffusori·m²];
- Ricopertura del fondo 80%. La ricopertura del fondo è il rapporto fra metri quadri del fondo ricoperti da diffusori (con densità a 6 diffusori per m²) e superficie del fondo. Come da calcoli sopra riportati dovrà essere non inferiore al 65,3% tuttavia allo scopo di garantire un sufficiente upgrading dell'impianto viene portata in eccesso all'80%.

In base ai calcoli sopra esposti ne discende la seguente scelta di compressori, poiché la portata di aria in condizioni estive (36°C e 60% umidità) è di 10.531,2 m³/ora si scelgono:

- 2 turbo-soffianti ad alta velocità con albero montato su cuscinetti ad aria o cuscinetti magnetici comandate da inverter che regola su set-point di concentrazione di O₂ proveniente dalla vasca di ossidazione. Set point fissato normalmente a 1,5 mg/l di O₂ disciolto. Portata 5.500 m³/ora di aria aspirata. Prevalenza tenendo conto di 0,1 bar di perdita di carico nelle tubazioni: (P₂-P₁) + 0,1 = 0,78 + 0,1 = 0,88 bar nel punto di massimo rendimento. Rendimento richiesto rispetto ad una compressione adiabatica teorica: 60%.
- 1 turbo-soffiante come sopra di riserva.

4 VERIFICA COMPARTO DI DEPURAZIONE ESISTENTE

4.1 VERIFICA DEL REATTORE R3 ESISTENTE

I calcoli di processo di seguito riportati sono eseguiti con la procedura del Consiglio Nazionale delle Ricerche - Istituto di Ricerca Sulle Acque. IRSA-CNR quaderno 117 utilizzando gli stessi dati del reattore nuovo in quanto entrambi i reattori sono interconnessi.

I calcoli possono essere utilizzati sia come verifica confrontandoli con la situazione esistente sia per eventuali interventi di ristrutturazione.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
θ_c	5	[d]	Tempo medio di residenza dei fanghi – età del fango.
μ	0,200	[d ⁻¹]	Velocità di crescita della biomassa $\mu = 1 / \theta_c$
$\mu_{max20^\circ C}$	4	[d ⁻¹]	Tasso massimo di crescita della biomassa alla temperatura 20°C
T	25	[C°]	Temperatura del liquame
μ_{max}	4,3	[d ⁻¹]	Tasso massimo di crescita della biomassa alla temperatura T °C $\mu_{max} = \mu_{max20^\circ C} \cdot 1,015^{(T-20)}$
K _s	60	[mg substrato/L]	Costante di semi-saturazione
f	0,931	coefficiente	Parametro di riduzione attività della biomassa eterotrofa all'aumento dell'età del fango $f=1,014^{(-0,017 \cdot \theta_c)}$
b _{20°C}	0,060	[d ⁻¹]	Tasso di respirazione endogena dei fanghi (velocità di morte cellulare) alla temperatura 20°C
b	0,073	[d ⁻¹]	Tasso di respirazione endogena dei fanghi alla temperatura T °C (velocità di morte cellulare) $b = b_{20^\circ C} \cdot 1,039^{(T-20)}$
b _f	0,068	[d ⁻¹]	Tasso di respirazione endogena dei fanghi (velocità di morte cellulare) che tiene conto della riduzione di attività della biomassa eterotrofa all'aumentare dell'età del fango $b_f = b \cdot f$
Y	0,45	[mg biomassa/mg substrato]	Rendimento di crescita della biomassa

Tabella 9 – Valori dei parametri cinetici e stechiometrici assunti in sede di dimensionamento.

Calcolo di grandezze specifiche, di concentrazioni di biomasse e di substrato, il calcolo viene eseguito per portata unitaria.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
COD	660	[mg COD/L]	Concentrazione COD
KgCOD	7.128	[Kg COD/d]	Kg di COD al giorno $KgCOD = COD \cdot Q_m / 1000$
%biodeg	95%	%	Percentuale di sostanza biodegradabile di natura carboniosa rispetto al COD
S_f	627	[mg COD/L]	Concentrazione del substrato carbonioso biodegradabile influente al biologico
S	3,9737	[mg substrato/L]	Concentrazione del substrato biodegradabile $S = \frac{-(\mu \cdot K_S \cdot b \cdot K_S)}{\mu + b_f - \mu_{max}}$
U	0,59	[mg substrato/mgVSS·d]	Tasso di utilizzazione del substrato $U = \frac{\mu + b_f}{Y}$
r	0,70		Rapporto di riciclo fanghi all'interno del depuratore DAL SEDIMENTATORE AL REATTORE
t	0,43	[d]	Tempo di residenza idraulico del liquame in giorni $t = \frac{S_f + r \cdot S - (1 + r) \cdot S}{U \cdot X}$
	10,26	[ore]	Tempo di residenza idraulico del liquame in ore
X	2.450	[mg VSS/L]	Concentrazione della biomassa volatile
X_{SST}	3.267	[mg SST/L]	Concentrazione della biomassa (solidi totali) $X_{SST} = X / r'$
r'	0,75		Rapporto VSS/SST
ΔO	312,98	[mg O ₂ /l]	Consumo specifico di ossigeno per l'ossidazione del substrato carbonioso $\Delta O = (1 - F_v \cdot Y) \cdot (S_f - S) + F_v \cdot b_f \cdot X \cdot t$
ΔO	312,98	[mg O ₂ /l]	CALCOLO DI VERIFICA Consumo specifico di ossigeno per l'ossidazione del substrato carbonioso $\Delta O = (S_f - S) - \mu \cdot t \cdot X \cdot F_v$
F_v	1,48	[mg COD/mg VSS]	COD relativo alla biomassa
X_R	5.651	[mg VSS/L]	Concentrazione della biomassa nel ricircolo $X_R = \frac{(1 + r) \cdot X - \mu \cdot t \cdot X}{r}$
X_{RSST}	7.534	[mg SST/L]	Concentrazione della biomassa nel ricircolo (solidi totali)
X_U	21,0	[mg SST /L]	Concentrazione dei solidi sospesi totali nell'effluente
q_w	0,034381	[L/LQ _M]	Portata specifica dei fanghi di supero riferita alla portata influente $Q_w = \frac{(1 + r) \cdot X - r \cdot X_P - X_U \cdot r'}{X_P - X_U \cdot r'}$
px	209,49	[mg VSS/L]	Produzione di fanghi biologici (solidi volatili) con la formula $P_x = (1 - q_w) \cdot X_U \cdot r' + q_w \cdot X_R$

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
px	209,49	[mg VSS/L]	VERIFICA produzione di fanghi biologici (solidi volatili) con la formula $P_x = \mu \cdot t \cdot X$
px	209,49	[mg VSS/L]	VERIFICA produzione specifica di fanghi (solidi volatili) con la formula $P_x = (S_i - S) \cdot Y - b \cdot t \cdot X \cdot f$
px	209,49	[mg VSS/L]	VERIFICA produzione specifica di fanghi (solidi volatili) con la formula $P_x = U \cdot Y \cdot X \cdot t - b \cdot t \cdot X \cdot f$
pxST	279,32	[mg TSS/L]	Produzione specifica di fanghi in termini di solidi totali $P_{xST} = P_x / r'$

Tabella 10 – Valori delle grandezze specifiche, di concentrazioni di biomasse e di substrato.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Q	10.800	[m³/d]	Portata volumetrica media giornaliera
	450	[m³/h]	
	125,00	[l/s]	
V	4.617,3	[m³]	Volume del reattore $V = t \cdot Q_m$
O ₂	3.380,2	[Kg/d]	Ossigeno da fornire al reattore $O_2 = \Delta O \cdot Q_m$
q _{wQ}	371,3	[m³/d]	Portata dei fanghi di supero alla concentrazione X _R $q_{wQf} = q_w \cdot Q_m$
r·Q	7.560	[m³/d]	Portata di ricircolo
Q+r·Q	765	[m³/h]	Portata al sedimentatore
Q _E	10.800	[m³/d]	Portata depurata in uscita Q _E =Q in quanto il surnatante del trattamento fanghi viene ricircolato nel reattore
	450	[m³/h]	
	125	[l/s]	

Tabella 11 – Valori dei valori reali di dimensionamento.

La verifica porta ad un reattore del volume di poco meno di 5.000 m³.

Per la **portata di supero** occorre estrarre **371,3 m³/d ossia 15,5 m³/h**.

Si prevedono quindi:

- 2 pompe a girante arretrata per acque luride con portata di 15,5 m³/ora cadauna funzionanti in modo intermittente su 12 ore al giorno ma con la possibilità di funzionamento continuo sulle 24 ore.
- 2 pompe identiche di scorta.

Per la **portata di ricircolo** occorre movimentare **7.560 m³/d ossia 315 m³/h**. Si prevedono quindi:

- 3 pompe per acque luride aventi portata di 105 m³/ora cadauna funzionanti sulle 24 ore.
- 1 pompa di lavoro, con la medesima potenzialità, da utilizzare nel caso si voglia aumentare il rapporto di ricircolo r.
- 1 pompa di scorta della medesima potenzialità.

Di seguito si calcola la produzione di biomassa tenendo presente che la biomassa complessiva prodotta uscirà dalla linea depurativa con due uscite:

- La portata di supero q_w con concentrazione X_R che darà luogo ai fanghi da disidratare
- La portata in uscita $Q_E = Q - q_w$ con concentrazione X_U (uscita fisiologica di solidi dal sedimentatore).

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
P_x	2.262,5	[Kg/d]	Produzione di fanghi in termini di solidi volatili al giorno (questi solidi usciranno dal sistema o attraverso la portata di spurgo o attraverso la perdita nei sedimentatori) $P_x = p_x \cdot Q_m$
P_{xST}	3.016,6	[Kg/d]	Produzione fanghi come solidi totali $P_{xST} = P_x / r'$

Tabella 12 – Calcolo della produzione di biomassa.

Si verifica, quindi, il carico del fango, parametro che è una indicazione sull'effettivo carico di lavoro che diamo al reattore.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
BODd	3.564,0	[Kg/d]	Kg di BOD al giorno che vanno nel reattore
Cf_{sst}	0,236	[d ⁻¹]	Carico del fango riferito ai solidi sospesi totali $BODd \cdot 1000$ $Cf_{sst} = \frac{\text{-----}}{X/r' \cdot V}$
θ_c	5,0	[d]	VERIFICA età del fango formula CNR pag. 44 quaderno 117 $t \cdot X$ $\theta_c = \frac{\text{-----}}{q_w \cdot X_R + (1 - q_w) \cdot X_U \cdot r'}$

Tabella 13 – Calcolo del carico del fango di substrato.

4.2 VERIFICA DEL SEDIMENTATORE ESISTENTE S3

La potenzialità del sedimentatore è principalmente data dall'area dallo specchio di acqua e conseguentemente dal carico idraulico che si assume pari alla velocità di risalita come definito nel quaderno 117 IRSA CNR.

La profondità del sedimentatore NON E' NOTA.

Si ipotizza una profondità media non superiore a 2 m e pertanto potremo utilizzare anche la formula di Chapman per la verifica.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
H	1,90	[m]	Altezza del sedimentatore
V_R	0,5988	[m/h]	Dalla formula di Chapman ricavo VR Velocità di risalita. $VR = \frac{XU + 180,6 - 4 \cdot 10^{-3} \cdot X/r' - H \cdot 90,2}{r \cdot 135,6 - H \cdot 62,5 \cdot (1+r) + 135,6}$
VR_{planz}	0,594	[m/h]	Con la formula di Planz ricavo la velocità di risalita $VR_{planz} = \frac{\ln(XU/5,361) - 0,1787 \cdot 10^{-3} \cdot X/r'}{1,315}$
Q_m	450	[m³/h]	Portata di progetto al sedimentatore
C_{idr}	0,594	[m/h]	Carico idraulico reale sul sedimentatore
A	757	[m²]	Area del sedimentatore rilevata in campo $A = Q_m / C_{idr}$
d	31,05	[m]	Diametro $d = \text{rad}q(4 \cdot A / \pi)$

Tabella 14 – Parametri di verifica del sedimentatore esistente.

4.2.1 PREVISIONE DELLA QUANTITÀ DELL'EFFLUENTE

Si fa ora una previsione della qualità dell'effluente.

Si calcolano i tre parametri principali che definiscono la qualità ossia:

- Solidi sospesi. Il valore $X_u = 21$ mg/l lo abbiamo imposto al sistema di calcolo e all'equazione di Planz
- Il BOD sarà ragionevolmente dato dal contributo del substrato carbonioso residuo non biodegradato e dai solidi sospesi ipotizzando questi costituiti da biomassa sospesa sfuggita alla sedimentazione.
- Il COD sarà dato dal valore del BOD di cui sopra a cui andrà aggiunta la parte non biodegradabile del liquame ipotizzata pari al 5%.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Q_m	450	[m ³ /h]	Portata di progetto al sedimentatore
A	757,1	[m ²]	Area del sedimentatore rilevata in campo
C_{idr}	0,5943868	[m/h]	Carico idraulico reale sul sedimentatore $C_{idr}=Q_m/A=V_R$
X_U	21,0	[mg SST /L]	VERIFICA Stima concentrazione dei solidi sospesi totali nell'effluente a causa dell'imperfetto funzionamento del sedimentatore e del reattore. Si utilizza l'equazione di Planz $X_U=(5,361 \cdot e^{(0,1787 \cdot 10^{-3} \cdot X/r+1,315 \cdot V_R)})$
X_{eu}	15,8	[mg SSV /L]	Concentrazione dei solidi sospesi volatili $X_{eu}=r' \cdot X_U$
BOD_u	27,3	[mg BOD/l]	Stima del BOD in uscita dall'impianto $BOD_u= S+X_{eu} \cdot F_v$ il BOD in uscita è il contributo del BOD disciolto + il BOD dovuto ai SSV che sfuggono dal sedimentatore
COD_u	60,3	[mg COD/l]	Stima del COD in uscita dall'impianto $COD_u= S+X_{eu} \cdot F_v+COD_{res}$ il COD in uscita è il contributo del BOD disciolto residuo + il BOD dovuto ai SSV che sfuggono dal sedimentatore + il COD residuo non biodegradabile
COD_{res}	33,0	[mg COD/l]	COD residuo non biodegradabile $COD_{res}=COD-S_f$

Tabella 15 – Stima della qualità dell'effluente.

Si fa ora una previsione della produzione di fango ossia della frazione di biomassa che viene estratta dal sistema tramite la portata di supero. Il fango estratto andrà poi disidratato tramite centrifughe e verosimilmente, essendo un fango scarsamente stabilizzato, si potrà raggiungere una percentuale di secco del 35%.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
P _{xaldep}	2.098,2	[kg/d]	In termini di solidi volatili
	2.797,6	[kg/d]	In termini di solidi totali
Produzione fango disidratato			
%secco	0,753%	%	% percentuale di secco nel fango estratto con portata q _w
% H ₂ O	99,247%	%	Percentuale acqua nel fango estratto
% umidità	60%	%	Umidità nel fango disidratato
% secco	40%		Secco nel fango disidratato
Produzione fango	5.246	[kgSSV/d]	Fango tal quale al depuratore avente la percentuale di umidità della disidratazione In termini di solidi volatili
	6.994	[kg/d]	In termini di solidi totali

Tabella 16 – Produzione di fango.

4.3 REATTORE ESISTENTE R3: VERIFICA DEL SISTEMA DI OSSIGENAZIONE

Questo calcolo vuole individuare il sistema di ossigenazione a bolle fini e la potenza dei compressori di alimentazione. Il calcolo viene eseguito con l'obiettivo primario del risparmio energetico.

Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Fabbisogno di ossigeno del processo biologico			
O ₂	3.380,22	[Kg O ₂ /d]	Ossigeno da fornire al reattore per l'abbattimento del substrato carbonioso Sf
	140,842	[KgO ₂ /ora]	
γ _v	1,100		Coefficiente per il sovradimensionamento. Non sono previste punte significative infragiornaliere quindi si utilizza un coefficiente di punta non oltre il 10%
AOR	154,927	[Kg O ₂ /ora]	(Actual Oxygen Requirement) Ossigeno richiesto in condizioni operative. Ossigeno richiesto dal reattore in condizioni di punta.
Capacità di ossigenazione in condizioni standard (20°C, 760 mm Hg, acqua pulita, O₂ disciolto 0 mg/l)			
SOR	295,669	[Kg O ₂ /ora]	Ossigeno trasferito in condizioni standard (Standard Oxygen Requirement) $SOR = \frac{AOR}{\frac{\beta \cdot C_{sl} - C_e}{9,2} \cdot \theta^{T-20} \cdot \alpha}$
SOR/AOR	1,908		Rapporto SOR con AOR
C _{sat20}	9,2	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita a 760 mmHg e 20 °C
T	25,0	°C	temperatura di esercizio
θ	1,024		coefficiente sperimentale
C _{sl mare}	8,40	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita alla temperatura T e alla pressione di 760 mmHg
Altitudine	176	m s.l.m.	Altitudine del depuratore in metri sul livello del mare
p atm	995,4	[mbar]	Pressione atmosferica alla altitudine dell'impianto
C _{sl}	8,252	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita alla temperatura T e alla pressione atmosferica effettiva di esercizio) C _{sl} =C _{sl mare} *(1-(0,1/1000)*altitudine) Formula ricavata da curva della pressione atmosferica in funzione della quota linerizzata a basse quote
β	0,98		Coefficiente che tiene conto del minore valore di C _{sl} nella miscela aerata dovuto alla presenza di sostanze disciolte
βC _{sl}	8,087	[g/m ³]	Concentrazione di saturazione dell'ossigeno nella miscela aerata alla temperatura T e alla pressione atmosferica effettiva di esercizio)
C _e	1,5	[g/m ³]	Concentrazione effettiva di esercizio di ossigeno disciolto nella miscela aerata. VALORE PER BATTERI ETERTROFI AEROBI OBBLIGATI IN CONDIZIONI DI PUNTA
α	0,65		Fattore di trasferimento dell'ossigeno: rapporto fra la capacità di ossigenazione della miscela aerata e la capacità di ossigenazione relativa all'acqua pulita
□	0,73		Fattore di trasferimento dell'ossigeno: Formula Krampe & Krauth, 2003

Calcolo del tappeto poroso con bolle finissime a portata bassa			
Dimensioni vasca di ossidazione. Forma cilindrica con diametro a 54 m di specchio d'acqua			
Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
D	30,3	m	Diametro utile OSSIDAZIONE
h	6,40	m	Altezza utile OSSIDAZIONE $h = V/(D^2 \cdot \pi/4)$
Vol	4.617,3	m ³	VERIFICA volume utile OSSIDAZIONE
A	721,5	m ²	VERIFICA Area di base (fondo)
%O ₂	0,295	[KgO ₂ /Nm ³ _{aria}]	Percentuale di ossigeno nell'aria
SOR Nm ³	1.002,3	[Nm ³ /h]	Normal metricubi di aria da immettere nei diffusori in base al SOR
Alimspec diff	6,0	[Nm ³ /ora.6 diffusori·m ²]	ALIMENTAZIONE SPECIFICA AI DIFFUSORI scelta DEL rendimento SOTE dai grafici Sanitaire Silver Series II LP
SOTE	36,00%	%	(Standard Oxygen Transfer Efficiency) rendimento SOTE come da grafico SANITAIRE
Nm ³	2.784,1	[Nm ³ /h]	Normal metricubi di aria reali da immettere nei diffusori
S _{tap}	464,01	m ²	Superficie coperta da tappeto poroso
%	64,3%	%	percentuale di copertura del fondo
Aspec	1,4	[Nm ³ /h·m ² di superficie di fondo]	Alimentazione specifica con copertura 100%

Aria di sovralimentazione da inviare al dispositivo di ossigenazione			
Passaggio dai Nm ³ (0°gradi e 1 atmosfera) ai m ³ (temperatura Taria e 1 atmosfera)			
Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
Taria	36	°C	IPOtesi DI GRAVOSO FUNZIONAMENTO ESTIVO. Temperatura dell'aria aspirata dalle macchine
v ₁	3.151,0	[m ³ /ora]	Metri cubi di aria secca, alla temperatura T, da inviare al dispositivo di ossigenazione. Si usa la legge dei gas perfetti.
Passaggio a pressione atmosferica da aria secca ad aria umida con umidità percentuale U			
P _s	5.954,7	[pa]	Tensione di saturazione del vapore nell'aria umida alla temperatura Taria $P_s = 611,85 \cdot \exp(17,502 \cdot t/240,9 + t)$
	59,55	[mbar]	
U	60,0	%	IPOtesi DI GRAVOSO FUNZIONAMENTO ESTIVO. Umidità relativa percentuale nell'aria umida
P _v	35,7	[mbar]	Pressione parziale del vapore nell'aria umida $P_v = U \cdot P_s/100$
C _u	1,037	coeff	Correttivo portata aria che tiene conto della pressione parziale del vapore nell'aria umida $C_u = P_{atm}/(P_{atm} - P_v)$
V _{1u}	3.268,3	[m ³ /ora]	Metri cubi di aria umida, alla temperatura T e con umidità U, da inviare al dispositivo di ossigenazione $V_{1u} = C_u \cdot V_1$

Calcolo potenza ed energia del compressore			
Potenza di una compressione adiabatica			
Simbolo	Valore	Unità di misura	Descrizione
P2	1,737	bar (assoluti)	Prevalenza soffiante (per vincere il battente idrostatico e la perdita di carico nei diffusori)
P1	0,977	bar (assoluti)	Pressione atmosferica che tiene conto della perdita di carico del filtro
V1u	3.268,3	[m ³ /ora]	Metri cubi di aria, alla temperatura T, da aspirare per l'invio ai diffusori
γ	1,397	coeff	Rapporto per l'aria Cp/Cv·Cp: calore specifico a pressione costante Cv: calore specifico a volume costante
v2	2.165,3	[m ³ /ora]	Portata di aria compressa $v2=v1u \cdot (P1/P2)^{1/\gamma}$ in trasformazione adiabatica
P _{Kw}	55.449,3	W	Potenza di compressione per una trasformazione adiabatica di compressione $P_{Kw} = \gamma/(\gamma-1) \cdot (10^5 \cdot P2 \cdot v2/3600 - 10^5 \cdot P1 \cdot V1u/3600)$
	55.449,3	W	Potenza di compressione per una trasformazione adiabatica di compressione $P_{Kw} = \gamma/(\gamma-1) \cdot P1 \cdot V1u \cdot ((P2/P1)^{1/\gamma} - 1)$
Rs	60,0%	%	IPOTESI DI COMPRESSORE CENTRIFUGO. Rendimento complessivo soffiante (termodinamico, meccanico ed elettrico)
P _{albero O2}	92,42	kW	Potenza elettrica assorbita dall'albero dalla soffiante per l'ossigenazione del reattore
P+ausiliari	103,51	kW	Potenza elettrica assorbita dall'albero dalla soffiante compresi ausiliari (inverter, raffreddamenti, ecc)
En SOR	0,350	kWh/kgO ₂	Energia consumata per Kg di ossigeno SOR trasferito ogni ora
SAE	2,857	kgO ₂ /kWh	Standard Aeration Efficiency
En AOR	0,668	kWh/kgO ₂	Energia consumata per Kg di ossigeno AOR trasferito ogni ora
En day	2.258,30	kWh/d	Energia consumata ogni giorno per l'ossigenazione del reattore
MESI	3,0	numero	Numero di mesi di funzionamento ogni anno
En anno	203.247	kWh/anno	Energia consumata per l'ossigenazione nell'anno
	203,247	MWh/anno	
	0,2032	GWh/anno	

Costo annuale

Costo energia	0,220	€/kWh	STIMA costo energia elettrica ANNI FUTURI
Costo annuale	44.714,29	€/anno	Costo annuale per energia elettrica per ossidazione reattore

4.3.1 VERIFICA/RISTRUTTURAZIONE DEL SISTEMA DI OSSIGENAZIONE ESISTENTE

In base ai calcoli sopra riportati la soluzione ottimale è la seguente:

- Diffusori a bolle fini ad elevato SOTE, comunque non inferiore al 36%, costruiti in membrana elastica in EPDM tipo Sanitaire Silver Series II LP o equivalente
- Densità di installazione: di n° 6 diffusori per m² Alimentazione specifica ai diffusori [Nm³/ora·6 diffusori·m²]
- Ricopertura del fondo 80%. Il rapporto fra m² del fondo ricoperti da diffusori (con densità a 6 diffusori per m²) e superficie del fondo risulta essere 64,3% tuttavia si sale all'80% per tenere conto di un upgrading della potenzialità del reattore.

In base ai calcoli sopra esposti ne discende la seguente verifica dei compressori:

- 2 turbo-soffianti ad alta velocità con albero montato su cuscinetti ad aria o cuscinetti magnetici comandate da inverter che regola su set-point di concentrazione di O₂ proveniente dalla vasca di ossidazione. Set point fissato normalmente a 1,5 mg/l di O₂ disciolto. Portata 1.700 m³/ora di aria aspirata. Prevalenza tenendo conto di 0,1 bar di perdita di carico nelle tubazioni: (P2-P1) + 0,1 = 0,78 + 0,1 = 0,88 bar nel punto di massimo rendimento. Rendimento richiesto rispetto ad una compressione adiabatica teorica: 60%.
- 1 turbo-soffiante come sopra di riserva.

5 RIUSO DELL'ACQUA DEPURATA ALL'INTERNO DELLA FABBRICA

I dati gestionali di lavorazione del pomodoro rivelano che nel 2021 lo stabilimento ha prelevato dai pozzi 900.000 m³/anno di acqua.

La ditta Mutti S.p.A. intende ora aumentare la produzione per la lavorazione del pomodoro fino al 35% in più del 2021. Si fa l'ipotesi cautelativa che il consumo d'acqua incida sempre nello stesso modo sulla produzione e, quindi, si considera corretto fare una proporzione per avere una proiezione attendibile sul consumo di acqua a seguito di aumento di produzione del 35%.

Facendo una proporzione il prelievo di acqua sarebbe 1.215.000 m³/anno ossia superiore al 1.000.000 m³/anno autorizzato.

La ditta Mutti S.p.A. tuttavia non intende chiedere una variazione alla concessione di acqua emunta ossia non vuole superare il 1.000.000 m³/anno lasciando pertanto invariata quantitativamente l'autorizzazione.

Per ottenere questo obiettivo l'acqua depurata verrà riusata all'interno della fabbrica per una frazione consistente come da schema di seguito riportato

5.1 INTRODUZIONE DI FILTRAZIONE A SABBIA PER FINISSAGGIO

Una quota dell'acqua depurata sarà sottoposta a trattamento di finissaggio con filtro a sabbia per aumentarne la qualità.

Pertanto, il riuso dell'acqua depurata all'interno della fabbrica sarà costituito da due flussi di acqua:

Acqua depurata proveniente direttamente dai sedimentatori del depuratore a fanghi attivi

Acqua depurata e sottoposta a trattamento di finissaggio mediante filtri a sabbia

L'utilizzo dei filtri a sabbia migliora la qualità dell'acqua depurata, al fine del riuso, in quanto si ridurranno drasticamente i solidi sospesi (da calcolo sarebbero 21 mg/l) emessi dal sedimentatore a valori molto più bassi rendendo quindi complessivamente la clorazione molto più efficace con minori quantità di cloro.

Come noto infatti il consumo di cloro per disinfezione diminuisce al diminuire della concentrazione dei SS a parità di prestazioni di disinfezione.

La rimozione di Solidi Sospesi diminuirà indirettamente anche BOD₅ e COD.

Il processo di depurazione, come progettato, consente il recupero di circa 1.450 m³/h di acqua superiore mediamente al 70% dell'acqua in ingresso.

Nella figura seguente di riporta lo schema dei flussi e riuso dell'acqua.

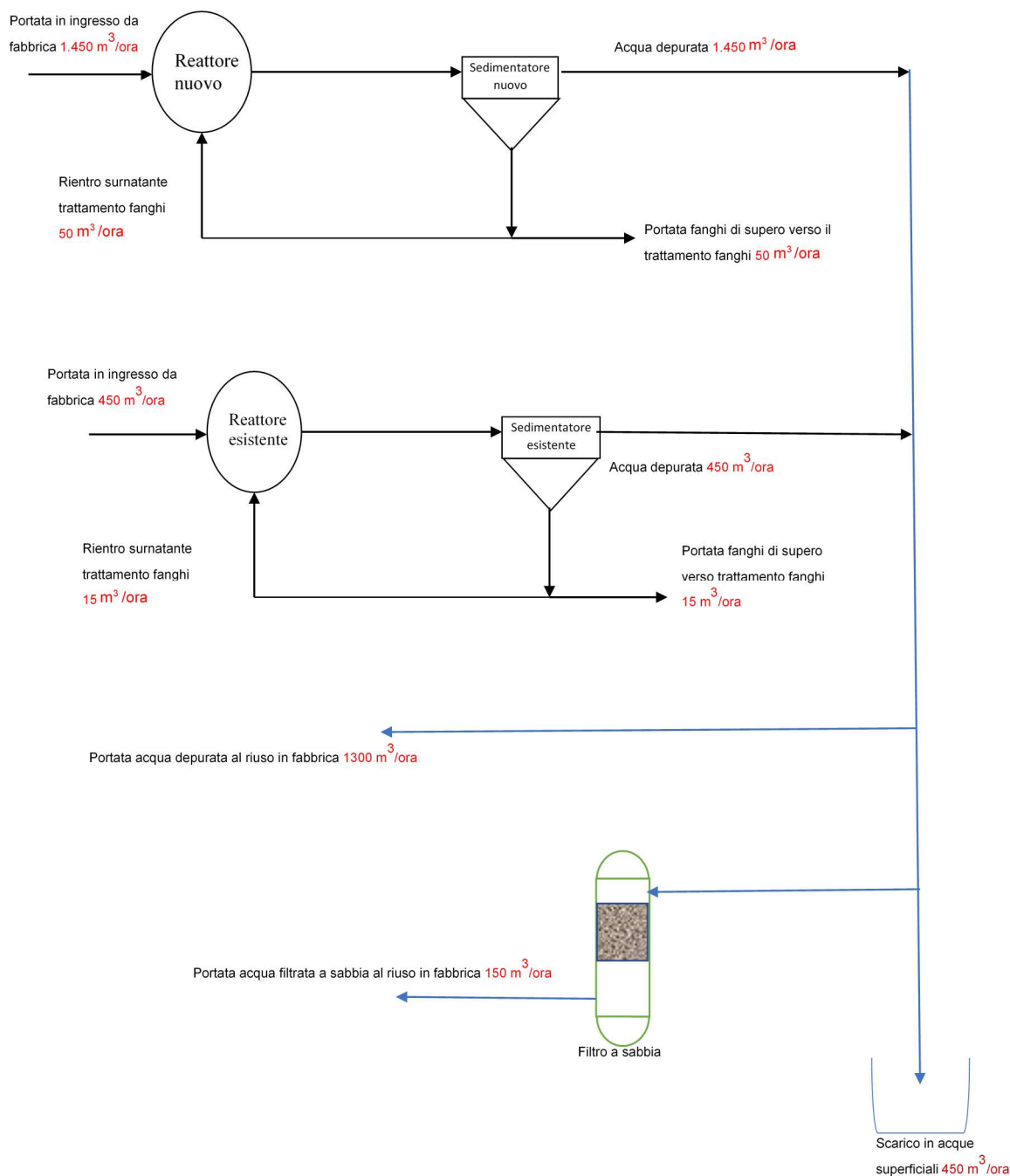


Figura 5: Schema dei flussi e riutilizzo acqua.

Flussi dell'acqua proveniente dalla fabbrica verso il depuratore a fanghi attivi:

DESCRIZIONE FLUSSO	U.m.	Valore
Portata acqua di riuso utilizzata in fabbrica proveniente dai sedimentatori	m^3/h	1.300
Portata acqua di riuso utilizzata in fabbrica proveniente dai filtri a sabbia	m^3/h	150
Portata acqua potabile dopo utilizzo in fabbrica	m^3/h	250
Portata acqua di condensa	m^3/h	200
SOMMA FLUSSI	m^3/h	1.900

5.2 STIMA DELLA QUALITÀ DELL'EFFLUENTE DOPO FINISSAGGIO

Di seguito si riporta una previsione della qualità dell'acqua che si andrà ad ottenere:

% rimoz	80%		Percentuale di rimozione dei solidi nel filtro a sabbia
SST	4	[mg SST /L]	Solidi sospesi totali in uscita dai filtri a sabbia
SSV	3	[mg SSV /L]	Solidi sospesi volatili in uscita dai filtri a sabbia
BOD ₅	9	[mg BOD/l]	BOD ₅ in uscita dai filtri a sabbia
COD	42	[mg COD/l]	COD in uscita dai filtri a sabbia

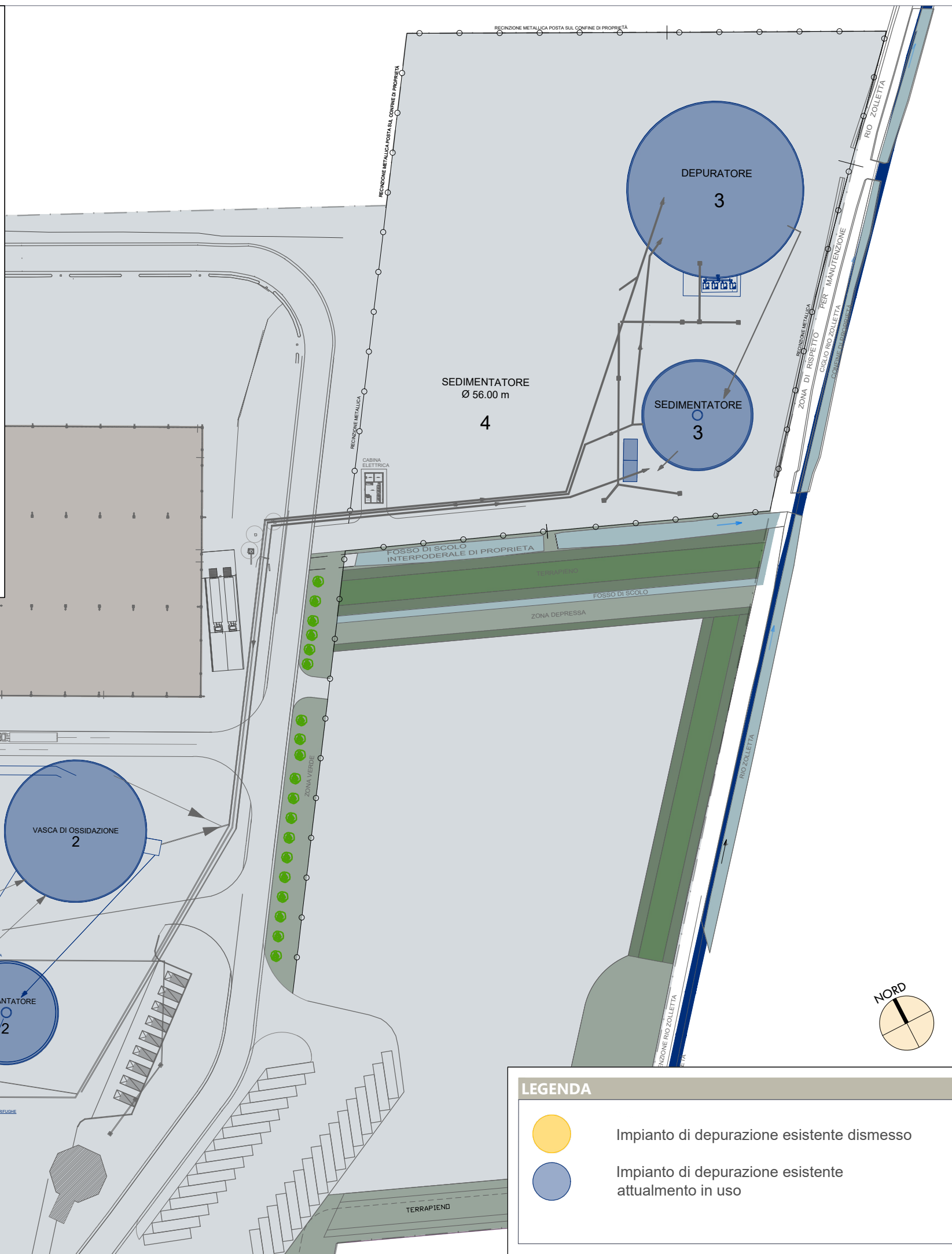
Come risulta dai calcoli sopra riportati il refluo depurato ha una qualità largamente sufficiente per lo scarico in acque superficiali.

6 CONFRONTO DELLA QUALITA' DELL'ACQUA CON I LIMITI DI LEGGE

Trattandosi di scarico industriale i limiti da rispettare sono quelli della tabella 3, seconda colonna, del Codice dell'Ambiente D.Lgs. 152/06 e s.m.i..

Facendo riferimento ad entrambi i reattori si riportano di seguito le previsioni dei valori di inquinanti che ci si aspetta e si confrontano i limiti tabellari di riferimento:

PARAMETRO	Valore previsto in uscita dai sedimentatori [mg/l]	Valore previsto in uscita dai filtri a sabbia [mg/l]	Limite tabella 3 D.Lgs. 152/06 [mg/l]	Limiti BAT-AEL [mg/l]
Solidi Sospesi	21	4	80	50
BOD ₅	27	9	40	40
COD	60	42	160	120



STABILIMENTO IN VIA TRAVERSETOLO
FRAZ. BASILICANOVA
COMUNE DI MONTECHIARUGOLO

PAUR PER AUMENTO
CAPACITA' PRODUTTIVA

Comune di Montechiarugolo
Loc. Piazza

ALLEGATO 1

IMPIANTO DI
DEPURAZIONE NELLO
STATO ATTUALE

SCALA 1:1250

DATA	Gennaio 2023
------	--------------

RISTRUTTURAZIONE ED AMPLIAMENTO DEL DEPURATORE AZIENDALE

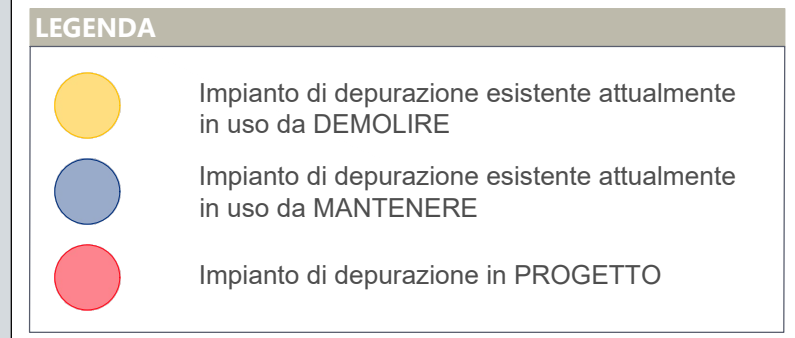
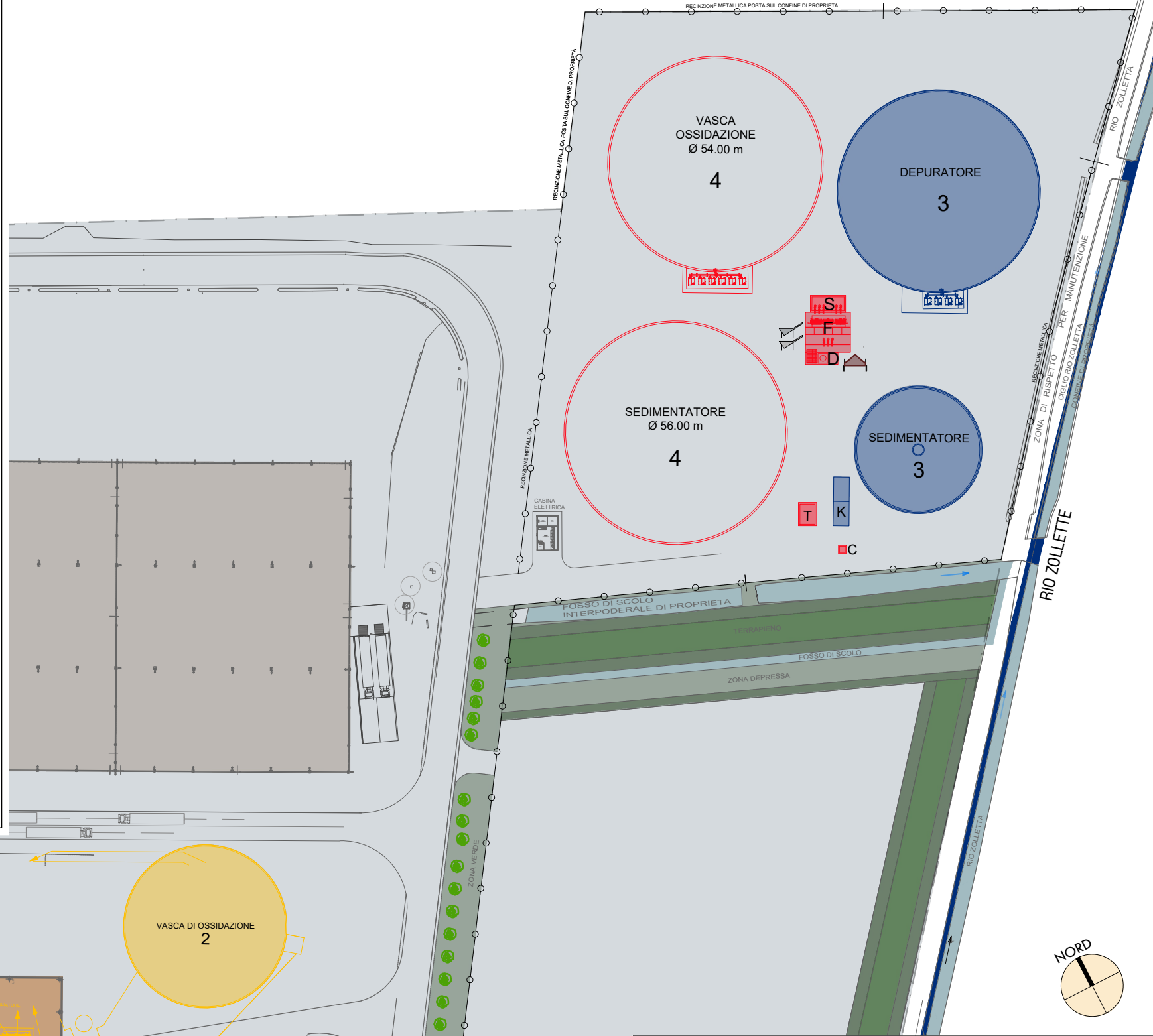
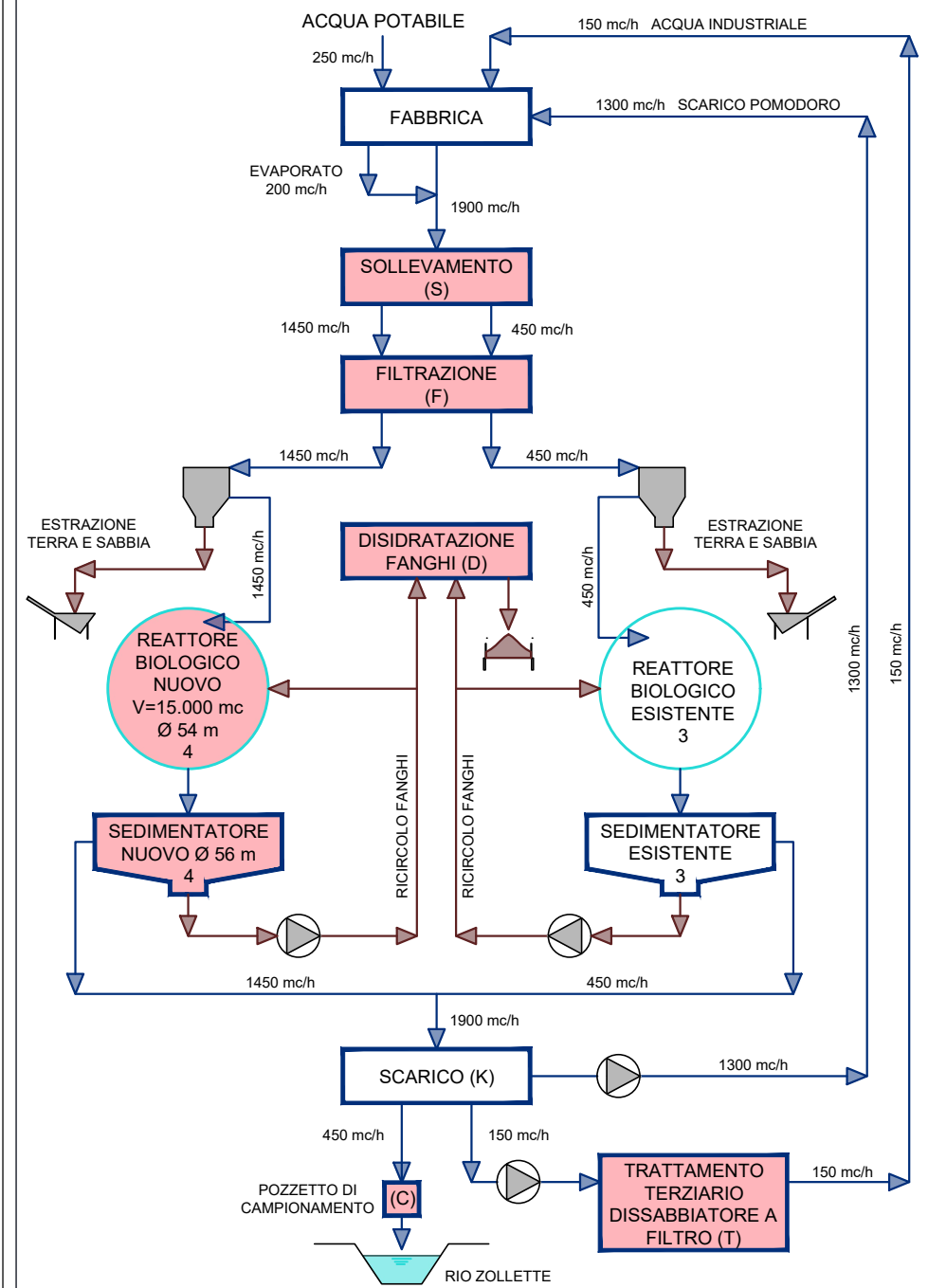
PROGETTISTA:
ING. Gian Lorenzo Bernini

COLLABORATORE:
ING. Michela Caccia



©I.S.I. Ingegneria e Ambiente
cod.fisc. e P.I. 02577010347
Via Martiri della Liberazione, 36
43126 PARMA
Tel. 0521 941229
info@isiingegneriaeambiente.it

SCHEMA IMPIANTO DI DEPURAZIONE REFLUI INDUSTRIALI
IN PROGETTO



Comune di
Montechiarugolo



COMMITTENTE



MUTTI S.P.A.
STABILIMENTO IN VIA TRAVERSETOLO
FRAZ. BASILICANOVA
COMUNE DI MONTECHIARUGOLO

PROGETTO

PAUR PER AUMENTO
CAPACITA' PRODUTTIVA

Comune di Montechiarugolo
Loc. Piazza

TITOLO

ALLEGATO 2

NUOVO IMPIANTO
DI DEPURAZIONE
IN PROGETTO

SCALA 1:1250

DATA Gennaio 2023

RISTRUTTURAZIONE ED
AMPLIAMENTO DEL
DEPURATORE AZIENDALE

PROGETTISTA:
ING. Gian Lorenzo Bernini

COLLABORATORE:
ING. Michela Caccia



©I.S.I. Ingegneria e Ambiente
cod.fisc. e P.I. 02577010347
Via Martiri della Liberazione, 36
43126 PARMA
Tel. 0521 941229
info@isiingegneriaeambiente.it