

**DEPURATORE CONSORTILE
VERIFICA "EX - POST" AI SENSI
ART. 29, C.3 D.LGS 152/2006**

ELABORATO:

RELAZIONE TECNICA ILLUSTRATIVA

Data: Giugno 2023

IL DIRETTORE
(Dott. Marcello Siddu)

IL RESPONSABILE DEL PROCEDIMENTO
(Ing. Salvatore Daga)

GRUPPO DI PROGETTAZIONE
(Ing. Salvatore Daga)

(Ing. Riccardo Ugas)

(Geom. Andrea Pala)

Codice Elaborato

| | | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| P | I | D | C | 0 | 1 | P | F | 0 | 1 | A | 0 | 0 | 0 | R | 0 | 0 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|

Lavoro

Fase

Sub Fase

Tipo

Elaborato

Revisione

| | |
|---|-----------|
| 1. PREMESSA | 2 |
| 2. LOCALIZZAZIONE DELL'IMPIANTO | 3 |
| 2.1 INQUADRAMENTO CATASTALE AREA DI INTERVENTO | 3 |
| 2.2 INQUADRAMENTO NEL PIANO REGOLATORE DEL CONSORZIO INDUSTRIALE ORISTANO | 4 |
| 2.3 INQUADRAMENTO NEL PIANO REGOLATORE DEL COMUNE DI SANTA GIUSTA..... | 5 |
| 3. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE ATTUALE..... | 5 |
| 3.1 TIPOLOGIA DI IMPIANTO | 6 |
| 3.2 DESCRIZIONE DELLE SEZIONI E DEL PROCESSO DEPURATIVO | 7 |
| 4. PARAMETRI E CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO ATTUALI | 20 |
| 5. VERIFICA DELLE CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO CON LA PORTATA MEDIA REGISTRATA NEL PERIODO 2020-2022..... | 23 |
| 6. VERIFICA DELLE CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO CON LA PORTATA MASSIMA REGISTRATA NEL PERIODO 2020-2022..... | 28 |
| 7. VERIFICA DELLE CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO EFFETTUATA NEL PROGETTO DI REVAMPING | 32 |
| 8. COSTO DEL PROGETTO | 34 |
| 9. DOCUMENTAZIONE FOTOGRAFICA SITO DI INTERVENTO | 35 |

1. PREMESSA

Il nucleo originale dell'Impianto di Depurazione Consortile delle acque reflue urbane ed industriali è stato realizzato negli anni '80 mediante appalto concorso e doveva trattare sia le acque reflue di natura industriale provenienti dall'Agglomerato (Corpo Nord e Corpo Centrale) del Consorzio Industriale Provinciale Oristanese (allora Consorzio per il nucleo di industrializzazione dell'Oristanese), che all'epoca si stimavano la quota prevalente, sia gli scarichi civili provenienti dal Comune di Oristano.

Dopo alcuni anni di esercizio il primo nucleo del depuratore fu sottoposto ad importanti interventi di ampliamento e ammodernamento tecnologico per rispondere ad alcune esigenze e nuovi sviluppi normativi nel frattempo sopravvenuti.

Gli interventi di ammodernamento e ampliamento del depuratore vennero inseriti nell'ambito di un più ampio intervento che venne denominato "Disinquinamento dei bacini gravanti negli stagni di Cabras, Santa Giusta, S'Enna Arrubia e sul tratto vallivo del fiume Tirso mediante l'adeguamento delle opere esistenti e la realizzazione di nuove opere" e furono realizzati tra la fine degli anni '90 e i primi anni 2000 a seguito di una convenzione tra l'ESAF (Ente Sardo Acquedotti e Fognature) ed il Consorzio, nel quale il Consorzio assumeva ruolo di alta sorveglianza dei lavori.

Il Progetto prevedeva uno sviluppo in lotti funzionali. Il primo lotto riguardava la realizzazione di una serie di collettori fognari in grado di collegare all'impianto di depurazione tutti i reflui urbani provenienti dai Comuni e Frazioni dell'hinterland oristanese componenti lo Schema fognario-depurativo n. 170 del Piano di Tutela delle Acque della Regione Sardegna. Il progetto, infatti, doveva rendere operativa la programmazione regionale, che aveva individuato quale recapito finale della suddetta rete fognaria comprensoriale l'impianto del Consorzio Industriale Oristanese.

Il secondo lotto prevedeva il potenziamento del depuratore, sia nella linea acque sia nella linea fanghi, per renderlo idoneo a ricevere le acque reflue dei suddetti Comuni.

Il terzo lotto prevedeva infine la realizzazione della sezione di affinamento terziario all'interno del depuratore consortile.

Il sistema di collettori comprensoriali, unitamente ai numerosi impianti di sollevamento dislocati lungo i tracciati, è oggi pienamente in esercizio e tutti i comuni compresi nello "Schema 170" sono allacciati al depuratore dal 2017.

Una descrizione maggiormente dettagliata dell'evoluzione storica del depuratore consortile è riportata nello Studio Preliminare Ambientale.

Dopo una prima fase di esercizio provvisorio effettuato dalla Società EMAS di Milano, che terminò nell'aprile del 1989, l'esercizio definitivo venne affidato dal Consorzio senza soluzione di continuità, in regime di Concessione, alla Società "Oristano Ambiente S.r.l.", Società partecipata costituita dal Consorzio Industriale, dal Comune di Oristano e dalla medesima Società EMAS di Milano quale Socio privato.

Dal 2007 il Consorzio gestisce invece l'Impianto di depurazione direttamente con propri dipendenti.

Tutto il sistema dei collettori comprensoriali è gestito direttamente dalla Società Abbanoa, mentre il Consorzio Industriale ha la gestione diretta della rete fognaria dell'Agglomerato Industriale.

Quest'ultima comprende anche quattro impianti di sollevamento fognario:

- l'impianto di sollevamento ubicato nella via Londra, che rilancia le acque reflue provenienti dalla zona del Corpo Nord di recente urbanizzazione posta in prossimità della strada di collegamento Oristano - Santa Giusta;
- l'impianto di sollevamento (Impianto di rilancio) posto lungo la S.P. n. 97 (ex G.A.S.I., che collega il Corpo Nord dell'Agglomerato Industriale con il Corpo Centrale e la S.P. Santa Giusta – Arborea) in località S. Giovanni e che ha la funzione di rilanciare le acque reflue

provenienti dal Corpo Nord dell'Agglomerato Industriale;

- gli impianti di sollevamento situati in via Caprera e lungo la S.P. n. 97 (in prossimità dell'intersezione con la via Tavolara), che rilanciano le acque reflue provenienti dalla parte del Corpo Centrale posta a sud del Canale navigabile Ovest - Est.

2. LOCALIZZAZIONE DELL'IMPIANTO

L'impianto sorge nell'area industriale in Comune di Santa Giusta, all'interno di un lotto industriale edificato di estensione 36.611 m² e di proprietà dello stesso Consorzio Industriale. All'impianto si accede dallo svincolo sulla SP 49 in direzione per il Porto di Oristano, percorrendo poi la via Marongiu e svoltando sulla via Carloforte dove è posto l'ingresso. Tutta l'area è recintata con rete metallica.

Nell'impianto vengono svolte le seguenti attività:

- trattamento e depurazione dei reflui urbani ed industriali;
- trattamento e depurazione di rifiuti liquidi non pericolosi.

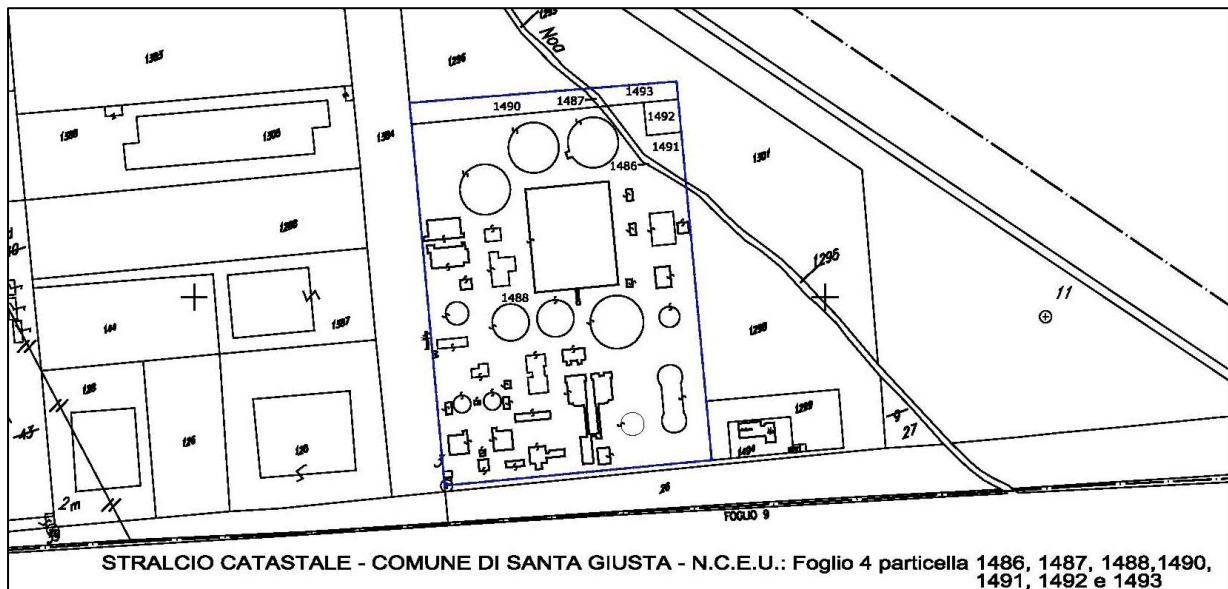
L'area dell'impianto è situata nel Corpo Centrale dell'Agglomerato Industriale, facente capo al Consorzio Industriale Provinciale Oristanese.

Il Lotto in cui è ubicato l'Impianto di depurazione consortile oggetto di verifica ex-post è delimitato a ovest dalla via Carloforte e a Sud dalla Via Giovanni Marongiu. A Est e a Nord l'impianto non è distante dal Canale di Pesaria e dalle gronde dello stagno di Santa Giusta. Anche il nuovo impianto di trattamento chimico-fisico di rifiuti liquidi non pericolosi sarà ubicato all'interno del medesimo lotto.

Nelle due immagini seguenti viene riportato l'inquadramento di dettaglio dell'area in cui sorge l'impianto di Depurazione:



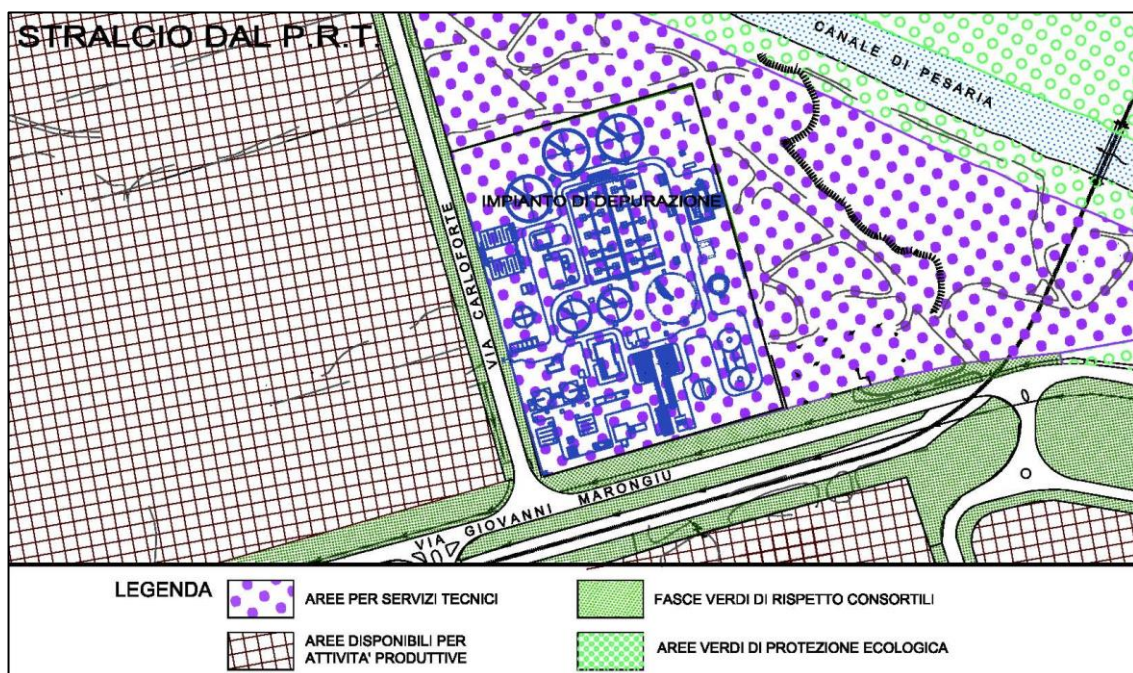
2.1 INQUADRAMENTO CATASTALE AREA DI INTERVENTO



L'area oggetto di intervento è censita al N.C.E.U. del Comune di Santa Giusta al Foglio 4, con le particelle 1486, 1487, 1488, 1489, 1491, 1492 e 1493.

2.2 INQUADRAMENTO NEL PIANO REGOLATORE DEL CONSORZIO INDUSTRIALE ORISTANO

Nel Piano Regolatore del Consorzio Industriale l'area oggetto di intervento ricade all'interno di una Zona destinata a "Servizi Tecnici". Per tali zone le relative Norme di Attuazione all'art. 9 (Opere puntuali - Zona Servizi Generali e Centro Direzionale - Servizi Sociali - Servizi Tecnici) prevedono specificatamente:



"In tali zone sono ammesse soltanto costruzioni attinenti alla specifica destinazione dell'area, così

come definito nella zonizzazione della cartografia allegata.

Come locali ad uso abitazione sono consentiti soltanto gli alloggi di servizio per custodi e per il personale addetto ai servizi consortili, la cui presenza in loco sia ritenuta indispensabile, con le caratteristiche dimensionali di cui al precedente Art. 6.

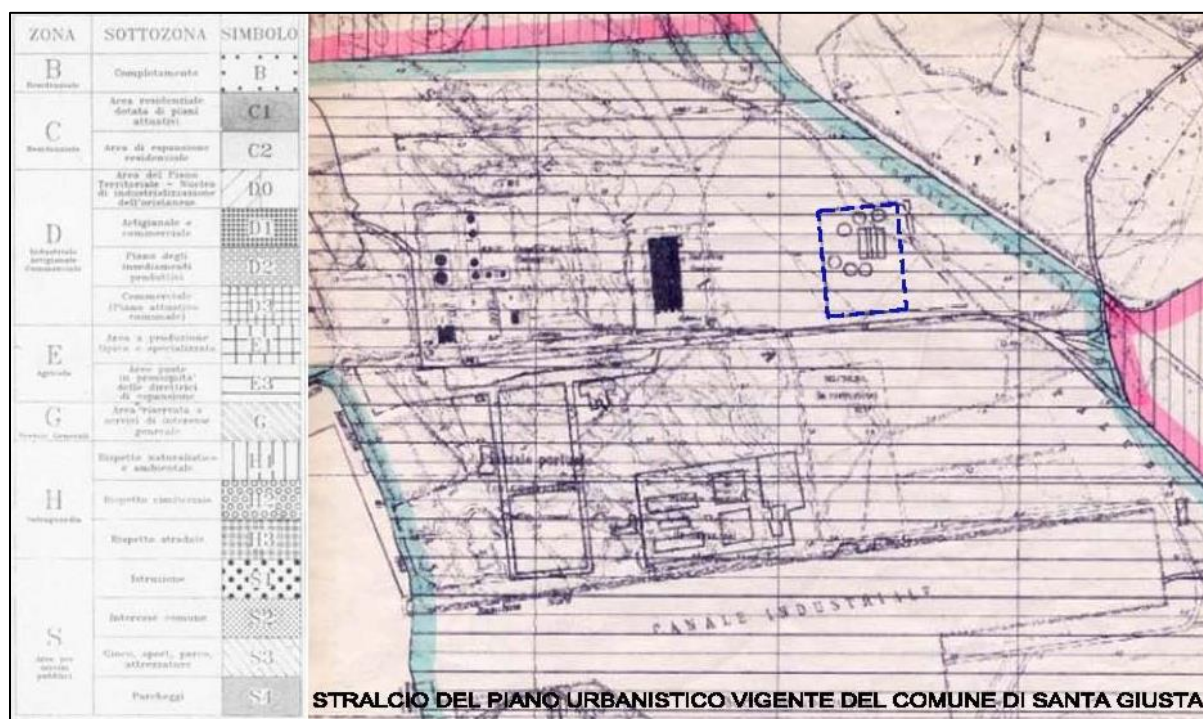
Gli edifici saranno posti a distanza dai limiti dal confine del lotto pari almeno a metà della propria altezza e, comunque, non inferiore a 5,00 m.

In queste zone le distanze di rispetto degli edifici e degli impianti dal bordo esterno della sede stradale saranno di almeno 10,00 m.

L'Indice di Fabbricabilità Fondiaria non potrà in ogni caso superare i 3 mc/mq. Il Rapporto di Copertura non deve essere superiore ad 1/3."

2.3 INQUADRAMENTO NEL PIANO REGOLATORE DEL COMUNE DI SANTA GIUSTA

Nel Piano Regolatore del Comune di Santa Giusta l'area oggetto di intervento ricade all'interno della Zona "D", Sottozona "D0" per la quale le Norme di Attuazione all'art. 14 prevedono specificatamente:



"È la "zona industriale ricadente nel litorale dei Comuni di Oristano e di Santa Giusta per la quale si applicano le Norme del Piano Regolatore Territoriale del Consorzio per il Nucleo di Industrializzazione dell'Oristanese"

3. DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO DI DEPURAZIONE ATTUALE

Nel presente capitolo, con riferimento anche alle numerose tavole allegate, viene fornita una dettagliata ricostruzione tecnico-grafica delle diverse sezioni impiantistiche che compongono il

Depuratore Consortile. Inoltre, per completezza, vengono anche presentati l'inquadramento nel territorio, inteso come sito e come ambito territoriale di riferimento, i principali parametri di funzionamento, nonché le verifiche nella condizione di portata media e di portata di punta.

Come già detto in premessa, il Consorzio Industriale di Oristano ha realizzato nei primi anni '80 il primo nucleo dell'Impianto di trattamento delle acque reflue civili e industriali. Inizialmente l'Impianto era a servizio degli insediamenti produttivi dell'Agglomerato Industriale Consortile e della sola città di Oristano. Nel corso del tempo, a seguito dell'ampliamento del bacino d'utenza gravante sul Depuratore Consortile e delle accresciute esigenze ambientali previste dalla normativa l'Impianto di Depurazione ha subito alcuni interventi di ampliamento e ammodernamento tecnologico.

I più significativi furono quelli del periodo 1996-2004 nel quale l'Assessorato Regionale della Difesa dell'Ambiente della RAS affidò all'ESAF (Ente Sardo Acquedotti e Fognature) la realizzazione e al Consorzio l'alta sorveglianza del progetto denominato "Disinquinamento dei bacini gravanti negli stagni di Cabras, Santa Giusta, S'Enna Arrubia e sul tratto vallivo del fiume Tirso mediante l'adeguamento delle opere esistenti e la realizzazione di nuove opere".

Successivamente tra il 2012-2016 il medesimo Assessorato affidò alla Società ABBANOIA SpA un importante intervento di manutenzione straordinaria denominato "Lavori di realizzazione di interventi strutturali di revamping sull'impianto nucleo industriale a servizio dell'area industriale di Oristano, Cabras, Santa Giusta e Palmas Arborea".

Attualmente il Depuratore Consortile è a servizio dell'Agglomerato Industriale di Oristano e dei seguenti Comuni e Frazioni: Oristano con Sili, Cabras con Solanas, Santa Giusta, Palmas Arborea, Riola Sardo, Nurachi, Baratili San Pietro, Zeddiani, Simaxis, Solarussa, Siamaggiore con Pardu Nou, Ollastra e Zerfaliu (Schema fognario-depurativo n. 170 del PTA).

L'impianto, ubicato in Località Cirras nel Comune di Santa Giusta, ha una potenzialità di trattamento di 79.423 ab equivalenti.

3.1 TIPOLOGIA DI IMPIANTO

L'impianto di depurazione dei reflui urbani ed industriali del Consorzio Industriale Provinciale Oristanese si basa su un processo di tipo "convenzionale", ovvero basato su un sistema biologico a fanghi attivi che prevede denitrificazione-nitrificazione/ossidazione e ricircolo del fango biologico. Il fango biologico, carico di microrganismi, è il principale attore nella rimozione delle sostanze contaminanti dai reflui in ingresso.

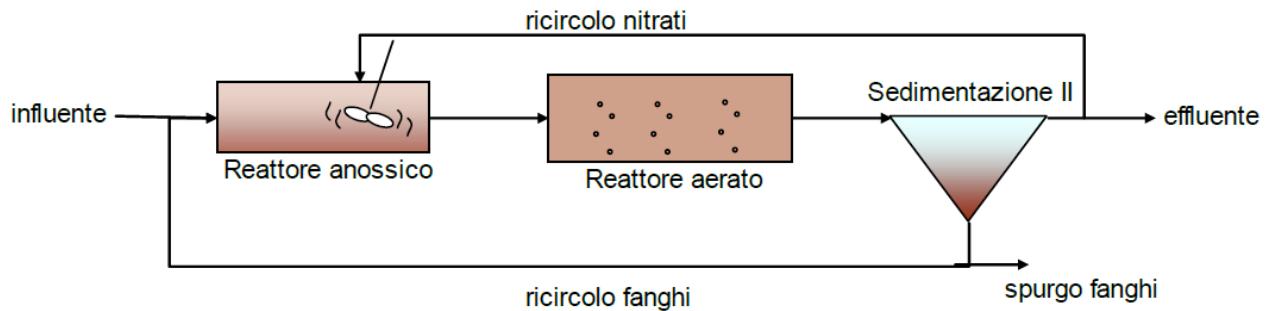
Nei processi biologici, l'attività batterica, garantita dal mantenimento di condizioni di processo ottimali, consente la rimozione dei principali contaminanti quali: COD, BOD₅, azoto ammoniacale, nitriti, nitrati, fosforo, mediante il verificarsi di miliardi di reazioni biochimiche.

I microrganismi coinvolti sono numerosissimi e appartengono al regno animale (rotiferi, crostacei) al regno vegetale (muffe, felci) e a quello dei protisti (alghe, protozoi, funghi, lieviti, alghe azzurre, batteri e virus). Sono in particolare i batteri ad assumere un ruolo fondamentale nella depurazione biologica; questi utilizzano il materiale organico biodegradabile come substrato nutritivo, traendo da esso il materiale occorrente alla sintesi di nuove cellule e l'energia necessaria a tale scopo.

Il processo a fanghi attivi rappresenta una versione ridotta, ma notevolmente accelerata, del fenomeno naturale di rimozione biologica delle sostanze organiche ad opera dei microrganismi che utilizzano il substrato carbonioso e l'azoto per il loro metabolismo ottenendo, così, nuova biomassa e l'energia necessaria per la vita.

Il trattamento biologico integrato a due stadi consiste, nella sua unitarietà, in un processo di denitrificazione seguito da una nitrificazione ed ossidazione del carbonio organico e viene effettuato in un'unica vasca costituita da due zone separate che si susseguono in serie. I liquami miscelati preventivamente con i fanghi di ricircolo secondari (200% della portata media) entrano

nella zona di pre-denitrificazione alla quale giunge anche un flusso di miscela aerata (200% della portata media) prelevato dalla zona di ossidazione e contenente nitrati (NO_3).



Schema tipico di un processo a fanghi attivi in un reattore a completo mescolamento che prevede la sola rimozione del substrato carbonioso e di quello azotato

Nel bacino di denitrificazione l'ambiente è mantenuto privo di ossigeno disciolto (condizioni anossiche) per consentire l'attivazione dei batteri eterotrofi denitrificanti: in tali situazioni, venendo a mancare l'apporto esterno di ossigeno, la biomassa utilizza la capacità ossidativa dei nitrati provenienti dal ricircolo della miscela aerata, consentendo la riduzione di quest'ultimo ad azoto gassoso, che viene ceduto all'ambiente atmosferico. Il processo avviene sfruttando come fonte di carbonio quello contenuto nel liquame grezzo.

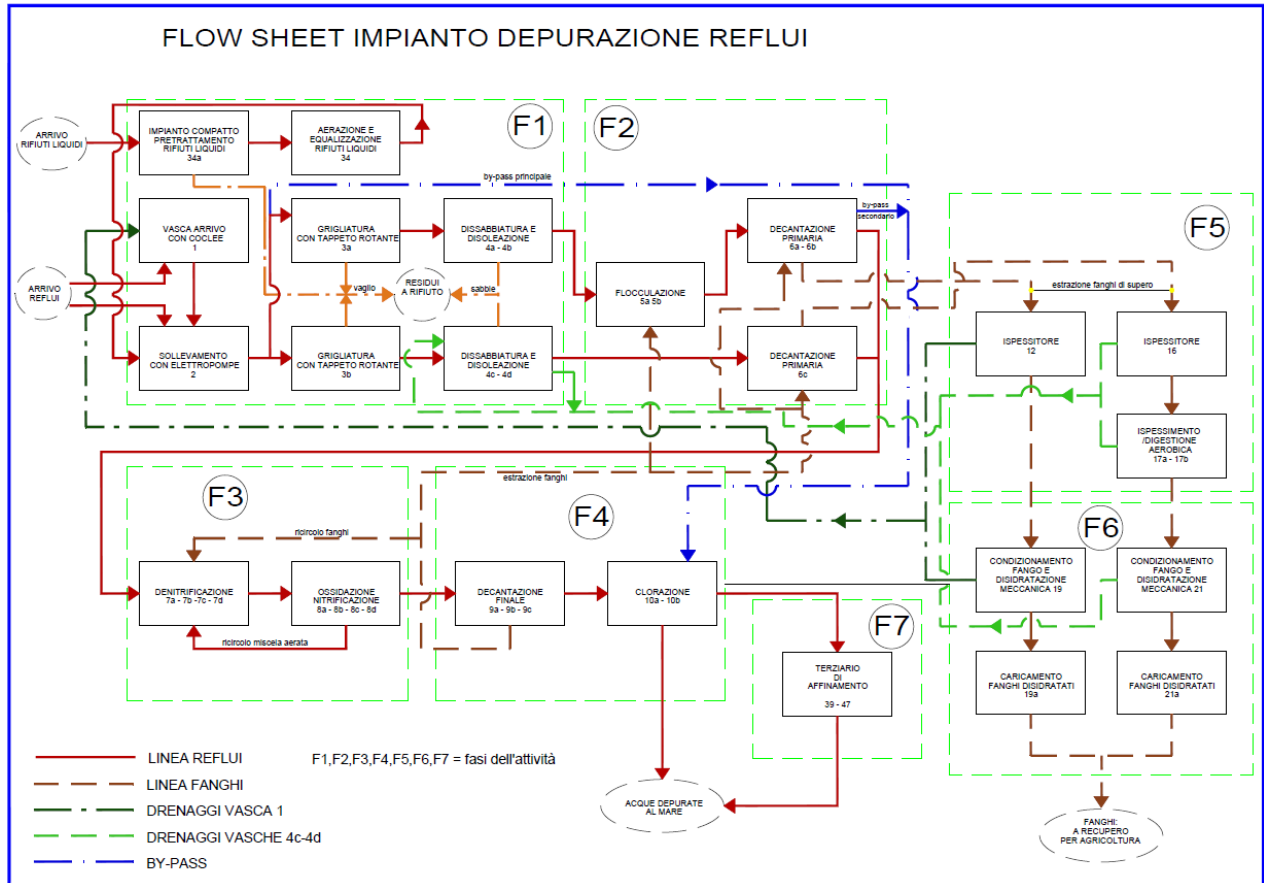
La miscela liquame-fanghi attivi fluisce poi nella successiva zona di nitrificazione, dove l'ambiente è invece mantenuto in condizioni aerobiche per mezzo di diffusori che, oltre a fornire l'ossigeno necessario al processo di ossidazione dell'ammoniaca e della sostanza organica, mantengono la concentrazione di ossigeno disciolto in vasca intorno a 2-2,5 mg/l. Il processo biologico di nitrificazione avviene grazie allo sviluppo di una flora batterica aerobica di tipo autotrofo che opera l'ossidazione dell'azoto ammoniacale (NH_4) ad azoto nitrico ed utilizza come fonte di carbonio la CO_2 contenuta nei liquami.

Le velocità di crescita dei batteri autotrofi sono piuttosto basse e variano al variare della temperatura. Per questo, la nitrificazione si ottiene soltanto quando il tempo di ritenzione dei solidi nel sistema (età del fango) è sufficientemente elevato per permettere lo sviluppo dei batteri nitrificanti. Parallelamente alla nitrificazione, poi, avviene anche l'ossidazione del carbonio organico contenuto nei liquami influenti (BOD_5 e COD) ad opera dei batteri eterotrofi aerobi.

Il processo integrato consente un ottimale sfruttamento del nutrimento organico grazie all'utilizzo per la denitrificazione del carbonio organico presente nei liquami grezzi; inoltre proprio l'abbattimento iniziale del BOD_5 e del COD nella vasca anossica determina una riduzione della richiesta di ossigeno in vasca aerobica, con conseguenti risparmi energetici.

3.2 DESCRIZIONE DELLE SEZIONI E DEL PROCESSO DEPURATIVO

L'impianto si può considerare funzionalmente costituito dalle seguenti Fasi di processo, evidenziate nel flow sheet di seguito riportato.



Flow sheet Impianto di depurazione

- Fase 1: Ricezione e pretrattamenti;
- Fase 2: Sedimentazione primaria;
- Fase 3: Denitrificazione-Ossidazione-Nitrificazione;
- Fase 4: Decantazione finale e clorazione;
- Fase 5: Ispessimento fanghi;
- Fase 6: Condizionamento e disidratazione fanghi
- Fase 7: Terziario di affinamento

Nel seguito viene riportato l'elenco delle diverse sezioni dell'impianto nella configurazione attuale, elenco che trova puntuale dettaglio tecnico-grafico nelle tavole di progetto allegate.

LINEA 1

1. SOLLEVAMENTO INIZIALE CON COCLEE (NON UTILIZZATO)
2. GRIGLIATURA E MISURA DELLA PORTATA
3. DISSABBIATURA – DISOLEAZIONE – PREAREAZIONE
4. FLOCCULAZIONE E CORREZIONE DEL PH

5. DECANTAZIONE PRIMARIA
6. DENITRIFICAZIONE - OSSIDAZIONE - NITRIFICAZIONE
7. DECANTAZIONE FINALE
8. CLORAZIONE
9. RICIRCOLO MISCELA NITRIFICATA
10. RICIRCOLO FANGHI
11. SOLLEVAMENTO FANGHI ALL'ISPESSIMENTO
12. ISPESSIMENTO FANGHI
13. STABILIZZAZIONE CHIMICA FANGHI
14. DISIDRATAZIONE FANGHI

LINEA 2

1. SOLLEVAMENTO INIZIALE CON ELETTROPOMPE
2. GRIGLIATURA E MISURA DELLA PORTATA
3. DISSABBIATURA – DISOLEAZIONE – PREAREAZIONE
4. DECANTAZIONE PRIMARIA
5. DENITRIFICAZIONE - OSSIDAZIONE - NITRIFICAZIONE
6. DECANTAZIONE FINALE
7. CLORAZIONE
8. RICIRCOLO MISCELA NITRIFICATA
9. RICIRCOLO FANGHI
10. SOLLEVAMENTO FANGHI AL PRE-ISPESSIMENTO
11. PREISPESSIMENTO FANGHI
12. DIGESTIONE (UTILIZZATA COME ISPESSIMENTO/STABILIZZAZIONE AEROBICA)
13. ACCUMULO FANGHI E RACCOLTA BIOGAS (NON UTILIZZATO)
14. DISIDRATAZIONE FANGHI
15. TRATTAMENTO TERMICO DEL FANGO (NON UTILIZZATO)

LINEA 3 (Pretrattamento bottini e rifiuti liquidi)

1. GRIGLIATURA CON FILTROCOCCLEA
2. VASCA DI ACCUMULO E AERAZIONE

LINEA 4 (Impianto Affinamento Terziario)

1. STAZIONE DI SOLLEVAMENTO ALLA FILTRAZIONE
2. TORRINO DI CARICO ALLA FILTRAZIONE
3. N. 2 UNITÀ DI FILTRAZIONE

4. VASCA DI DISINFEZIONE FINALE (NON UTILIZZATA)
5. POZZETTO DI CONFLUENZA E BY-PASS
6. IMPIANTO DI SOLLEVAMENTO FINALE
7. VASCA DI RACCOLTA ACQUE DI CONTROLAVAGGIO FILTRI
8. GENERATORE AUTOMATICO BLOCCO DI CLORO (NON UTILIZZATO).

Le vasche del sollevamento iniziale con coclee e del sollevamento iniziale con elettropompe hanno ognuna diverse condotte in ingresso ma, essendo collegate, possono essere usate alternativamente. Attualmente le coclee sono ferme ed è in funzione unicamente il sollevamento iniziale con elettropompe.

Le linee 1 e 2 hanno potenzialità equivalenti e sono interscambiabili fino alla sezione di sedimentazione primaria. La sezione di denitrificazione - ossidazione – nitrificazione è costituita da n. 4 vasche che possono funzionare in maniera indipendente ed essere collegate ad entrambe le linee dei pretrattamenti. I tre sedimentatori finali possono funzionare in maniera indipendente ed essere alimentati da tutte e quattro le vasche di denitrificazione - ossidazione – nitrificazione. Le due sezioni di clorazione potrebbero essere utilizzate alternativamente in caso di necessità, ma attualmente una è fuori servizio. Le sezioni di estrazione e trattamento del fango della Linea 1 e della Linea 2 sono invece separate ed indipendenti.

L'impianto è anche dotato di una sezione terziaria di affinamento della depurazione, che potenzialmente potrebbe rendere disponibile in uscita un'acqua depurata di caratteristiche qualitativamente più elevate ed idonea per l'utilizzo in agricoltura, come acqua grezza industriale o per vivificare le acque dello stagno di S. Giusta, ma che attualmente viene utilizzata unicamente per fornire un'acqua depurata di caratteristiche qualitative migliori rispetto a quella della sezione secondaria prima dello scarico.

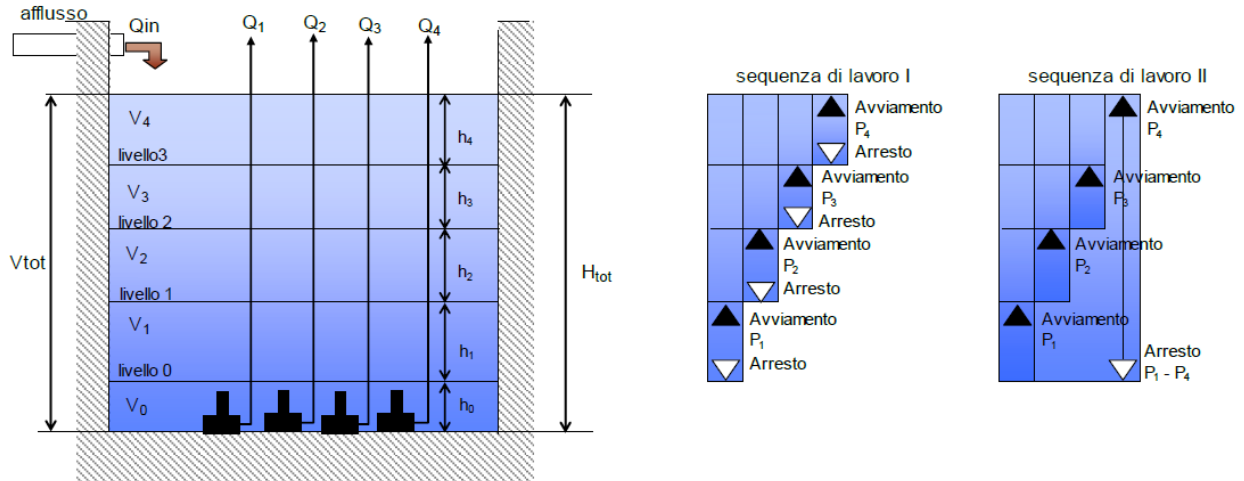
Il punto di scarico dell'Impianto di depurazione è situato nel Canale Portuale Ovest-Est del Porto Industriale di Oristano, tra la "Banchina Martini" e la "Banchina S.S.B.". Il punto di scarico nel Canale Portuale viene raggiunto mediante un canale in cemento armato che ha origine dall'uscita delle vasche di clorazione dell'Impianto di depurazione.

Più in particolare, le principali sezioni dell'impianto di depurazione sono così strutturate:

A) SEZIONE SOLLEVAMENTO INIZIALE (Comune alle Linee 1 e 2 – Vedi Tavv. 3 e 4).

La sezione di sollevamento iniziale attualmente funzionante è costituita da n. 5 elettropompe sommergibili, (4+1 di riserva), aventi ciascuna portata nominale di 620 m³/ora. Tali elettropompe sono in grado di sollevare tutta la portata in arrivo senza l'ausilio delle coclee.

Per poter garantire il funzionamento del sollevamento iniziale e della sezione pretrattamenti in situazione di emergenza in caso di mancanza di alimentazione dalla rete ENEL è installato un gruppo elettrogeno della potenzialità di 150 kVA.



Schema di impianto di sollevamento con elettropompe sommergibili

B) SEZIONE DI GRIGLIATURA (Linea 1 e Linea 2 – Vedi Tav. 5).

Su ciascuno dei due canali di misura e grigliatura è installata una griglia automatica. Sia sulla linea 1 che sulla Linea 2 sono installate due griglie a gradini modello Huber Step Screen SSF-HF. Le griglie compiono una prima operazione di pulizia e vaglio dei reflui in arrivo all'impianto. Entrambe le griglie sono dotate di un sistema di evacuazione del grigliato, che viene scaricato in un cassone posto a piano campagna.

La fase di grigliatura viene realizzata a monte delle altre fasi di trattamento delle acque reflue, al fine di trattenere i materiali grossolani contenuti nel liquame in ingresso che altrimenti potrebbero comportare:

- il danneggiamento dei dispositivi meccanici presenti nelle unità a valle del processo;
- la riduzione dell'efficienza complessiva del processo;
- la contaminazione del corpo idrico recettore.

C) DISSABBIATURA-DISOLEAZIONE (Linea 1 e Linea 2 – Vedi Tav. 6).

La dissabbiatura è un'operazione di sedimentazione frazionata che consente di rimuovere dalle acque le sabbie aventi densità maggiore di $2,5 \div 2,6 \text{ Kg/dm}^3$ e diametro maggiore di $0,15 \div 0,20 \text{ mm}$, senza che ci sia rimozione dei solidi organici sospesi. La rimozione delle sabbie si esegue al fine di prevenire il danneggiamento delle apparecchiature disposte a valle, l'ostruzione delle tubazioni e la formazione di depositi in aree morte.

La sezione di dissabbiatura è costituita da due linee distinte, ciascuna dotata di due vasche in parallelo. In ciascun dissabbiatore a canale un carropono "va e vieni", che sostiene il sistema di sollevamento del tipo air lift, estrae le acque cariche di sabbie dal fondo e le scarica in un canale laterale; da qui vengono convogliate a due classificatori, del tipo a coanda, posizionati a fianco delle vasche di dissabbiatura, per separare la frazione sabbiosa dall'organico e dall'acqua tramite il lavaggio in coanda. Le sabbie così separate vengono sollevate mediante coclea e quindi stoccate in cassoni senza richiedere ulteriori trattamenti.

Recentemente la linea di dissabbiatura 2 è stata sottoposta a revamping. Con il revamping è stato completato il rifacimento della linea diffusori aria e la manutenzione straordinaria dei carriponte.

D) FLOCCULAZIONE (Linea 1 – Vedi Tav. 7).

È costituita da due vasche a sezione quadrata, all'interno delle quali è installato un mixer per la miscelazione dei reagenti chimici. Al momento, queste non vengono utilizzate da un punto di vista processistico in quanto non è richiesto il dosaggio di reagenti chimici. Pertanto all'interno di dette vasche, pur facendo esse parte della linea acque in quanto costantemente attraversate dalle acque da depurare, non è al momento necessario dosare reagenti.

E) SEDIMENTAZIONE PRIMARIA (Linea 1 e Linea 2 – Vedi Tavv. 8 e 9).

L'obiettivo di un trattamento di sedimentazione è quello di rimuovere i solidi facilmente sedimentabili ed il materiale flottante, riducendo la concentrazione di solidi sospesi nel refluo trattato. La sedimentazione primaria viene utilizzata come stadio preliminare a monte di ulteriori trattamenti delle acque reflue. Se dimensionato e gestito correttamente, un comparto di sedimentazione primaria consente di conseguire un'efficienza di rimozione variabile dal 50% al 70% per i solidi sospesi e tra il 25% e il 40% per il BOD.

Il Depuratore consortile è dotato di due linee di sedimentazione primaria: sulla Linea 1 (Sedimentatori 6A e 6B) sono inseriti due sedimentatori primari aventi 22 m di diametro, dotati di ponti raschifango rotanti in acciaio. Perimetralmente, in entrambi i sedimentatori primari, è installato uno sfioratore a profilo Thomson che consente lo sfioro delle acque chiarificate.

Sulla Linea 2 (Sedimentatore 6C) è inserito un terzo sedimentatore avente 33 m di diametro, di potenzialità pari alla somma dei primi due. Anche il terzo sedimentatore, avente tipologia di costruzione uguale agli altri due, è dotato di ponte raschia fango rotante in acciaio. Il sedimentatore della Linea 2 è stato recentemente oggetto di interventi di revamping che hanno riguardato l'installazione di un nuovo carroponete e il ripristino delle parti in calcestruzzo ammalorate.

F) SEZIONE DENITRIFICAZIONE-OSSIDAZIONE-NITRIFICAZIONE (Linea 1 e Linea 2 – Vedi Tav. 10).

L'Impianto di depurazione è dotato di una importante sezione ossidazione biologica a fanghi attivi, dove i liquami subiscono i trattamenti di denitrificazione-ossidazione-nitrificazione. In particolare, si hanno 4 linee, che possono funzionare ciascuna in modo indipendente, frazionate a loro volta tra le zone di denitrificazione (4 vasche aventi capacità di 375 m³ ciascuna) e le zone di ossidazione-nitrificazione (4 vasche aventi capacità di 2.500 m³ ciascuna).

In ciascuna delle quattro vasche di ossidazione-nitrificazione è installato un sistema di ossigenazione a bolle fini alimentato da soffianti ed interamente gestito da un sistema di controllo automatico.

Al fine di monitorare e controllare il processo, ciascuna vasca è dotata della propria strumentazione di campo e in funzione dei parametri letti, un sistema di controllo automatico è stato predisposto per regolare l'afflusso dell'aria ed il numero di soffianti contemporaneamente in marcia. È in corso il potenziamento del sistema di controllo automatico.

G) SEZIONE DI SEDIMENTAZIONE FINALE (Linea 1 e Linea 2 – Vedi Tav. 12).

La chiarificazione finale delle acque avviene in tre bacini di sedimentazione circolari in cemento armato del diametro di 30 m ciascuno. Tutti e tre i bacini hanno caratteristiche costruttive simili a quelle della sedimentazione primaria.

H) CLORAZIONE (Linea 1 e Linea 2 – Vedi Tav. 13).

Le acque reflue, dopo il trattamento, all'uscita dalla sedimentazione secondaria sono inviate alla fase di disinfezione finale che avviene in una vasca a setti, così costruita per aumentare il tempo di contatto col reagente disinfettante. Le vasche sono due per essere usate in modo alternato (attualmente una è in manutenzione). La disinfezione avviene tramite dosaggio di ipoclorito di sodio (al 12-13%), la cui regolazione è comandata da un sistema di dosaggio automatico con controllo del cloro libero in uscita.

I) LINEA FANGHI (Vedi Tavv. 14÷20)

I fanghi biologici prodotti dal processo di trattamento delle acque reflue a causa della putrescibilità e dell'elevato contenuto d'acqua vengono gestiti secondo una specifica linea di trattamento. I fanghi sono caratterizzati da un elevato contenuto di solidi volatili, di natura organica, che possono provocare fenomeni putrefattivi, a seguito delle trasformazioni biologiche di tipo aerobico o anaerobiche che in essi possono instaurarsi. Tale linea di trattamento, garantisce l'abbattimento della componente putrescibile fino al raggiungimento di valori del "Grado di umificazione (DH)" > 60% e una forte riduzione dell'umidità del fango con un valore medio del contenuto di Sostanza Secca in uscita pari o superiore al 16%. A valle del trattamento fanghi si ottiene quindi un fango idoneo all'utilizzo in agricoltura.

I fanghi estratti dai sedimentatori secondari vengono inviati, dopo alcuni passaggi agli ispessitori del fango. Dall'ispessitore della Linea 1 il fango viene inviato direttamente alla disidratazione mediante nastro pressa. Nella Linea 2, oltre ad un preispessitore, sono presenti due digestori, attualmente utilizzati con funzione di accumulo. Anche il fango prelevato dai digestori viene inviato alla disidratazione mediante nastro pressa. La Linea 2 è completata da un impianto di accumulo e raccolta biogas e da un impianto di essiccazione; entrambi questi impianti non vengono al momento utilizzati.

Di seguito si riporta una descrizione maggiormente dettagliata delle principali fasi di trattamento che compongono la Linea fanghi:

1. ISPESSITORE (Linea 1 - Vedi Tav. 14):

Il Depuratore Consortile è dotato di due ispessitori meccanici: Ispessitore 12 e Preispessitore 16. Tali vasche sono dimensionalmente e costruttivamente molto simili e sono dimensionate per un tempo di residenza idraulica di 1,5-2 giorni. Come noto dalla letteratura, il loro scopo è l'aumento del contenuto di Sostanza Secca dei fanghi (quindi la riduzione dell'umidità di questi); tale obiettivo è raggiunto sottoponendo i fanghi ad un'ulteriore fase di decantazione, dove vengono garantite le condizioni di quiete necessarie all'eliminazione di un ulteriore contenuto d'acqua dai fanghi.

I fanghi di supero in uscita dai decantatori primari hanno un contenuto di acqua (U) pari al 99%. Mediante l'ispessimento si riesce ad ottenere un abbattimento del contenuto d'acqua del 2-3% riducendo l'umidità del fango dal 99% al 96%. Tale riduzione di umidità benché ridotta, permette di ottenere importanti benefici, dovuti alla riduzione della portata di fango da avviare alle successive fasi di trattamento. L'acqua eliminata come surnatante nella fase di decantazione, viene poi ricircolata, attraverso un sistema di condotte interne, in testa all'impianto di depurazione.

I fanghi estratti dalle tre vasche di decantazione primaria confluiscono in un pozzetto comune e da qui vengono pompati all'Ispessitore 12 (Vedi Tav. 14). Da tale vasca i fanghi possono essere inviati sia alla fase di condizionamento chimico e disidratazione meccanica mediante la nastropressa ubicata nel fabbricato riportato alla Tav. 18, per poi essere avviati in agricoltura o a smaltimento a seconda dei risultati delle analisi chimiche, sia verso la sezione gemella di condizionamento e disidratazione ubicata nel fabbricato riportato alla Tav. 19.

2. PREISPESSITORE (Linea 2 - Vedi Tav. 15):

Il Preispessitore 16 è, come detto, costruttivamente simile all'ispessitore 12. Questa vasca di ispessimento riceve attualmente solamente i fanghi di supero estratti dalla vasca di decantazione 6C. Dal preispessitore i fanghi ispessiti possono essere pompati ai digestori anaerobici o direttamente alla sezione di condizionamento e disidratazione ubicata nel fabbricato riportato alla Tav. 19.

3. DIGESTORI ANAEROBICI (Linea 2 - Vedi Tav. 16):

Il processo di digestione anaerobica si presta bene alla stabilizzazione dei fanghi organici, per via dell'elevata concentrazione e delle limitate portate dei fanghi stessi. Esso si compie attraverso stadi successivi, ad opera di distinti ceppi batterici con metabolismo specifico; per seguire l'andamento delle trasformazioni anaerobiche, si consideri un processo di digestione condotto in discontinuo, su un campione di fango fresco, mantenuto isolato dall'aria. Le fasi che si verificano in successione sono così sintetizzabili:

- a. fase "idrolitica": in essa si ha la solubilizzazione dei solidi organici in forma sospesa, ad elevato peso molecolare (che non possono essere metabolizzate dai batteri, in quanto incapaci di attraversare la loro membrana cellulare); ciò è svolto a mezzo di batteri facoltativi, naturalmente presenti nelle acque di rifiuto (e quindi nei fanghi), per azione di enzimi extracellulari prodotti dai batteri stessi; nel corso di tale fase, i carboidrati sono trasformati in zuccheri semplici, le proteine in amminoacidi, i grassi in glicerolo e in acidi grassi;
- b. fase di "fermentazione acida": anch'essa si svolge per l'azione di batteri facoltativi e comporta un'ulteriore degradazione delle molecole organiche, con produzione di acidi organici a basso peso molecolare (acidi volatili), quali l'acido l'acetico, il butirrico e il propionico; ciò determina l'abbassamento del pH da valori prossimi a 7 (tipici dei fanghi freschi) a circa 5; altri prodotti di degradazione sono l'ammoniaca, i mercaptani, l'idrogeno solforato, lo scatolo etc., ai quali soprattutto vanno attribuiti i cattivi odori caratteristici delle trasformazioni putrefattive; il gas che si sviluppa in questa fase è prevalentemente costituito da anidride carbonica;
- c. fase "metanigena": gli acidi volatili prodottisi nelle prime fasi della digestione costituiscono il substrato nutritizio per lo sviluppo di batteri, detti "metanigeni", il loro metabolismo comporta la trasformazione degli acidi organici in metano e anidride carbonica, con forte sviluppo di gas (detto più propriamente "biogas").

L'impianto di digestione anaerobica si configura con un processo a due stadi, ovvero due reattori nel quale le fasi precedentemente descritte avvengono in due reattori collegati in serie, il primo (digestore "primario") è riscaldato (a 33-35 °C) e miscelato; in esso quindi risulta intensa l'attività biologica e la produzione di biogas; il secondo (digestore "secondario") è alimentato col fango uscente dal primario, già parzialmente digerito.

La miscelazione del fango è ottenuta mediante un sistema di pompaggio che ricircola il fango del digestore dopo averlo precedentemente riscaldato, mediante uno scambiatore di calore esterno.

Il fango infatti, viene pompato all'esterno del digestore ed avviato ad uno scambiatore di calore costituito da tubi concentrici in cui acqua calda e fango si muovono in controcorrente. L'acqua calda (fino ad 80-100 °C) viene ottenuta dal calore prodotto da dei bruciatori alimentati anche con il biogas prodotto dallo stesso digestore. In uscita dallo scambiatore il fango caldo (35 – 40° C) viene ricircolato all'interno dalla sommità del digestore. Il fango caldo ricircolato, miscelandosi con il fango presente all'interno del digestore consente di mantenere temperature favorevoli al processo di digestione anaerobica.

Nelle condizioni di funzionamento di progetto il fango estratto dai reattori anaerobici doveva

passare prima alla fase di condizionamento chimico e disidratazione meccanica e, successivamente, il fango disidratato doveva essere inviato all'impianto di essiccazione termica, nel quale sfruttando anche il biogas prodotto dai reattori anaerobici si sarebbero alimentati i bruciatori per l'essiccazione. Il fango essiccato in uscita dall'impianto di disidratazione termica, con un elevato tenore di sostanza secca (80-90 %), sarebbe stato successivamente avviato a smaltimento.

I reattori anaerobici, avrebbero quindi svolto la duplice funzione di stabilizzare il fango e produrre biogas necessario alle successive fasi di trattamento. Il biogas prodotto dai reattori dopo una fase di purificazione (deumidificazione, desolfurazione e rimozione dell'anidride carbonica) ed accumulo nel gasometro sarebbe stato ricircolato all'interno del processo, mentre quello in eccesso, bruciato in torcia.

In realtà, il processo così come previsto dal progetto non è mai entrato pienamente in funzione, ed i reattori vengono utilizzati come vasche di accumulo e stabilizzazione aerobica. Le condizioni aerobiche vengono ottenute mantenendo costantemente aperte le botole di ispezione per l'ingresso dell'aria e mantenendo accese le pompe di ricircolo. Il mutuo contatto tra aria e fango favorisce l'ossigenazione del fango e garantisce condizioni aerobiche per la stabilizzazione. Dai reattori, come già detto, i fanghi vengono inviati alla successiva fase di condizionamento chimico e disidratazione meccanica descritta al punto seguente.

4. DISIDRATAZIONE MEDIANTE NASTROPRESSA (*Linea 1 e Linea 2 - Vedi Tavv. 18 e 19*)

Nell'Impianto di Depurazione sono installate due nastropresse adibite alla disidratazione del fango di risulta prodotto dal processo depurativo, che hanno la funzione di renderlo palabile e poterlo così trasferire per il riutilizzo o lo smaltimento. La prima nastro pressa è alloggiata all'interno del fabbricato riportato nella tavola 18, mentre la seconda è alloggiata all'interno del fabbricato descritto nella tavola 19.

La funzione della nastropressa è quella di disidratare il fango facendolo passare tra due teli rotanti pressati da rulli. La nastropressa è sostanzialmente costituita da:

- un telaio con due robuste fiancate laterali collegate fra loro;
- un buratto circolare di miscelazione con il reagente-condizionatore;
- una vasca di accumulo e scarico dell'acqua filtrata;
- due teli coniugati attraverso i quali passa il fango da disidratare;
- una serie di rulli con funzione di drenaggio e pressione del fango e una serie di rulli aventi funzione di centraggio e tiro del telo.

A monte è posto il dissolutore di polielettrolita che è il reagente utilizzato per agglomerare il fango. Il polielettrolita così preparato viene pompato fino alla miscelazione con il fango nel buratto.

I teli accoppiati ruotano continuamente e, per effetto della pressione meccanica esercitata dai rulli, trasmettono al fango confinato una compressione fisica tale da espellere l'acqua presente e trasformare il fango liquido in un pannello continuo compatto e palabile che viene scaricato sul nastro trasportatore e quindi trasferito sul cassone di carico tramite dei nastri trasportatori.

Nel corso del 2018 sono state modificate le linee di mandata dei fanghi da disidratare verso le nastropresse in modo da consentire l'interscambiabilità del sistema di disidratazione dei fanghi e una ottimizzazione dell'uso dei macchinari.

Con la modifica apportata le pompe volumetriche permettono, singolarmente, di inviare il fango a entrambe le nastropresse. Per di più, sono possibili singole regolazioni della lavorazione, in modo da adeguare la quantità di fango da trattare in modo specifico, verso ogni singola nastropressa collegata.

STOCCAGGIO DEI FANGHI DISIDRATATI

I fanghi disidratati vengono convogliati mediante dei nastri trasportatori all'interno di un semirimorchio.

Il semirimorchio viene parcheggiato sotto il nastro trasportatore in modo tale che il riempimento avvenga direttamente per caduta.

Una volta che il semirimorchio ha raggiunto la capienza massima ammissibile di circa 30 tonnellate, il fango viene avviato in agricoltura o depositato temporaneamente in "Messa in riserva". Il rimorchio pieno viene subito sostituito con uno vuoto, per dare continuità alla lavorazione dei fanghi.

Al fine di garantire la compatibilità dei fanghi all'uso agronomico, gli stessi vengono analizzati con cadenza trimestrale e le analisi vengono inviate agli Enti competenti.

5. POSTISPESSITORE-GASOMETRO (*Linea 2 - Vedi Tav. 17*):

Il progetto prevede che la purificazione e lo stoccaggio temporaneo del biogas prodotto durante la digestione avvengono in un gasometro a cui viene avviato il biogas prodotto nei digestori. Come anticipato il progetto prevede che il biogas prodotto dai digestori sia utilizzato per la produzione di energia termica, da sfruttare per il riscaldamento del digestore, mentre l'eventuale surplus di biogas può essere utilizzato per gli "autoconsumi" dell'impianto di depurazione (bruciatori dell'impianto di essiccazione). Pertanto, prima della sua utilizzazione in motori a gas o simili, il biogas è sottoposto a un preventivo trattamento per l'eliminazione dell'acqua, dell'idrogeno solforato (H_2S) (sempre presente come prodotto di riduzione dei composti contenenti zolfo, al fine di evitare la produzione, durante la combustione, di SO_2 ed SO_3 che determinerebbero problemi di aggressività) e dell'anidride carbonica prodotta durante la digestione anaerobica in una misura pari a circa il 30-40% del biogas.

Il progetto prevede infine che il biogas prodotto, nel caso in cui non sia opportuno o possibile il suo utilizzo a scopo energetico, venga combusto in torcia.

La presente sezione non è mai entrata pienamente in funzione nella modalità prevista dal progetto e attualmente non viene utilizzata.

6. IMPIANTO TRATTAMENTO TERMICO FANGHI (*Linea 2 - Vedi Tav. 18*):

Il progetto prevede che i fanghi disidratati in uscita dalla nastropressa con un contenuto di sostanza secca pari a circa 16% vengano avviati mediante un sistema di nastri trasportatori al trattamento termico per l'essiccazione. Il cuore del trattamento è costituito da un essiccatore rotativo a riscaldamento diretto, che consiste in un guscio cilindrico rotante su cuscinetti, posto in posizione orizzontale.

L'alimentazione del materiale umido avviene nell'estremità superiore dell'essiccatore, immediatamente dopo il bruciatore, mediante una coclea, e procede attraverso il tamburo in virtù della rotazione, consegnando il prodotto essiccato all'estremità opposta.

In questa particolare applicazione il flusso dell'aria calda e del fango avviene in equi-corrente.

L'essiccatore è costituito da un cilindro metallico rivestito all'interno di refrattari isolanti, in modo da essere adatto per il funzionamento a temperature elevate. I componenti accessori dell'essiccatore rotativo a riscaldamento diretto comprendono una camera di combustione per il funzionamento ad alte temperature. I gas sono forzati attraverso il cilindro da una combinazione di aspiratore-soffiante, che è adatto per mantenere un controllo preciso della pressione interna anche in caso di caduta di pressione elevata nel sistema.

Il progetto prevede che in caso di mancanza o insufficienza del biogas prodotto dai digestori e pretrattato venga utilizzato metano.

La presente sezione non è mai entrata pienamente in funzione nella modalità prevista dal progetto e attualmente non viene utilizzata.

J) IMPIANTO PRETRATTAMENTO RIFIUTI LIQUIDI (Vedi Tav. 2)

L'impianto di pretrattamento attualmente in esercizio è dotato di una apparecchiatura per il pretrattamento dei rifiuti liquidi addotti mediante autobotte/autospurgo, interamente realizzata in acciaio inox.

Tale apparecchiatura è installata in adiacenza alla esistente vasca di accumulo/egualizzazione dei rifiuti liquidi su un ampio basamento in calcestruzzo dotato di griglie di raccolta. L'autobotte/autospurgo viene collegato mediante un attacco rapido alla macchina ed il funzionamento successivo è automatico, comandato da un quadro elettrico.

Nella vasca di egualizzazione è presente un sistema di aerazione con n° 3 flow jet.

L'area di questo comparto è realizzata su una piattaforma in calcestruzzo dotata di griglie di drenaggio collegate con la vasca di accumulo/egualizzazione, che consentono di recapitare al suo interno eventuali perdite di liquami durante le operazioni di conferimento.

La vasca bottini svolge un ruolo fondamentale al fine della corretta gestione dei rifiuti liquidi conferiti presso il Depuratore Consortile mediante autobotte/autospurgo, in quanto consente il temporaneo stoccaggio ed egualizzazione dei liquami evitando di conseguenza sovraccarichi organici ed alterazioni di funzionamento dell'intera filiera di trattamento.

Per una corretta gestione del trattamento dei rifiuti liquidi conferiti è necessario prevedere l'asportazione dei residui che inevitabilmente, nonostante la presenza di un impianto di pretrattamento, tendono a depositarsi sul fondo della vasca bottini.

Per poter effettuare la pulizia ed evitare l'interruzione del servizio di conferimento di percolati e bottini la vasca è suddivisa da un setto in cemento armato in due sezioni, entrambe equipaggiate con elettropompe. La presenza del setto consente di programmare correttamente le operazioni di pulizia e manutenzione di ciascuna delle due sezioni senza dover interrompere i conferimenti.

Per migliorare e potenziare il servizio di trattamento dei rifiuti liquidi è stata programmata e progettata la realizzazione di un nuovo impianto di trattamento chimico-fisico dei rifiuti liquidi con una potenzialità di 100 m³/giorno. L'impianto chimico-fisico costituisce una sezione di pretrattamento dell'impianto di depurazione oggetto di Verifica ex-post e il suo Progetto è stato anch'esso trasmesso al Servizio Valutazioni Ambientali ai fini della Verifica di assoggettabilità a VIA.

K) TERZIARIO DI AFFINAMENTO (Vedi Tavv. 27÷35)

A valle della clorazione, la linea acque si compone di un impianto di affinamento costituito da: due unità di filtrazione Sernagiotto, mod.: 110NL con una potenzialità nominale di 950 m³/h; due vasche a setti collegate all'impianto di produzione del Biossido di Cloro per la post disinfezione a valle della filtrazione. A corredo dell'impianto di affinamento nel 2002 fu realizzata anche una stazione di pompaggio per inviare le acque trattate al riutilizzo industriale, agricolo o ambientale.

Attualmente è in esercizio una delle due unità di filtrazione che lavora con una potenzialità di 350 m³/h, mentre la seconda è in manutenzione.

Attualmente sono in corso gli interventi per il revamping della seconda unità di filtrazione al fine di riportare l'impianto di affinamento alla massima potenzialità di trattamento.

Di seguito si riporta una descrizione maggiormente dettagliata delle principali fasi di trattamento che compongono la sezione di affinamento terziario:

1. STAZIONE DI SOLLEVAMENTO ALLA FILTRAZIONE (*Vedi Tav. 27*): La stazione di sollevamento iniziale ha il compito di addurre il refluo trattato dall'impianto di depurazione alle unità di filtrazione. È equipaggiata con quattro elettropompe sommergibili asservite ad un quadro elettrico locale che ne determina il modo di funzionamento, consentendo l'avviamento singolo alternato (tramite ciclazione) per ciascuna pompa nel caso di bassa portata in ingresso, mentre determina il funzionamento in parallelo per tutte (o per quelle necessarie) nel caso di portata massima.
2. TORRINO DI CARICO ALLA FILTRAZIONE (*Vedi Tavv. 28 e 29*): Il liquame pompato dalla stazione di sollevamento viene immesso in un manufatto in cemento armato destinato alla ripartizione della portata totale in due tubazioni uguali del diametro di 600 mm, ciascuna di adduzione ad un singolo filtro a sabbia.
3. UNITÀ DI FILTRAZIONE (*Vedi Tavv. 28 e 29*): Il processo di filtrazione è così articolato:
 - Ingresso dell'acqua da filtrare attraverso la tubazione di adduzione e il torrino di carico.
 - Filtrazione dell'acqua di secondo stadio mediante il passaggio attraverso un letto filtrante costituito da sabbia, con abbattimento del contenuto di SST.
 - Scarico del filtrato attraverso una tubazione DN500 in acciaio al successivo trattamento di disinfezione.
 - Controlavaggio periodico del letto filtrante tramite la quantità di acqua accumulata nel filtro stesso al di sopra della camera di filtrazione e scarico dell'acqua di controlavaggio in un apposito bacino di stoccaggio del controlavaggio. Le acque di controlavaggio vengono quindi riciclate in testa all'impianto di depurazione mediante le due elettropompe sommergibili previste in detta vasca.

Su ogni linea effluente dai filtri a sabbia è installato un misuratore di portata, che può essere controllato accedendo all'interno di un apposito pozzetto interrato. Per l'insufflazione dell'aria all'interno dei filtri a sabbia, necessaria per il periodico controlavaggio misto aria-acqua a comando manuale, il sistema di filtrazione è dotato di compressore.
4. VASCA DI DISINFEZIONE FINALE (*Vedi Tav. 30*): Il comparto di disinfezione posto a valle del trattamento di filtrazione si articola su due bacini funzionanti in parallelo, nei quali viene dosato l'agente disinfettante proveniente da una unica stazione di produzione. Il tipo di disinfettante previsto è il biossido di cloro (ClO_2) preparato in un apposito generatore - dosatore automatico. Ciascuna vasca è dotata di un agitatore veloce ad elica installato in un apposito pozzetto in corrispondenza del punto di immissione del ClO_2 . La misurazione del cloro residuo nell'effluente disinfettato è effettuata all'uscita di ciascuna vasca.
5. POZZETTO DI CONFLUENZA E BY-PASS (*Vedi Tav. 31*): A valle dei due comparti di disinfezione è previsto un pozzetto di confluenza delle portate in arrivo. Da detto pozzetto si ha la possibilità di inviare l'acqua depurata all'impianto di sollevamento finale per il riuso industriale/agricolo oppure al canale di scarico a mare.
6. IMPIANTO DI SOLLEVAMENTO FINALE (*Vedi Tav. 32*): L'impianto di sollevamento finale è equipaggiato con quattro elettropompe sommergibili installate in una vasca in cemento armato completamente interrata. Le elettropompe sono asservite ad un quadro elettrico locale che, in relazione alla portata in arrivo, consente l'avviamento singolo alternato (tramite ciclazione) per ciascuna pompa o il funzionamento in parallelo per tutte (o per quelle necessario) nel caso di portata massima.
7. VASCA DI RACCOLTA ACQUE DI CONTROLAVAGGIO FILTRI (*Vedi Tav. 33*): La vasca di accumulo delle acque di controlavaggio è realizzata in cemento armato, è completamente interrata

ed ha una capacità utile di circa 300 mc. È equipaggiata con una coppia di elettropompe funzionanti in parallelo asservite a galleggianti che consentono il rilancio dell'acqua di controlavaggio verso il comparto di dissabbiatura-disoleatura.

8. GENERATORE AUTOMATICO BIOSSIDO DI CLORO (*Vedi Tav. 34*): Il macchinario generatore del biossido di cloro è installato all'interno di un manufatto realizzato interamente in cemento armato e dotato delle aperture necessarie per accesso, ispezione e servizi. Nelle immediate vicinanze sono installati due serbatoi da 10 mc ciascuno per i reagenti che vengono utilizzati dal generatore, sopraelevati da un basamento in cemento armato per facilitare il pescaggio dei reagenti stessi, tramite i meccanismi di aspirazione. Per prevenire lo spandimento dei reagenti sono previsti dei muri verticali di contenimento intorno ai serbatoi.

L'Impianto di affinamento mediante filtrazione è stato dimensionato per trattare una portata media di 1.250 mc/h e una portata di punta di 1.900 mc/h.

Per il dimensionamento dell'impianto sono state considerate in ingresso le seguenti caratteristiche tipiche di un effluente di impianto di depurazione biologico a fanghi attivi (secondario):

- pH compreso tra 6,8 e 7,5;
- contenuto di BOD₅ compreso tra 10 e 30 ppm;
- contenuto di solidi sospesi compreso tra 10 e 30 ppm;
- quantitativo di ossigeno disciolto compreso tra 1 e 2 ppm;
- contenuto di solidi disciolti compreso tra 300 e 500 mg/l;
- contenuto di coliformi totali compreso tra 5.000 e 20.000 MPN/100 ml.

Il Progetto prevede che il trattamento di filtrazione garantisca un abbattimento dei solidi sospesi non inferiore all'80% e un abbattimento di BOD₅ non inferiore al 50%, ed inoltre prevede che con la disinfezione con biossido di cloro si ottenga un abbattimento almeno pari al 90% dei coliformi presenti nell'influenza da filtrare. Pertanto, in base ai rendimenti previsti, le caratteristiche minime dell'acqua affinata saranno:

- pH compreso tra 6,8 e 7,5;
- BOD₅ compreso tra 4 e 10 ppm;
- Solidi sospesi totali compresi tra 1 e 5 ppm;
- Solidi disciolti totali compresi tra 300 e 500 ppm;
- Presenza coliformi totali max 500 MPN/100ml.

Le suddette caratteristiche vengono considerate compatibili con l'utilizzo industriale delle acque depurate.

L) PESA PER GLI AUTOMEZZI (*Vedi Tav. 2*)

La gestione dei rifiuti liquidi e lo smaltimento dei fanghi di depurazione richiedono la pesatura di ciascun carico e la dichiarazione annuale delle quantità esatte dei rifiuti gestiti.

Pertanto, nell'impianto di depurazione è stata installata una pesa a ponte connessa ad un software di gestione delle pesate.

4. PARAMETRI E CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO ATTUALI

Essendo stati ormai allacciati tutti i Comuni e le Frazioni inseriti nello Schema n. 170 del PTA, la condizione di funzionamento dell'impianto è da considerarsi ormai "a regime".

Nel seguito della presente relazione viene riportato il calcolo di verifica della capacità depurativa dell'impianto nelle condizioni di funzionamento "a regime", cioè considerando collegati tutti i Comuni e Frazioni indicati dalla Società Abbanoa nella nota prot. n. AD/FM 75344 del 17/09/2014, al fine di dare evidenza analitica della capacità residua di cui è ora dotato l'impianto.

Il calcolo riportato dimostra come l'impianto, per le portate che ordinariamente pervengono, sia in grado di dare al refluo un livello depurativo entro i limiti di legge anche utilizzando solo una parte delle sezioni depurative presenti. L'Impianto di depurazione, pertanto, presenta una significativa capacità residua di trattamento che consente un adeguato grado di sicurezza di funzionamento.

Il valore medio dei reflui che attualmente vengono depurati, rilevata mediante il misuratore di portata installato all'ingresso dell'Impianto di depurazione, è di circa **21.415 m³** al giorno, come desumibile dalle tabelle sotto esposte che riepilogano i valori rilevati negli anni 2020, 2021 e 2022.

| PORTATE ANNO 2020 | | | |
|--------------------------|-----------------|----------------|-------------------|
| MESE | Unità di misura | Totale mensile | Media giornaliera |
| GENNAIO | MC | 731.902 | 23.610 |
| FEBBRAIO | MC | 584.576 | 20.158 |
| MARZO | MC | 621.504 | 20.049 |
| APRILE | MC | 528.912 | 17.630 |
| MAGGIO | MC | 511.704 | 16.507 |
| GIUGNO | MC | 619.080 | 20.636 |
| LUGLIO | MC | 631.551 | 20.432 |
| AGOSTO | MC | 656.682 | 21.285 |
| SETTEMBRE | MC | 632.731 | 21.091 |
| OTTOBRE | MC | 563.615 | 18.181 |
| NOVEMBRE | MC | 48.4033 | 16.134 |
| DICEMBRE | MC | 1.116.779 | 36.025 |
| TOTALE | MC | 7.683.069 | |
| MEDIA | MC | | 21050 |

| PORTATE ANNO 2021 | | | |
|--------------------------|-----------------|----------------|-------------------|
| MESE | Unità di misura | Totale mensile | Media giornaliera |
| GENNAIO | MC | 1.208.326 | 38.978 |
| FEBBRAIO | MC | 929.279 | 33.189 |
| MARZO | MC | 676.484 | 21.822 |
| APRILE | MC | 656.680 | 21.889 |
| MAGGIO | MC | 563.938 | 18.192 |
| GIUGNO | MC | 513.471 | 17.116 |
| LUGLIO | MC | 543.592 | 17.535 |
| AGOSTO | MC | 530.271 | 17.106 |
| SETTEMBRE | MC | 506.669 | 16.889 |

| | | | |
|----------|----|-----------|--------|
| OTTOBRE | MC | 494.165 | 15.941 |
| NOVEMBRE | MC | 985.313 | 32.844 |
| DICEMBRE | MC | 1.155.730 | 37.282 |
| TOTALE | MC | 8.763.918 | |
| MEDIA | MC | | 24.011 |

| PORTATE ANNO 2022 | | | |
|-------------------|-----------------|----------------|-------------------|
| MESE | Unità di misura | Totale mensile | Media giornaliera |
| GENNAIO | MC | 663.470 | 22.116 |
| FEBBRAIO | MC | 523.014 | 17.434 |
| MARZO | MC | 568.080 | 18.936 |
| APRILE | MC | 595.348 | 19.845 |
| MAGGIO | MC | 581.543 | 19.385 |
| GIUGNO | MC | 461.754 | 15.392 |
| LUGLIO | MC | 457.188 | 15.240 |
| AGOSTO | MC | 541.671 | 18.056 |
| SETTEMBRE | MC | 521.187 | 17.373 |
| OTTOBRE | MC | 526.108 | 17.537 |
| NOVEMBRE | MC | 877.639 | 29.255 |
| DICEMBRE | MC | 701.798 | 23.393 |
| TOTALE | MC | 7.018.800 | |
| MEDIA | MC | | 19.230 |

Il dato delle portate giornaliere è misurato all'interno dell'impianto, quindi sull'intero refluo in arrivo. D'altra parte, ai fini della verifica della capacità depurativa residua dell'impianto di depurazione la distinzione per agglomerato urbano di provenienza non è significativa.

Dai dati giornalieri disponibili è inoltre possibile evincere i dati di punta più elevati rilevati nel triennio, verificatisi tutti in occasione di eventi meteorici intensi, che sono risultati:

| Data | Portata di punta |
|---------------|------------------|
| dicembre 2020 | 60.035 mc/giorno |
| dicembre 2021 | 59.271mc/giorno |
| gennaio 2021 | 58.131 mc/giorno |
| novembre 2022 | 56.675 mc/giorno |

Il valore della portata giornaliera media dei reflui da depurare in arrivo all'ingresso dell'Impianto di depurazione considerato nella Relazione di calcolo allegata alla richiesta di modifica sostanziale dell'autorizzazione allo scarico a seguito dell'allacciamento di tutti i Comuni dello Schema n. 170 del PTA (poi perfezionata con il rilascio della Autorizzazione allo scarico di cui alla Determinazione del Dirigente del Settore Ambiente della Provincia di Oristano n. 5 del 03/01/2017) è pari **21.415 m³/giorno**. Poiché tale valore è pari alla media delle portate medie annue degli anni 2020, 2021, 2022 (anni in cui hanno contribuito alle portate in arrivo all'impianto tutti i Comuni dello Schema n. 170 del PTA), quale valore medio di calcolo viene adottata appunto la portata di **21.415 m³/giorno**.

I principali parametri dei reflui in ingresso all'impianto sono stati determinati con riferimento alle

medie dei valori rilevati analiticamente nel corso degli anni 2020, 2021 e 2022:

| VALORI ANALITICI REFLUO INGRESSO IMPIANTO ANNO 2020 | | | | |
|--|-------|------------------|----------------|-------|
| | COD | BOD ₅ | SOLIDI SOSPESI | AZOTO |
| GENNAIO | 132,5 | 81,5 | 112 | 17,22 |
| FEBBRAIO | 402 | 231 | 77,5 | |
| MARZO | 249 | 155,5 | 121,25 | 19,11 |
| APRILE | 401 | 250 | 215 | |
| MAGGIO | 174,5 | 107 | 153 | 17,11 |
| GIUGNO | 229,5 | 141 | 147 | |
| LUGLIO | 144 | 87 | 48 | 23,11 |
| AGOSTO | 122,5 | 75,5 | 26 | |
| SETTEMBRE | 174 | 108,5 | 40 | 24,11 |
| OTTOBRE | 281 | 165 | 78,5 | |
| NOVEMBRE | 206,5 | 127 | 53,15 | 37,11 |
| DICEMBRE | 135 | 71,5 | 74,75 | |
| VALORE MEDIO | 221 | 133 | 96 | 23,0 |

| VALORI ANALITICI REFLUO INGRESSO IMPIANTO ANNO 2021 | | | | |
|--|-------|------------------|----------------|-------|
| | COD | BOD ₅ | SOLIDI SOSPESI | AZOTO |
| GENNAIO | 160,5 | 98 | 69 | 16,9 |
| FEBBRAIO | 194,5 | 121 | 80 | |
| MARZO | 129,5 | 76,5 | 62,5 | 12,37 |
| APRILE | 153 | 93,5 | 56,5 | |
| MAGGIO | 193,5 | 121 | 91,5 | 17,11 |
| GIUGNO | 191,5 | 116,5 | 93 | |
| LUGLIO | 172 | 107 | 115 | 24,11 |
| AGOSTO | 203 | 126,5 | 83 | |
| SETTEMBRE | 218 | 133,5 | 85,5 | 22,11 |
| OTTOBRE | 223,5 | 139 | 100 | |
| NOVEMBRE | 269 | 168 | 93 | 12,8 |
| DICEMBRE | 181,5 | 110 | 77,5 | |
| VALORE MEDIO | 190,8 | 117,5 | 83,9 | 17,6 |

| VALORI ANALITICI REFLUO INGRESSO IMPIANTO ANNO 2022 | | | | |
|--|-------|------------------|----------------|-------|
| | COD | BOD ₅ | SOLIDI SOSPESI | AZOTO |
| GENNAIO | 170 | 106 | 90 | 15,77 |
| FEBBRAIO | 199,5 | 122,5 | 68 | |
| MARZO | 190 | 101,5 | 91 | 23,11 |
| APRILE | 242,5 | 147 | 84,35 | |
| MAGGIO | 405,5 | 251 | 64 | 33,11 |
| GIUGNO | 269,5 | 123,5 | 166,5 | |

| | | | | |
|--------------|-------|-------|------|-------|
| LUGLIO | 85,5 | 20,5 | 40 | 8,66 |
| AGOSTO | 497 | 122,8 | 27 | |
| SETTEMBRE | 1138 | 206 | 62,5 | 4,36 |
| OTTOBRE | 95,5 | 23,5 | 50 | |
| NOVEMBRE | 97 | 23,4 | 66,5 | 27,76 |
| DICEMBRE | 70,5 | 17,5 | 46,5 | |
| VALORE MEDIO | 288,4 | 105,4 | 71,4 | 18,8 |

Ai fini del calcolo verranno considerati i seguenti valori medi dei parametri riferiti al triennio 2020, 2021 e 2022:

- COD = 233,4 mg/l;
- BOD₅ = 118,63 mg/l;
- SOLIDI SOSPESI = 83,6 mg/l;
- AZOTO TOTALE = 19,8 mg/l.

Nelle pagine seguenti verranno riportate: la verifica di funzionamento delle sezioni principali dell'Impianto per la **portata media giornaliera di 21.415 m³/giorno** e la verifica di funzionamento delle sezioni principali dell'Impianto per la **portata massima giornaliera di 60.035 m³/giorno** riscontrata nel triennio considerato.

5. VERIFICA DELLE CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO CON LA PORTATA MEDIA REGISTRATA NEL PERIODO 2020-2022

Dati per la verifica:

| Parametro | U. M. | Valore |
|---|-------------------|----------------|
| Portata giornaliera | m ³ /g | 21415 |
| Portata oraria | m ³ /h | 892,3 |
| Abitanti risultanti (con dotazione di 285 l/abxg) | n° | 75139,3 |
| Portata BOD ₅ | kg/g | 2543,7 |
| Concentrazione BOD ₅ | mg/l | 118,6 |
| Portata SST | kg/g | 1789,9 |
| Concentrazione SST | mg/l | 83,6 |
| Portata composti dell'azoto | kg/g | 423,5 |
| Concentrazione composti dell'azoto | mg/l | 19,8 |

VERIFICA DELLA SEZIONE SEDIMENTAZIONE PRIMARIA

Sulla *Linea 2* è operativo il sedimentatore primario 6C che presenta le seguenti caratteristiche:

Superficie (S_s): 855 m²

Volume (V_s): 2.310 m³

Poiché è stato completamente sistemato il disallineamento degli sfioratori Thomson e del deflettore circolare, la potenzialità di trattamento è oggi del 100%.

La verifica viene condotta controllando che i valori della velocità ascensionale in condizioni medie (v_{am}) ed in condizioni di punta (v_{ap}) siano inferiori ai valori massimi consentiti:

$$v_{am \max} = 1,5 \text{ m/h}$$

$$v_{ap \max} = 2,5 \text{ m/h}$$

si ha:

$$v_{am} = Q_m / S_s = 893/855 = 1,04 \text{ m/h} < v_{am \max}$$

$$v_{ap} = 1,5Q_m / S_s = 1,5 \cdot 893/855 = 1,57 \text{ m/h} < v_{ap \max}$$

Entrambe le velocità rientrano nei limiti e pertanto la *Linea 2* è in grado di operare correttamente da sola in condizioni di portata media.

Sulla *Linea 1* operano in parallelo i due sedimentatori 6A e 6B che complessivamente presentano le seguenti caratteristiche:

Superficie (S_s): 760 m^2

Volume (V_s): 2.280 m^3

Nei due sedimentatori sono stati installati ponti raschiafanghi e profili Thomson in buone condizioni di manutenzione e pertanto la loro potenzialità di trattamento è pari al 100%.

Pertanto si ha:

$$v_{am} = Q_m / S_s = 893/760,00 = 1,2 \text{ m/h} < v_{am \max}$$

$$v_{ap} = 1,5Q_m / S_s = 1,5 \cdot 893/760,00 = 1,8 \text{ m/h} < v_{ap \max}$$

Entrambe le velocità rientrano nei limiti e pertanto anche la *Linea 1* è in grado di operare correttamente da sola in condizioni di portata media.

Ovviamente se si utilizzassero le due linee in parallelo, come consentito dall'impianto, i valori di velocità si abbasserebbero notevolmente.

VERIFICA DELLA SEZIONE DENITRIFICAZIONE - OSSIDAZIONE - NITRIFICAZIONE

Il comparto è costituito da 4 vasche con funzionamento flessibile, frazionate a loro volta tra la zona di denitrificazione (4 vasche aventi 375 m^3 ciascuna) e la zona di ossidazione-nitrificazione (4 vasche aventi 2.500 m^3 ciascuna).

I sedimentatori primari sono progettati per una efficienza di abbattimento del BOD_5 in ingresso alla sezione biologica di circa il 25%.

Pertanto la portata di BOD_5 in ingresso alla fase biologica risulta: $0,75 \times 2.543,7 = 1.907,8 \text{ kg BOD}_5/\text{g}$, con una concentrazione di $118,6 \text{ mg/l}$.

Considerando in esercizio **tre** (rispetto alle quattro disponibili) **vasche** di denitrificazione da 375 m^3 ciascuna, si hanno disponibili in totale 1.125 m^3 . Considerando che la concentrazione di "biomassa" in vasca c_a è di circa $3,5 \text{ kg SS/m}^3$, si ottiene un totale di solidi sospesi: $3,5 \times 1.125 = 3.937,5 \text{ kg SS}$.

Tenuto conto che durante il periodo critico le temperature dei liquami difficilmente scendono al di sotto dei 17°C , si può considerare una velocità di denitrificazione $V_{den} = 3 \text{ mg NO}_3\text{-N/gr SSVxh}$

Tenuto conto, inoltre, che i solidi sospesi volatili sono pari a circa il 70% dei solidi sospesi totali, si ottiene: $V_{den} = 3 \times 0,7 \times 24 = 50,4 \text{ gr NO}_3\text{-N/kg SSxg}$

Pertanto con il volume di denitrificazione disponibile è possibile denitrificare: $3.937,5 \times 50,4 / 1000 = 198,45 \text{ kg NO}_3\text{-N/g}$.

L'Impianto è progettato per garantire un rendimento nell'abbattimento del BOD₅ superiore al 90% (Fattore di carico organico di progetto $F_c = 0,15 \text{ kg BOD}_5/\text{kg SSxg}$), pertanto il BOD₅ da abbattere è pari a: $1.907,8 \times 0,90 = 1.717,0 \text{ kg BOD}_5/\text{g}$.

Normalmente a questo valore può essere detratto il quantitativo eliminato nella fase di denitrificazione (1 parte di nitrato prodotto corrisponde ad 1 parte di BOD₅ eliminato) pari a: $198,45 \text{ kg BOD}_5/\text{g}$.

Il BOD₅ da nitrificare - ossidare risulta pertanto: $1.707,0 - 198,45 = 1.518,6 \text{ kg BOD}_5/\text{g}$

Considerando che: $c_a = 3,5 \text{ kg SS/m}^3$ e $F_c = 0,15 \text{ kg BOD}_5/\text{kg SSxg}$

Si ottiene la massa di solidi sospesi necessari per degradare il carico organico influente:

$$M_{SS} = 1.518,6 / 0,15 = 10.123,7 \text{ kg SS}$$

ed un volume minimo di nitrificazione-ossigenazione ampiamente coperto dal volume disponibile:

$$V_{nit \text{ min}} = 10.123,7 / 3,5 = 2.892,5 \text{ m}^3 < 7.500 \text{ m}^3 \text{ (volume disponibile delle tre vasche).}$$

RICIRCOLO MISCELA NITRIFICATA

Le elettropompe esistenti in impianto sono in grado di garantire un ricircolo della miscela aerata, pari a 2 volte la portata media in ingresso, con l'utilizzo delle elettropompe di riserva.

CALCOLO DEL FABBISOGNO DI OSSIGENO

Il fabbisogno complessivo di ossigeno nelle vasche è dato dalla somma di quello necessario per soddisfare la frazione carboniosa e quello necessario per la frazione azotata.

Il calcolo della richiesta di ossigeno della frazione carboniosa può essere effettuato con la formula:

$$OC = a' \cdot F_a + b' \cdot M_d$$

Dove:

F_a = "cibo", ovvero BOD₅ abbattuto nel sistema (misurato in kg BOD₅/g);

M_d = massa di microrganismi presente nel sistema (misurata in kg SSV);

a' = coefficiente di ossidazione per sintesi (misurato in Kg O₂/Kg BOD₅ abbattuto);

b' = coefficiente di assorbimento di ossigeno per respirazione endogena (misurato in kg BOD₅/kg SSxg)

Per reflui urbani si ha: $a' = 0,5 \text{ Kg O}_2/\text{Kg BOD}_5$ e $b' = 0,15 \text{ kg BOD}_5/\text{kg SSxg}$

$$O_c = 0,5 \times 1.518,5 + 0,15 \times 2.756,5 \times 0,7 = 1.172,7 \text{ Kg O}_2/\text{g}$$

Il calcolo della richiesta di ossigeno per la nitrificazione, assumendo: pari a 4,6 parti di O₂ l'equivalente di una parte di NH₃-N, del 90% il rendimento di nitrificazione, pari a 15 mg/l l'azoto tollerabile nello scarico in aree sensibili ai sensi dell'allegato 5/1 del Decreto Lgs. n. 152/2006 (e quindi da trattare una quantità di azoto totale pari a $19,8 \text{ mg/l} - 15 \text{ mg/l} = 4,8 \text{ mg/l}$) ed un carico idraulico in ingresso di 892,3 mc/h (portata media oraria in ingresso), risulta:

$$O_N = 0,9 \times 4,6 \times 4,8 \times 892,3 \times 10^{-3} = 17,64 \text{ kg } O_2/h$$

$$O_N = 17,64 \times 24 = 423,29 \text{ kg } O_2/g$$

$$O_T = O_C + O_N = 1.172,7 + 423,29 = 1.596,00 \text{ kg } O_2/g$$

Una volta stimata la quantità di ossigeno che occorre fornire per l'efficiente sviluppo delle reazioni biologiche nelle più gravose condizioni di esercizio, cioè in “*condizioni operative*”, è necessario calcolare la richiesta di ossigeno corrispondente che gli apparati di aerazione devono avere in “*condizioni standard*”; cioè quelle condizioni di prova alle quali vengono riferite le prestazioni delle apparecchiature indicate dai fornitori.

Infatti, le caratteristiche funzionali dei sistemi di aerazione, sono normalmente riferite a “*condizioni standard*”, cioè condizioni di riferimento del mezzo liquido (acqua pulita) entro il quale avviene il trasferimento: di temperatura, di concentrazione di ossigeno, di pressione dell'atmosfera circostante.

Attualmente, le “*condizioni standard*” di riferimento che vengono adottate sono quelle descritte dalla A.S.C.E. (American Society of Civil Engineers) nel manuale *Measurement of Oxygen Transfer in Clean Water*. In particolare, le condizioni di prova sono le seguenti:

- mezzo liquido: acqua pulita;
- temperatura del mezzo liquido (acqua): 20°C;
- temperatura dell'aria: 20°C;
- concentrazione di ossigeno disciolto a inizio prova: 0 mg/l;
- pressione del sito di prova: $P = 1,033 \text{ bar}$.

Le vasche di ossidazione sono dotate di un sistema di insufflazione aria costituito da diffusori a disco 9” a bolle fini tipo XILEM SANITAIRE a membrana micro fustellata (costituiti da corpo diffusore in PVC, membrana in E.P.D.M. tipo Silver 2 con funzione di valvola di ritegno e giunti in PVC).

In particolare, in ciascuna vasca sono installati 756 diffusori, suddivisi in 6 reti con 126 diffusori ciascuna, per un totale nelle 4 vasche di 3024 diffusori.

Il sistema di adduzione è costituito da tubazioni in acciaio inox che consentono di alimentare in maniera indipendente ciascuna vasca a partire dalla batteria delle 4 soffianti che alimenta il sistema di insufflazione.

Stabilito dunque il fabbisogno di ossigeno O_T richiesto nella miscela aerata nelle effettive condizioni di funzionamento dell'impianto, è necessario calcolare la richiesta di ossigeno corrispondente che le apparecchiature di aerazione devono avere in condizioni standard O_T^* .

La relazione tra O_T^* e O_T può essere espressa nel seguente modo:

$$O_T^* = \frac{O_T}{\alpha \cdot F \cdot \frac{(\beta \cdot C_{se} \cdot (P/P_{atm}) - C_L) \cdot 1,024^{(T-20^\circ C)}}{C_{sST}}}$$

Dove:

α = fattore di correzione per le differenti condizioni idrodinamiche in cui il sistema opera (disposizione e profondità degli aeratori, geometria della vasca, effetto di miscelazione, ecc.)

rispetto a quelle standard e delle caratteristiche del liquame da trattare (valore di progetto 0,60);

F = fattore di sporcamento dei diffusori (valore di progetto 0,90);

β = fattore di correzione dipendente dalla concentrazione del contenuto salino o dei solidi disciolti (valore di progetto 0,98);

C_{se} = concentrazione dell'ossigeno a saturazione in acqua pulita in condizioni di temperatura e pressione di esercizio (valore di progetto 10,75 mg/l);

P_i = pressione atmosferica del sito dell'impianto (valore di progetto 1,033 bar);

P_{atm} = pressione atmosferica a livello del mare (1,033 bar);

C_L = concentrazione di ossigeno in vasca in condizioni di esercizio (valore di progetto 2 mg/l);

C_{sST} = concentrazione di ossigeno in condizioni standard (9,2 mg/l).

Pertanto nel caso in esame si ottiene:

$$O_T^* = \frac{1.596,0 \text{ kg O}_2/\text{g}}{0,60 \cdot 0,90 \cdot \frac{(0,98 \cdot 10,75 \cdot (1,033/1,033) - 2)}{9,2} \cdot 1,024^{(20-20)}} = 3.185,83 \text{ kg O}_2/\text{g}$$

La quantità d'aria giornaliera da erogare riferita alle condizioni standard si ottiene, considerando la concentrazione dell'ossigeno nell'aria a 20 °C (C_a) pari a 0,279 Kg/Nmc e un rendimento medio del sistema di insufflazione (η) del 25%, dal seguente rapporto:

$$Q_{ARIAg} = O_T^* / (C_a \cdot \eta) = 3.185,83 / (0,279 \times 0,25) = 45.675,1 \text{ Nmc/g}$$

Valore che corrisponde ad una portata oraria $Q_{ARIAh} = 45.675,1/24 = 1.903,1 \text{ Nmc/h}$

Tenuto conto che l'impianto di insufflazione è dimensionato affinché da ogni diffusore venga distribuita una portata d'aria di 4,57 Nmc/h nelle condizioni di esercizio, i 2.268 (3x756) diffusori presenti nelle tre vasche considerate in esercizio sono in grado di erogare una portata complessiva di:

$$Q_{ARIAh} = 4,57 \times 2.268 = 10.374,76 \text{ Nmc/h} > 1.903,1 \text{ Nmc/h}$$

L'impianto pertanto è abbondantemente in grado di assolvere alla corretta depurazione della portata in ingresso. Tale circostanza è evidenziata dai valori dei diversi parametri analitici rilevati costantemente entro i limiti di legge, valori che, ai sensi del Protocollo di monitoraggio, vengono costantemente comunicati a Provincia, ARPAS e RAS.

VERIFICA DELLA SEZIONE SEDIMENTAZIONE FINALE

Sono operativi n. 3 sedimentatori aventi ciascuno le seguenti caratteristiche:

Superficie (S_s): 707 m²

Volume (V_s): 2.068 m³

In totale la superficie disponibile è pari a $3 \times 707 = 2.121 \text{ m}^2$. La verifica viene condotta in maniera analoga a quella effettuata per la sedimentazione primaria ma considerando minori valori ammissibili per la velocità ascensionale in condizioni medie (v_{am}) ed in condizioni di punta (v_{ap}):

$v_{am \text{ max}} = 1,25 \text{ m/h}$

$v_{ap \text{ max}} = 2,05 \text{ m/h}$

si ha:

$$v_{am} = Q_m / S_s = 892,3/2.121 = 0,42 \text{ m/h} < v_{am \text{ max}}$$

$$V_{ap} = 1,5Q_m / S_s = 1,5 \cdot 892,3 / 2.121 = 0,63 \text{ m/h} < V_{ap \text{ max}}$$

La fase di sedimentazione finale risulta dunque ampiamente sufficiente.

La sezione di sedimentazione finale risulta sufficiente anche considerando due soli sedimentatori in funzione, con il terzo in manutenzione. In tal caso la superficie disponibile è pari a $2 \times 707 = 1.414 \text{ m}^2$. La verifica viene condotta in maniera analoga alla precedente:

$$V_{am} = Q_m / S_s = 892,3 / 1.414 = 0,63 \text{ m/h} < V_{am \text{ max}}$$

$$V_{ap} = 1,5Q_m / S_s = 1,5 \cdot 892,3 / 1.414 = 0,95 \text{ m/h} < V_{ap \text{ max}}$$

RICIRCOLO FANGHI ATTIVI

Le elettropompe esistenti in impianto sono in grado di garantire un ricircolo dei fanghi attivi pari a oltre 2 volte la portata media in ingresso con l'utilizzo delle elettropompe di riserva.

6. VERIFICA DELLE CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO CON LA PORTATA MASSIMA REGISTRATA NEL PERIODO 2020-2022

Le portate massime in Impianto vengono raggiunte in tempo piovoso a causa della presenza, soprattutto nel Comune di Oristano, di reti fognarie miste. In generale si può affermare che la frequenza di accadimento di eventi di portata superiori ai 40.000 mc/giorno è inferiore all'1%.

| Parametro | U. M. | Valore |
|---|-------------------|---------------|
| Portata giornaliera | m ³ /g | 60.035 |
| Portata oraria | m ³ /h | 2.501,46 |
| Abitanti risultanti (con dotazione di 285 l/abxg) (1) | n° | 210.649 |
| Portata BOD ₅ | kg/g | 7.131,2 |
| Concentrazione BOD ₅ | mg/l | 118,6 |
| Portata SST | kg/g | 5.017,9 |
| Concentrazione SST | mg/l | 83,6 |
| Portata composti dell'azoto | kg/g | 1.187,2 |
| Concentrazione composti dell'azoto | mg/l | 19,8 |

(1) Valore fittizio in quanto la maggiore portata è dovuta alle acque meteoriche.

VERIFICA DELLA SEZIONE SEDIMENTAZIONE PRIMARIA

Sulla *Linea 2* è come detto operativo il sedimentatore primario 6C che presenta le seguenti caratteristiche:

Superficie (S_s): 855 m²

Volume (V_s): 2.310 m³

Poiché è stato sistemato il disallineamento degli sfioratori Thomson e del deflettore circolare, la potenzialità di trattamento è pari al 100%.

Sulla *Linea 1* operano in parallelo i due sedimentatori 6A e 6B che complessivamente presentano le seguenti caratteristiche:

Superficie (S_s): 760 m²

Volume (V_s): 2.280 m³

Nei due sedimentatori sono installati ponti raschiafanghi e profili Thomson in buone condizioni di manutenzione e pertanto la loro potenzialità di trattamento è pari al 100%.

Di norma in condizioni di portata di tempo piovoso vengono utilizzate entrambe le linee di sedimentazione e conseguentemente i sedimentatori verranno ad operare con portate pari alla metà di quella di punta in arrivo all'impianto.

La verifica viene condotta controllando che i valori della velocità ascensionale in condizioni di punta (v_{ap}) siano inferiori al valore massimo consigliato:

$$v_{ap \max} = 2,5 \text{ m/h}$$

Pertanto si ha:

Linea 2

$$v_{ap1} = (Q_p/2) / S_{s1} = (2.501,46/2) / 855 = 1,46 \text{ m/h} < v_{ap \max}$$

Linea 1

$$v_{ap2} = (Q_p/2) / S_{s2} = (2.501,46/2)/760,00 = 1,65 \text{ m/h} < v_{ap \max}$$

Le velocità sono dunque ampiamente inferiori al valore ammissibile.

VERIFICA DELLA SEZIONE DENITRIFICAZIONE - OSSIDAZIONE - NITRIFICAZIONE

Il sedimentatore primario è progettato per una efficienza di abbattimento del BOD₅ in ingresso alla sezione biologica di circa il 25%.

Pertanto la portata di BOD₅ in ingresso alla fase biologica risulta: $0,75 \times 7131,2 = 5348,4 \text{ kg BOD}_5/\text{g}$, con una concentrazione di 118,6 mg/l.

In queste condizioni di punta si effettua la verifica considerando in esercizio tutte e quattro le vasche di denitrificazione da 375 m³ ciascuna. Si hanno disponibili in totale 1.500 m³. Considerando che la concentrazione in vasca c_a è di circa 3,5 kg SS/m³, ottengo un totale di solidi sospesi: $3,5 \times 1.500 = 5.250 \text{ kg SS}$

Tenuto conto che anche durante il periodo invernale le temperature dei liquami difficilmente scendono al di sotto dei 17 °C, posso considerare una velocità di denitrificazione $V_{den} = 3 \text{ mg NO}_3\text{-N/gr SSVxh}$.

Tenuto conto, inoltre, che i solidi sospesi volatili sono pari a circa il 70% dei solidi sospesi totali, si ottiene: $V_{den} = 3 \times 0,7 \times 24 = 50,4 \text{ gr NO}_3\text{-N/kg SSVxg}$.

Pertanto con il volume di denitrificazione disponibile è possibile denitrificare: $5.250 \times 50,4 / 1000 = 264,6 \text{ kg NO}_3\text{-N/g}$.

L'impianto è progettato per garantire un rendimento nell'abbattimento del BOD₅ superiore al 90% (Fattore di carico organico di progetto $F_c = 0,15 \text{ kg BOD}_5/\text{kg SSVxg}$), pertanto il BOD₅ da abbattere è pari a: $5.348,4 \times 0,90 = 4.813,56 \text{ kg BOD}_5/\text{g}$.

Normalmente a questo valore può essere detratto il quantitativo eliminato nella fase di denitrificazione (1 parte di nitrato prodotto corrisponde ad 1 parte di BOD₅ eliminato) pari a: 264,6 kg BOD₅/g.

Il BOD₅ da nitrificare-ossidare risulta pertanto: $4.813,5 - 264,6 = 4.548,9$ kg BOD₅/g

Considerando che: $c_a = 3,5$ kg SS/m³ e $F_c = 0,15$ kg BOD₅/kg SSxg

Si ottiene la massa di solidi sospesi necessari per degradare il carico organico influente:

$$M_{SS} = 4.548,9/0,15 = 30.326,2 \text{ kg SS}$$

ed un volume minimo di nitrificazione-ossigenazione:

$$V_{nit \text{ min}} = 30.326,2/3.5 = 8.664,6 \text{ m}^3 < 10.000 \text{ m}^3 \text{ (volume disponibile delle quattro vasche).}$$

Pertanto, anche in condizioni critiche, con portate pari a 2.501,46 mc/h, quattro vasche di nitrificazione-ossigenazione sono sufficienti a sopperire alle esigenze di processo. Si rappresenta che l'eccedenza di tale portata rispetto alla portata massima di dimensionamento dell'impianto potrebbe a norma di legge essere scaricata tramite il by-pass generale dell'impianto, anche se tale possibilità non viene utilizzata.

Infatti va sottolineato che una portata di punta pari a 2.501,46 mc/h rappresenta un valore massimo che si è presentato, una tantum, a seguito di condizioni meteorologiche particolarmente intense e rare.

RICIRCOLO MISCELA NITRIFICATA

Le elettropompe esistenti in impianto sono in grado di garantire un ricircolo della miscela aerata, pari a circa 2 volte la portata media in ingresso, con l'utilizzo delle elettropompe di riserva.

CALCOLO DEL FABBISOGNO DI OSSIGENO

Il fabbisogno complessivo di ossigeno nelle vasche è dato dalla somma di quello necessario per soddisfare la frazione carboniosa e quello necessario per la frazione azotata.

Il calcolo della richiesta di ossigeno della frazione carboniosa può essere effettuato con la formula:

$$OC = a' \cdot F_a + b' \cdot M_d$$

Dove:

F_a = "cibo", ovvero BOD₅ abbattuto nel sistema (misurato in kg/g);

M_d = massa di microrganismi presente nel sistema (misurata in kg SSV);

a' = coefficiente di ossidazione per sintesi (misurato in Kg O₂/Kg BOD₅ abbattuto);

b' = coefficiente di assorbimento di ossigeno per respirazione endogena (misurato in kg BOD₅/kg SSxg)

Per reflui urbani si ha: $a' = 0,5$ Kg O₂/Kg BOD₅ e $b' = 0,15$ kg BOD₅/kg SSxg

$$O_C = 0,5 \times 4.548,9 + 0,15 \times 5.250 \times 0,7 = 2.825,7 \text{ Kg O}_2/\text{g}$$

Il calcolo della richiesta di ossigeno per la nitrificazione, assumendo: pari a 4,6 parti di O₂ l'equivalente di una parte di NH₃-N, del 90% il rendimento di nitrificazione, pari a 15 mg/l l'azoto tollerabile nello scarico in aree sensibili ai sensi dell'allegato 5/1 del Decreto Lgs. n. 152/2006 (e quindi da trattare una quantità di azoto totale pari a 19,8 mg/l – 15 mg/l = 4,8 mg/l) ed un carico idraulico in ingresso di 2.501,46 mc/h (portata media oraria in ingresso), risulta:

$$O_N = 0,9 \times 4,6 \times 4,8 \times 2.501,46 \times 10^{-3} = 49,44 \text{ kg O}_2/\text{h}$$

$$O_N = 49,44 \times 24 = 1.186,66 \text{ kg O}_2/\text{g}$$

$$O_T = O_C + O_N = 2.825,7 + 1.186,66 = 4.012,38 \text{ kg } O_2/g$$

Una volta stimata la quantità di ossigeno che occorre fornire per l'efficiente sviluppo delle reazioni biologiche nelle più gravose condizioni di esercizio, cioè in “*condizioni operative*”, è necessario calcolare la richiesta di ossigeno corrispondente che gli apparati di aerazione devono avere in “*condizioni standard*”; cioè quelle condizioni di prova alle quali vengono riferite le prestazioni delle apparecchiature indicate dai fornitori.

Infatti, le caratteristiche funzionali dei sistemi di aerazione, sono normalmente riferite a “*condizioni standard*”, cioè condizioni di riferimento del mezzo liquido (acqua pulita) entro il quale avviene il trasferimento: di temperatura, di concentrazione di ossigeno, di pressione dell'atmosfera circostante.

Attualmente, le “*condizioni standard*” di riferimento che vengono adottate sono quelle descritte dalla A.S.C.E. (American Society of Civil Engineers) nel manuale *Measurement of Oxygen Transfer in Clean Water*. In particolare, le condizioni di prova sono le seguenti:

- mezzo liquido: acqua pulita;
- temperatura del mezzo liquido (acqua): 20°C;
- temperatura dell'aria: 20°C;
- concentrazione di ossigeno disciolto a inizio prova: 0 mg/l;
- pressione del sito di prova: P = 1,033 bar.

Le vasche di ossidazione sono dotate di un sistema di insufflazione aria costituito da diffusori a disco 9” a bolle fini tipo XILEM SANITAIRE a membrana micro fustellata (costituiti da corpo diffusore in PVC, membrana in E.P.D.M. tipo Silver 2 con funzione di valvola di ritegno e giunti in PVC).

In particolare, in ciascuna vasca sono installati 756 diffusori, suddivisi in 6 reti con 126 diffusori ciascuna, per un totale nelle 4 vasche di 3024 diffusori.

Il sistema di adduzione è costituito da tubazioni in acciaio inox che consentono di alimentare in maniera indipendente ciascuna vasca a partire dalla batteria delle 4 soffianti che alimenta il sistema di insufflazione.

Stabilito dunque il fabbisogno di ossigeno O_T richiesto nella miscela aerata nelle effettive condizioni di funzionamento dell'impianto, è necessario calcolare la richiesta di ossigeno corrispondente che le apparecchiature di aerazione devono avere in condizioni standard O_T^* .

La relazione tra O_T^* e O_T può essere espressa nel seguente modo:

$$O_T^* = \frac{O_T}{\alpha \cdot F \cdot \frac{(\beta \cdot C_{se} \cdot (P_i/P_{atm}) - C_L) \cdot 1,024^{(T-20^\circ C)}}{C_{sST}}}$$

Dove:

α = fattore di correzione per le differenti condizioni idrodinamiche in cui il sistema opera (disposizione e profondità degli aeratori, geometria della vasca, effetto di miscelazione, ecc.) rispetto a quelle standard e delle caratteristiche del liquame da trattare (valore di progetto 0,60);

F = fattore di sporcamento dei diffusori (valore di progetto 0,90);

β = fattore di correzione dipendente dalla concentrazione del contenuto salino o dei solidi disciolti (valore di progetto 0,98);

C_{se} = concentrazione dell'ossigeno a saturazione in acqua pulita in condizioni di temperatura e pressione di esercizio (valore di progetto 10,75 mg/l);

P_i = pressione atmosferica del sito dell'impianto (valore di progetto 1,033 bar);

P_{atm} = pressione atmosferica a livello del mare (1,033 bar);

C_L = concentrazione di ossigeno in vasca in condizioni di esercizio (valore di progetto 2 mg/l);

C_{sST} = concentrazione di ossigeno in condizioni standard (9,2 mg/l).

Pertanto nel caso in esame si ottiene:

$$O_T^* = \frac{4.012,38 \text{ kg O}_2/\text{g}}{0,60 \cdot 0,90 \cdot \frac{(0,98 \cdot 10,75 \cdot (1,033/1,033) - 2)}{9,2} \cdot 1,024^{(20-20)}} = 8.009,3 \text{ kg O}_2/\text{g}$$

La quantità d'aria giornaliera da erogare riferita alle condizioni standard si ottiene, considerando la concentrazione dell'ossigeno nell'aria a 20 °C (C_a) pari a 0,279 Kg/Nmc e un rendimento medio del sistema di insufflazione (η) del 25%, dal seguente rapporto:

$$Q_{ARIAg} = O_T^* / (C_a \cdot \eta) = 8009,3 / (0,279 \times 0.25) = 114.828,14 \text{ Nmc/g}$$

Valore che corrisponde ad una portata oraria $Q_{ARIAh} = 114.828,14/24 = 4.784,51 \text{ Nmc/h}$

Tenuto conto che l'impianto di insufflazione è dimensionato affinché da ogni diffusore venga distribuita una portata d'aria di 4,57 Nmc/h nelle condizioni di esercizio, i 3024 diffusori presenti nelle quattro vasche considerate in esercizio sono in grado di erogare una portata complessiva di:

$$Q_{ARIAh} = 4,57 \times 3024 = 13.819,68 \text{ Nmc/h} > 4.784,51 \text{ Nmc/h}$$

L'impianto pertanto è in grado di assolvere alla corretta depurazione della portata di punta in ingresso con un buon margine di sicurezza.

VERIFICA DELLA SEZIONE SEDIMENTAZIONE FINALE

Sono operativi n. 3 sedimentatori aventi ciascuno le seguenti caratteristiche:

Superficie (S_s): 707 m²

Volume (V_s): 2.068 m³

In totale la superficie disponibile è pari a $3 \times 707 \text{ m}^2 = 2.121 \text{ m}^2$. La verifica viene condotta in maniera analoga a quella effettuata per la sedimentazione primaria ma considerando minori valori ammissibili per la velocità ascensionale in condizioni medie (v_{am}) ed in condizioni di punta (v_{ap}):

$v_{am \text{ max}} = 1,25 \text{ m/h}$

$v_{ap \text{ max}} = 2,05 \text{ m/h}$

Nel caso in esame interessa la portata di punta e quindi il secondo valore di riferimento. Considerando la portata di punta oraria riscontrata, pari a 2.501,46 m³/ora, si ha:

$$v_{ap} = Q_p / S_{sT} = 2.501,46/2.121 = 1,17 \text{ m/h} < v_{ap \text{ max}}$$

La fase di sedimentazione finale risulta dunque ampiamente sufficiente.

RICIRCOLO FANGHI ATTIVI

Le elettropompe esistenti in impianto sono in grado di garantire un ricircolo dei fanghi attivi pari a oltre una volta la portata media in ingresso con l'utilizzo delle elettropompe di riserva.

7. VERIFICA DELLE CONDIZIONI DI FUNZIONAMENTO EFFETTUATA NEL PROGETTO DI REVAMPING

Le verifiche riportate in precedenza dimostrano che le principali sezioni dell'Impianto sono in grado di assolvere il compito di depurare correttamente e con ampio margine di sicurezza la portata

media giornaliera prevista in ingresso all'impianto di **21.415 m³/g** e con un certo margine anche la portata di punta di **60.035 m³/g**. Pertanto **l'impianto presenta una notevole capacità residua di depurazione.**

Il suddetto risultato era certamente atteso e confermato anche dai calcoli di verifica del Progetto redatto dalla Società Abbanoa S.p.A. per il revamping dell'Impianto di depurazione. In tale Progetto, infatti, per le verifiche sono state considerate una portata massima di **31.111 m³/g** e considerando i seguenti valori di concentrazione dei parametri più significativi:

| | BOD ₅ | SOLIDI SOSPESI | AZOTO TOTALE |
|------------------------------------|------------------|----------------|--------------|
| Valori adottati progetto revamping | 153,17 mg/l | 229,76 mg/l | 39,52 mg/l |

Si evidenzia che l'analisi della serie storica delle portate giornaliere rilevate in ingresso all'impianto indica che alle portate maggiori di 30.000 m³/g è possibile associare una frequenza di accadimento di appena il 3,6%.

Per completezza, si riporta di seguito una sintesi delle verifiche effettuate nel progetto esecutivo di revamping, sulla base delle quali è stato dimensionato il sistema di aerazione della sezione di ossidazione-nitrificazione, mentre per lo sviluppo completo dei calcoli si rimanda alla Relazione Tecnica di dimensionamento di detto Progetto esecutivo.

La verifica/dimensionamento è stata condotta sulla base dei dati di popolazione e dei relativi fabbisogni idrici riportati nel NPRGA rev. 2006. In particolare, per i dati di popolazione si è fatto riferimento all'allegato 2/B – Volume V – Comuni dell'Oristanese, mentre per i fabbisogni idropotabili all'Allegato 3 – Determinazione delle dotazioni idriche, dei coefficienti di punta e dei volumi dei serbatoi urbani.

Il progetto esecutivo, pur considerando i soli Comuni che all'epoca rappresentavano il bacino di utenza dell'Impianto di depurazione:

- Comune di Oristano con le sue frazioni Donigala Fenughedu, Massama Nuraxinieddu, Sili e Torregrande;
- Comune di Cabras con le sue frazioni Capo Mannu, Is Aruttas, Su Bardoni, Mariermi, San Giovanni di Sinis, San Salvatore, Solanas;
- Comune di Santa Giusta con le sue frazioni Corte Baccas, Cuccuru de Portu;
- Comune di Palmas Arborea con la sua frazione Tiria;

giunge a determinare dei valori di abitanti equivalenti e di portate relevantissimi facendo riferimento all'orizzonte temporale del 2031 previsto dal Piano di Tutela delle Acque, che, a nostro avviso, risultano molto al di sopra dei valori attesi per l'intero Schema 170 per i prossimi anni a venire.

In particolare, l'analisi è stata condotta considerando i due scenari "soli residenti" e "residenti + fluttuanti stagionali" per gli orizzonti temporali riferiti al 2008 ed al 2031. I valori massimi di dimensionamento si raggiungono ovviamente per l'anno 2031 e per lo scenario "residenti + fluttuanti stagionali".

I dati di dimensionamento adottati per il refluo in ingresso all'Impianto sono i seguenti:

- Abitanti equivalenti: 79.423
- Portata giornaliera totale (mc/g): 38.889
- Coefficiente di afflusso in fogna: 0,8
- Portata giornaliera in ingresso (mc/g): 31.111
- Portata giornaliera in ingresso (mc/h): 1.296
- Dotazione media (l/ab·g): 391,71
- Concentrazione media BOD₅ (mg/l): 153,17

- BOD₅ totale (kg/g): 4.765,38
- Concentrazione media SST (mg/l): 229,76
- SST complessivi (Kg/g): 7.148,07
- Concentrazione media azoto (mg/l): 39,52
- Azoto totale (Kg/g): 1.229,47

Con la verifica sono stati ottenuti i seguenti risultati:

- Volume minimo del bacino di ossidazione-nitrificazione: 5.559,61 mc
- Volume del bacino di ossidazione-nitrificazione esistente: 9.750,00 mc
- Richiesta di ossigeno giornaliera in condizioni operative: 9.544,54 Kg/g
- Richiesta di ossigeno oraria in condizioni operative: 397,69 Kg/h
- Portata oraria d'aria richiesta in condizioni operative: 5.701,63 Nmc/h
- Richiesta di ossigeno giornaliera in condizioni standard: 18.984,28 Kg/g
- Richiesta di ossigeno oraria in condizioni standard: 791,01 Kg/h
- Portata oraria d'aria richiesta in condizioni standard: 11.340,67 Nmc/h
- Portata oraria d'aria distribuita/diffusore: 4,57 Nmc/h
- Numero diffusori installati: 3024
- Portata oraria d'aria totale distribuita dai diffusori installati: 13.819,68 Nmc/h
- Volume di denitrificazione necessario: 827,95 mc
- Volume di denitrificazione esistente: 1.125,00 mc

Le verifiche sopra riportate confermano che l'impianto è in grado di trattare con un buon margine la portata giornaliera di **31.111 mc/g**, che risulta notevolmente superiore alla portata media giornaliera attesa (21.415 m³/g) e superiore ad oltre il 95% dei valori di portata misurati in ingresso. Considerando, inoltre, che al precedente punto 6. si è dimostrato che l'impianto di depurazione è in grado di trattare la portata di 60.035 mc/g (massima punta registrata) con l'utilizzo delle quattro vasche di denitrificazione-nitrificazione-ossidazione in esercizio, si può senz'altro affermare che **l'impianto presenta una abbondante capacità residua di depurazione.**

8. COSTO DEL PROGETTO

L'impianto di depurazione è un'opera pubblica interamente realizzata con finanziamenti pubblici.

Poiché l'impianto è stato realizzato a partire dai primi anni '80 ed ha subito vari interventi di ampliamento e ammodernamento tecnologico nel tempo, non è possibile fornire un costo del progetto attuale.

La parte di Impianto realizzata negli anni dal 1979 a 1992 è stata finanziata con investimenti pubblici provenienti dalla "Cassa per il mezzogiorno". L'importo attualizzato rinvenibile nel bilancio del Consorzio è pari a € 3.810.867,60 e tale costo è stato interamente ammortizzato. Il Consorzio ha poi effettuato nel periodo dal 2018 al 2021 ulteriori investimenti, sempre con fondi pubblici, il cui valore ammonta a € 228.115,88.

| Forniture e lavorazioni | Importo (I.e.) |
|-----------------------------|----------------|
| Impianto dal 1979 al 1992 | 3.810.867,60 € |
| Macchinari dal 2018 al 2021 | 228 115,88 € |

Gli ampliamenti effettuati dall'ESAF tra la fine degli anni '90 e l'inizio degli anni 2000 sono stati finanziati con fondi della Regione Sardegna gestiti direttamente da ESAF.

Anche gli interventi di revamping eseguiti tra il 2012 e il 2017 a cura della Società Abbanoa SpA sono stati finanziati con fondi della Regione Sardegna gestiti direttamente da Abbanoa SpA.

Solamente l'intervento di realizzazione dell'Impianto chimico-fisico è previsto con fondi di bilancio del Consorzio appositamente stanziati.

9. DOCUMENTAZIONE FOTOGRAFICA SITO DI INTERVENTO

Il sito in argomento, è un Impianto di depurazione consortile a servizio dell'Agglomerato industriale di Oristano e dei 13 comuni individuati dallo Schema regionale n. 170 del P.T.A..

Come si può evincere dalle fotografie di seguito riportate, l'impianto è posizionato e ben inserito nell'area industriale.



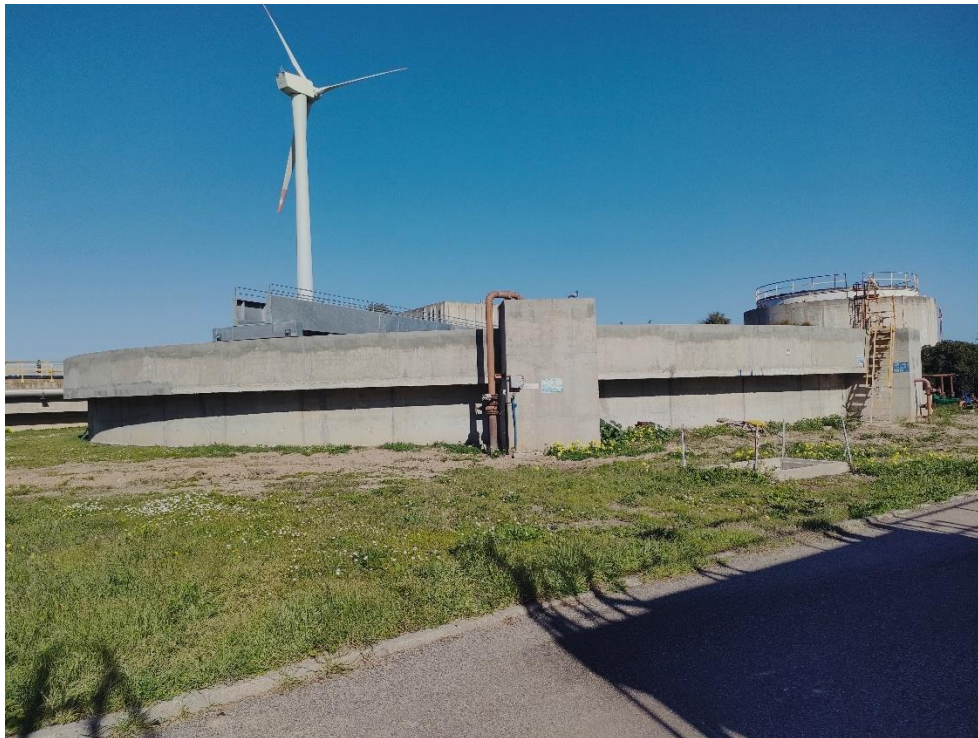
Vista da via Marongiu



Vista da via Carloforte



Misuratore di portata in ingresso e canale di ingresso con grigliatura



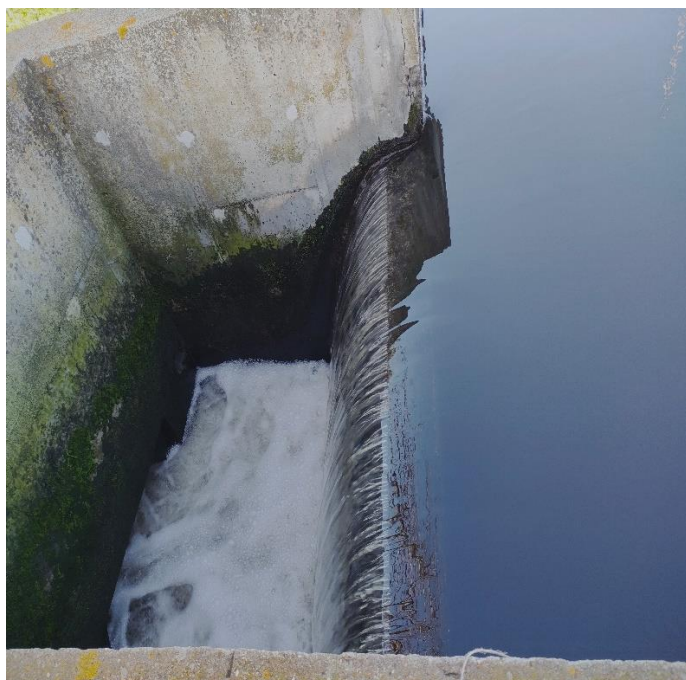
Sedimentatore primario 6C



Vasche di nitrificazione-ossidazione



Sedimentatore secondario B



Scarico finale ed autocampionatore



Vasca di ispessimento fanghi e nastropressa



N. 2 Unità di filtrazione



Casse per lo stoccaggio dei rifiuti solidi



n. 4 Trasformatori

ALLEGATI STUDIO PRELIMINARE AMBIENTALE:

- Allegato A_Planimetria ricostruzione storica impianto di depurazione;
- Allegato B_Flow sheet impianto di depurazione;
- Allegato C_Aree di stoccaggio rifiuti solidi;
- Allegato D_Punti di emissione odorigena;
- Allegato E_Punti di campionamento carica batterica patogena;
- Allegato F_Punto di campionamento;

ALLEGATI PROGETTO:

- Vedi Elenco allegati