

POLITECNICO DI MILANO

Scuola di Ingegneria Civile, Ambientale e Territoriale

Corso di Laurea Magistrale in Ingegneria per l'Ambiente e il Territorio

Anno Accademico 2020/2021



POLITECNICO
MILANO 1863

**Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane
(Cellvation®): potenzialità e impatti sulla depurazione**

Relatore:

Prof.ssa Elena Ficara

Correlatore:

Ing. Michele Platè

Ing. Arianna Catenacci

Davide Vezzoli

Matricola: 920872

ANNO ACCADEMICO 2020/2021

Indice dei contenuti

Sommario	10
Abstract	11
Introduzione	12
1. Stato dell'arte	16
1.1. Biomassa lignocellulosica: caratteristiche chimiche e degradabilità	16
1.1.1. Caratteristiche chimiche	16
1.2. La degradabilità della biomassa lignocellulosica	19
1.2.1. Idrolisi della cellulosa in condizioni aerobiche	20
1.2.2. Idrolisi della cellulosa in condizioni anaerobiche	20
1.2.3. Review dei BMP ottenuti in funzione del contenuto di cellulosa nella biomassa	21
1.3. Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane	24
1.3.1. La cellulosa nelle acque reflue urbane	24
1.4. Il processo di separazione del fango celluloso dalle acque reflue	25
1.4.1. Il funzionamento dei filtri Salsnes	26
1.4.2. I parametri operativi di processo	28
1.4.3. Applicazioni a piena scala	32
1.5. Fango celluloso: caratteristiche e degradabilità	35
1.5.1. Degradabilità anaerobica del fango celluloso recuperato	37
1.5.2. Degradabilità aerobica della cellulosa nelle acque reflue	40
1.6. Valorizzazione del fango celluloso	41
1.6.1. Agente rinforzante nei materiali da costruzione e nell'asfalto	41
1.6.2. Substrato per la produzione di biocombustibili e bioplastiche	42
1.6.3. Bioessiccamento	44
1.6.4. Produzione di VFA e possibile "Bioraffineria"	44
1.7. Impatti del recupero della cellulosa sulla depurazione	46
1.7.1. Impatti in linea acque	46
1.7.2. Impatti in linea fanghi	48
2. Materiali e metodi	49
2.1. L'impianto di depurazione di Truccazzano	49
2.1.1. Linea acque	49
2.1.2. Linea fanghi	50
2.2. Il reattore pilota Cellvation® (Truccazzano)	51

Indice dei contenuti

2.2.1.	Captazione del refluo.....	52
2.2.2.	Dissabbiatore.....	52
2.2.3.	Filtro a tamburo rotante.....	52
2.2.4.	Filtro a nastro rotante Salsnes.....	53
2.2.5.	Pressa a vite.....	54
2.3.	Monitoraggio analitico	57
2.3.1.	Prove di laboratorio.....	57
2.3.2.	Campionamento e bilancio dei solidi	57
2.3.3.	Prove di BOD.....	61
2.3.4.	Prove BMP	62
2.3.5.	Prove respirometriche	64
2.3.6.	Analisi interne a Gruppo CAP	66
2.4.	Impatti sulla filiera depurativa	67
2.4.1.	Impatti sulla linea acque.....	67
2.4.2.	Impatti sulla linea fanghi: ipotesi e procedure di calcolo.....	68
3.	Risultati e discussioni.....	72
3.1.	Fasi della sperimentazione	72
3.2.	Fase 1: avvio del pilota e monitoraggio dei parametri operativi	72
3.2.1.	Dissabbiatore e filtro a tamburo rotante	73
3.2.2.	Filtro Salsnes.....	74
3.2.3.	Pressa a vite.....	74
3.3.	Fase 2: ottimizzazione della campagna analitica.....	75
3.4.	Fase 3: flusso liquido in ingresso e analisi dei solidi.....	76
3.4.1.	Condizioni di flusso.....	76
3.4.2.	SST in ingresso al pilota	77
3.4.3.	Solidi totali nel fango Salsnes e nel surnatante.....	79
3.4.4.	Solidi volatili nei flussi di fango.....	81
3.5.	Fase 3: efficienze di rimozione dei solidi	83
3.5.1.	Filtro a tamburo rotante.....	83
3.5.2.	Filtro Salsnes.....	84
3.5.3.	Pressa a vite.....	87
3.5.4.	Produzione di fango cellulosico	88
3.6.	Altri indicatori (COD, TKN, BOD) e caratteristiche del fango cellulosico.....	90
3.6.1.	COD e TKN	90
3.6.2.	BOD.....	90

Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane (Cellvation®): potenzialità e impatti sulla depurazione

Indice dei contenuti

3.6.3.	Rapporti caratteristici.....	91
3.6.4.	Fango cellulosico.....	92
3.7.	BMP	93
3.8.	Prova respirometrica	99
3.9.	Impatti sulla depurazione.....	101
3.9.1.	Impatti sulla linea acque.....	101
3.9.2.	Impatti sulla linea fanghi	107
	Conclusioni	111
	Appendice.....	113
	Bibliografia.....	116

Indice delle figure

Figura 1.1. Rappresentazione di una catena di cellulosa (a sinistra) e di una fibrilla (a destra) (Béguin e Aubert, 1994).....	17
Figura 1.2. Rappresentazione della struttura chimica dell'emicellulosa (Yang et al., 2019).....	18
Figura 1.3. Rappresentazione schematica dei principali monomeri costituenti la lignina (adattata da Yang et al., 2019).....	18
Figura 1.4. Meccanismo di idrolisi della cellulosa in condizioni aerobiche ad opera degli enzimi cellulasi e LPMO (Cragg et al., 2015).....	20
Figura 1.5. Meccanismo di idrolisi della cellulosa in condizioni anaerobiche mediante il cellulosoma (Cragg et al., 2015).....	21
Figura 1.6. Vista microscopica delle fibre di cellulosa in un fango celluloso olandese (www.cirtec.nl).....	24
Figura 1.7. Schema di funzionamento di un filtro a nastro rotante tipo Salsnes (Boiocchi et al., 2020).....	27
Figura 1.8. Concentrazione di SST in uscita dal filtro Salsnes, in funzione della concentrazione di SST in ingresso al filtro (Franchi e Santoro, 2015).	30
Figura 1.9. Rappresentazione grafica del modello di Behera et al., 2018.....	30
Figura 1.10. SST rimossi in funzione della velocità di rotazione del nastro e del battente idrico (Rusten et al., 2017).....	31
Figura 1.11. Rappresentazione fluidodinamica di un filtro Salsnes operante a basse (sinistra) ed alte (destra) velocità di rotazione, con [SST] in ingresso = 500 mg L ⁻¹ (DeGroot et al., 2015).....	32
Figura 1.12. Curve BMP per tre substrati: fango celluloso disidratato (rosso), fango celluloso umido (verde) e fango celluloso a seguito del dosaggio di cloruro ferrico (nero) (Taboada – Santos et al., 2019).....	39
Figura 1.13. Efficienza di degradazione delle fibre di cellulosa nelle vasche a fanghi attivi in funzione del SRT.	40
Figura 1.14. Conversione della biomassa lignocellulosica per la produzione di biocombustibili (Vu et al., 2020).	43
Figura 1.15. Processo biochimico per la produzione del 1,4 BDO (Yim et al., 2011).	44
Figura 1.16. Valorizzazione del fango celluloso in un possibile contesto di bioraffineria (Crutchik et al. (2018)).	45
Figura 2.1. L'impianto di depurazione di Truccazzano (gruppo CAP).....	49
Figura 2.2. Impianto Cellvation®: configurazione impiantistica installata a Truccazzano.....	51
Figura 2.3. Unità operative dell'impianto pilota Cellvation® installato a Truccazzano.....	56
Figura 2.4. Campionatore portatile Maxx utilizzato per il campionamento del refluo in ingresso al pilota...	58

Indice delle figure

Figura 2.5 Schema concettuale dei flussi nel bilancio dei solidi a cavallo della pressa a vite.....	60
Figura 2.6. Bottiglie Oxitop per la misura del BOD.....	62
Figura 2.7. Strumentazione AMPTS per lo svolgimento delle prove BMP.	64
Figura 2.8. Campione di cellulosa essiccato e macinato.	66
Figura 3.1. Andamento delle concentrazioni di SST [mg/L] a monte e a valle della fase di grigliatura fine. ..	76
Figura 3.2. Boxplot raffiguranti la concentrazione di SST [mg/L] in ingresso al depuratore di Truccazzano nel 2019 (a sinistra) ed al pilota durante la sperimentazione (a destra).	78
Figura 3.3. Boxplot raffigurante gli SSV [mg/L] in ingresso al pilota.	79
Figura 3.4. Tenore di secco [%] del Fango Salsnes e del surnatante: media mobile su tre giorni consecutivi (linea tratteggiata) e misure effettive (rombi).	80
Figura 3.5. Tenore di secco [%] del fango cellulosico: media mobile su tre giorni consecutivi (linea tratteggiata) e misure effettive (rombi).	81
Figura 3.6. Rapporto SV/ST (%) nei flussi di fango: boxplot (a sinistra) e andamento nel tempo (a destra)..	82
Figura 3.7. Efficienza del filtro Salsnes nel tempo e concentrazione di SST [mg/L] in ingresso al filtro.	84
Figura 3.8. Efficienza del filtro Salsnes in funzione degli SST in ingresso e confronto con il modello di Behera et al. (2018).....	86
Figura 3.9. Resa di cattura della pressa a vite.	87
Figura 3.10. Media mobile nel tempo (3 giorni consecutivi) della produzione di fango cellulosico su base secca [kg _{SST} /d] e degli SST in ingresso al filtro [mg/L].	89
Figura 3.11. Fango cellulosico recuperato in data 07/04, dove si apprezza il contenuto legnoso.	94
Figura 3.12. Grafici delle prove BMP sui campioni di fango cellulosico essiccato. Nei grafici i punti indicano i dati sperimentali (a barre la deviazione standard), mentre le linee il modello di Gompertz.	97
Figura 3.13. Grafico dell'OUR (mg/L/h) in corrispondenza del dosaggio di acetato di sodio.	99
Figura 3.14. Grafico dell'OUR (mg/L/h), interpolazione del tratto associato alla respirazione endogena (in arancione) e suo prolungamento a ritroso (in arancione tratteggiato).	101
Figura 3.15. Frazionamento del refluo influente a Truccazzano implementato in Biowin tramite l'Influent Specifier.	102
Figura 3.16. Layout della linea acque dell'impianto di depurazione di Truccazzano implementato in Biowin.	103
Figura 3.17. Impatti sulla linea fanghi in termini di produzioni di biogas e metano tra i due scenari studiati.	109

Indice delle tabelle

Tabella 1. Review delle principali tecnologie di recupero di energia, di nutrienti e di prodotti a partire dalle acque reflue urbane (Kehrein et al., 2020).....	13
Tabella 2. Principali microorganismi coinvolti nel processo di degradazione della cellulosa.....	19
Tabella 3. Contenuto di cellulosa, emicellulosa, lignina e residui in diversi substrati lignocellulosici e BMP ottenibili.....	22
Tabella 4. Applicazioni dei filtri Salsnes a piena scala: parametri operativi ed efficienze di rimozione ottenute.....	32
Tabella 5. Composizione del fango celluloso su base secca (Marcelis e Wessels, 2019; Palmieri et al., 2019; Da Ros et al., 2020).....	36
Tabella 6. Risultati delle prove BMP sul fango celluloso, con analisi della biodegradabilità anaerobica e del tempo trascorso per la misura del 90 % della massima produzione cumulata di metano (Ghasimi et al., 2016).	38
Tabella 7. Sintesi delle efficienze di degradazione di cellulosa e fango celluloso in condizioni aerobiche ed anaerobiche.....	41
Tabella 8. Caratterizzazione mediante prove respirometriche e bilanci di massa del refluo in ingresso ed in uscita da un filtro Salsnes (Gupta et al., 2019).....	47
Tabella 9. Variabili associate al bilancio di massa alla pressa.....	60
Tabella 10. Condizioni operative delle prove BMP svolte sul fango celluloso essiccato.....	64
Tabella 11. Principali parametri operativi impostati nella prova respirometrica.....	65
Tabella 12. Composizione stechiometrica del fango primario e del fango di supero (Metcalf et al., 2014). .	71
Tabella 13. Fasi ed obiettivi della sperimentazione.....	72
Tabella 14. Parametri operativi del pilota Cellvation®.....	73
Tabella 15. Concentrazioni medie e apporto pro capite di SST [mg/L] in ingresso nel 2019 agli impianti di depurazione di Gruppo CAP con agglomerato pari o superiore a 100 000 abitanti.....	77
Tabella 16. Tenore di secco [%] e rapporto SV/ST [%] sui flussi di fango (fase 3).....	82
Tabella 17. Efficienze di rimozione degli SST, del COD e del TKN nel filtro Salsnes e resa di cattura della pressa a vite.....	90
Tabella 18. Risultati delle prove di BOD nel refluo influente e nel Fango Salsnes: calcolo della costante di degradazione $k [d^{-1}]$ e dell'efficienza di rimozione sulla linea acque.....	91

Indice delle tabelle

Tabella 19. Rapporti parametrici caratteristici su Fango Salsnes, fango cellulosico, surnatante e refluo influente.	92
Tabella 20. Caratteristiche in termini di percentuale di cellulosa su base secca del fango cellulosico recuperato.	93
Tabella 21. Stima dei parametri del modello di Gompertz.	98
Tabella 22. Principali caratteristiche dei campioni, BMP e biodegradabilità anaerobica.	98
Tabella 23. Impatti sulla linea acque in caso di trattamento primario con sedimentazione primaria (scenario 1) o con filtrazione primaria (scenari 2.0, 2.1, 2.2). Tra parentesi sono indicate le variazioni percentuali ottenute implementando lo scenario 2 rispetto allo scenario 1 (“baseline”).....	106
Tabella 24. Bilancio di massa alla sedimentazione primaria di Truccazzano.	107
Tabella 25. Principali parametri, BMP e biodegradabilità anaerobica dei flussi di fango: con * sono stati indicati i dati misurati, con ** i dati stimati da letteratura.	108
Tabella 26. Parametri rappresentativi del digestore anaerobico e portate di biogas e di metano ottenibili nei due differenti scenari (sedimentazione primaria e filtrazione primaria).	109

Sommario

Nell'ottica dell'economia circolare le acque reflue urbane costituiscono un'importante fonte di risorse, tra le quali rientra la cellulosa derivante dalla carta igienica. Il recupero della cellulosa (in termini di fango cellulosico disidratato) avviene direttamente a partire dalle acque reflue non trattate, tramite un processo chiamato Cellvation®, che si configura come alternativa alla tradizionale sedimentazione primaria. Nella presente ricerca sono state analizzate le performance di un impianto Cellvation® alla scala pilota, installato dalla società olandese CirTec presso l'impianto di depurazione di Truccazzano (Gruppo CAP). L'impianto è costituito da un dissabbiatore, da un filtro a tamburo rotante (rimozione dei solidi grossolani), da un filtro a nastro rotante tipo Salsnes (rimozione degli SST, con elevata selettività per i solidi cellulosici) e da una pressa a vite.

Durante l'operatività, il reattore pilota ha trattato una portata di refluo compresa tra 60 e 80 m³/h, con una concentrazione media di SST di 199 mg/L, producendo mediamente 7 kg_{SST}/d di fango cellulosico. Il fango è stato recuperato al 45 % di secco e con un rapporto SV/ST dell'80 %. L'efficienza di rimozione degli SST del filtro Salsnes e la resa di cattura della pressa a vite sono risultate inferiori rispetto a quanto riportato in letteratura. Ciò è probabilmente dovuto alla dimensione dei pori del filtro, non adeguata rispetto alla distribuzione granulometrica degli SST in ingresso, e al fatto che non sia stato previsto il dosaggio di polielettrolita.

Il contenuto di cellulosa nel fango cellulosico ha raggiunto il 38 % su base secca, mentre i risultati delle prove BMP (tra 196 e 417 NmL CH₄ g⁻¹ SV) hanno mostrato una degradabilità anaerobica del fango variabile a seconda delle configurazioni impiantistiche.

Gli impatti a piena scala sulla filiera depurativa sono stati studiati confrontando le prestazioni di un filtro Salsnes ottimizzato e della tradizionale sedimentazione primaria. I risultati ottenuti hanno mostrato una riduzione della portata d'aria necessaria al comparto biologico (per la maggior rimozione del COD particolato), una simile capacità denitrificante ed una riduzione della produzione di biogas per la mancata digestione anaerobica del fango primario.

Abstract

Regarding the circular economy, urban wastewater is an important source of exploitable resources, including cellulose from toilet paper. Cellulose recovery (in terms of dewatered cellulosic sludge) occurs directly from untreated wastewater, through a process called Cellvation®, which is an alternative to the primary sedimentation. In this research has been analyzed the performance of a Cellvation plant® at the pilot scale, installed by the Dutch company CirTec at the Truccazzano WWTP (Gruppo CAP).

The system layout consists of a grit removal, a rotating drum screen (removal of coarse solids), a Salsnes rotating belt filter (removal of SST, with high selectivity for cellulosic solids) and a screw press.

During operation, the pilot treated a sewage flow rate between 60 and 80 m³/h, with an average TSS concentration of 199 mg/L, producing an average of 7 kg_{SST}/d of cellulosic sludge. The sludge recovered had a dry solid content of 45 % and an SV/ST ratio of 80%. The Salsnes filter efficiency and the screw press solids capture were lower than reported in other papers, probably due to the size of the filter pores, not adequate compared to the particle size distribution of the incoming SST, and the non-dosing of polyelectrolyte upstream the screw press.

The cellulose content in the cellulosic sludge reached 38 % on a dry basis, while BMP tests results (between 196 and 417 NmL CH₄ g⁻¹ SV) showed a different anaerobic degradation of the sludge according to plant configurations.

The full-scale impacts of the process on the treatment chain have been studied comparing the implementation of an optimized Salsnes filter with the traditional primary sedimentation. The results showed a potential reduction in the air flow required by the biological reactor (thanks to the higher removal of particulate COD), a similar denitrifying capacity and a reduction in the biogas production for the non-anaerobic digestion of the primary sludge.

Introduzione

La limitata disponibilità di materie prime vergini e la necessità di far fronte all'aggravarsi della crisi climatica in corso sono le principali ragioni che rendono necessaria la transizione dal modello economico lineare a quello circolare.

L'economia circolare si sviluppa sul concetto secondo cui i prodotti di scarto non siano da considerare come rifiuti da smaltire, ma come un flusso di materia secondaria da essere reintegrato in ambiente per essere riprocessato e riutilizzato.

In questo contesto le acque reflue urbane sono una fonte importante di risorse recuperabili. Gli impianti di depurazione dovranno pertanto evolvere, nell'immediato futuro, da realtà atte unicamente al disinquinamento ambientale a centri di recupero e valorizzazione delle risorse presenti nei liquami.

In particolare, la valorizzazione dei reflui può essere realizzata considerando tre macroaree (Kehrein et al., 2020): recupero di energia, recupero di nutrienti e recupero di prodotti.

1. Dato l'incremento della domanda globale di energia che avverrà nei prossimi anni, *Il recupero di energia* dagli impianti di depurazione assume rilevanza nella visione del depuratore come realtà in grado, per quanto possibile, di autosostenersi energeticamente.
2. Si stima che circa l'1% delle emissioni antropogeniche derivano dalla produzione di fertilizzanti; il *recupero dei nutrienti* consentirebbe al tempo stesso la riduzione di tali emissioni e la valorizzazione di elementi chimici, in particolare il fosforo, scarsamente presenti in natura. La richiesta di tali composti è infatti destinata a crescere a causa dell'aumento della popolazione globale che avverrà nei prossimi anni. Le tecnologie associate al recupero dei nutrienti sono generalmente caratterizzate dai seguenti step:
 - Accumulo dei nutrienti tramite metodi biologici, chimici o fisici.
 - Rilascio dei nutrienti accumulati attraverso metodi biologici, chimici o termici.
 - Estrazione dei nutrienti e successivo recupero sottoforma di fertilizzanti concentrati.
3. Negli ultimi anni è stato infine implementato il recupero e la *valorizzazione di altri prodotti* (non nutrienti) presenti nelle acque, tra cui: VFA, PHA, EPS, fosfato di ferro e cellulosa.

Si riporta in Tabella 1 una review delle principali tecnologie disponibili inerenti al recupero e alla valorizzazione delle acque reflue nell'ambito dell'economia circolare (Kehrein et al., 2020), suddivise nelle tre macroaree descritte in precedenza.

Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane (Cellvation®): potenzialità e impatti sulla depurazione

Introduzione

Tabella 1. Review delle principali tecnologie di recupero di energia, di nutrienti e di prodotti a partire dalle acque reflue urbane (Kehrein et al., 2020).

RECUPERO DI ENERGIA		
<i>Vettore energetico</i>	<i>Modalità di recupero</i>	<i>Descrizione del processo</i>
Biogas	Digestione anaerobica	Degradazione anaerobica del COD presente nei fanghi per produrre biogas
Syngas	Gassificazione del fango	Processo di conversione termica in ambiente riducente della componente carboniosa del fango, a produrre monossido di carbonio e idrogeno
Calore	Incenerimento	Completa ossidazione del materiale organico presente nel fango. Possibilità di recupero del calore ottenuto come elettricità e delle ceneri come aggregante in materiali da costruzione
Energia elettrica	Sistemi bioelettrochimici	Ossidazione del COD attraverso microorganismi; gli elettroni generati sono utilizzati per la produzione di energia elettrica
Energia termica	Pompe di calore	Sfruttamento del calore contenuto nell'effluente (proveniente da processi industriali o da reazioni metaboliche del comparto biologico)
RECUPERO DI NUTRIENTI		
<i>Nutriente</i>	<i>Modalità di recupero</i>	<i>Descrizione del processo</i>
Fosforo	Incenerimento	Recupero del fosforo presente come fosfato metallico o polifosfato, dalle ceneri dei fanghi inceneriti
Acido umico	Trattamento alcalino	Condizionamento alcalino del surnatante dei fanghi a produrre acido umico, utilizzabile come ammendante nei terreni
Biochar (ammendante)	Pirolisi	Cracking dei composti organici ad alta temperatura ed in assenza di aria, a produrre biochar
Struvite	Cristallizzazione del minerale	La struvite è un minerale (fosfato idrato di ammonio e magnesio, $(NH_4)_2MgPO_4 \cdot 6(H_2O)$) recuperabile tramite precipitazione cristallina in particolari condizioni di concentrazioni (di azoto, fosforo, magnesio) e di parametri operativi (pH, temperatura, turbolenza)

Introduzione

RECUPERO DI PRODOTTI		
<i>Prodotto</i>	<i>Modalità di recupero</i>	<i>Descrizione del processo</i>
VFA	Idrolisi + fermentazione	Il fango primario viene sottoposto ad idrolisi e fermentazione in condizioni controllate di SRT e pH, per inibire lo sviluppo dei batteri metanigeni. Gli acidi grassi volatili sono principalmente: acido acetico, acido propionico, acido lattico, acido butirrico
PHA	Conversione dei VFA	I PHA (poliidrossialcanoati) sono poliesteri biodegradabili utilizzati nella produzione di bioplastiche. La produzione dalle acque reflue segue tre step: <ul style="list-style-type: none">• Fermentazione del COD in un reattore a produrre VFA• Selezione e mantenimento di biomassa specifica in grado di accumulare PHA come fonte di sostentamento in un secondo reattore• Alimentazione della biomassa con VFA in un terzo reattore, per massimizzarne l'accumulo di PHA
EPS	Estrazione dai fanghi	Gli EPS consentono la formazione dei granuli nei processi aerobici a fango granulare (NEREDA). L'estrazione degli EPS è condotta usando carbonato di sodio e ioni di calcio, a formare granuli di gel ionico
Fosfato di ferro	Separazione magnetica	Il fango di depurazione contiene spesso vivianite, un fosfato idrato di ferro prodotto durante la rimozione chimica del fosforo. La vivianite può essere estratta dal fango digerito tramite separazione magnetica
Cellulosa	Filtrazione	Recupero delle fibre di cellulosa dal refluo in ingresso all'impianto tramite processo di multifiltrazione

Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane (Cellvation®): potenzialità e impatti sulla depurazione

Introduzione

Nel 2014 ha inizio in Europa il programma Horizon 2020, che recepisce le politiche europee in termini di ricerca e innovazione ambientale. Un'implementazione del programma Horizon 2020, avente come tematica la valorizzazione delle acque reflue nell'ambito dell'economia circolare, risulta essere il progetto SMART-Plant, acronimo di "Scale-up of low-carbon footprint material recovery techniques in existing wastewater treatment plants".

In particolare, il processo Cellvation®, sviluppato dalla società olandese CirTec B.V, si inserisce in SMART - Plant con l'obiettivo di recuperare e valorizzare la cellulosa presente nelle acque reflue. In SMART-Plant si propone la configurazione impiantistica illustrata in Figura I. Il processo Cellvation® viene implementato anche da Gruppo CAP presso il depuratore di Truccazzano, con una configurazione ridotta rispetto allo schema di processo originario. Si rimanda al successivo capitolo 2 per una descrizione dettagliata della sperimentazione effettuata a Truccazzano.

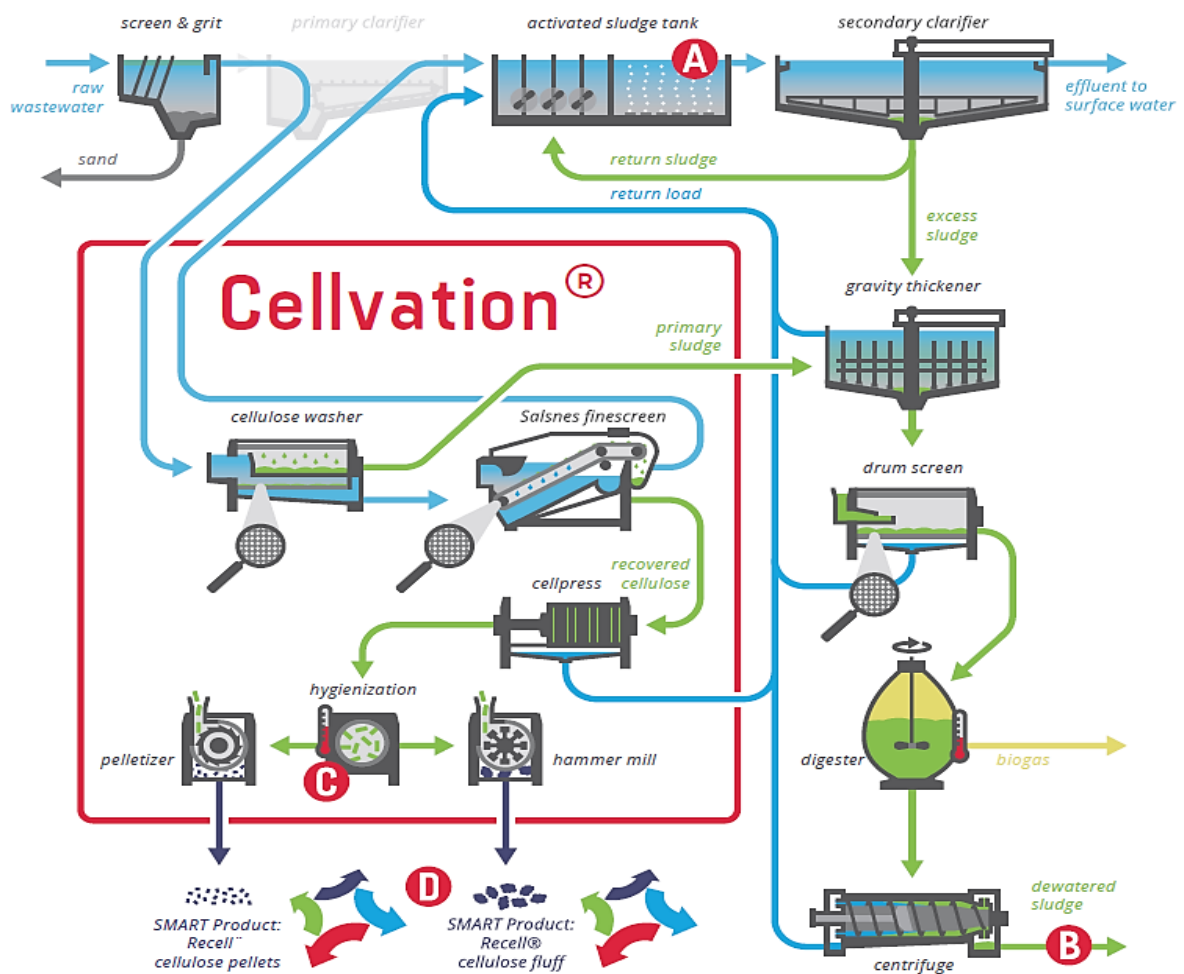


Figura I. Il processo Cellvation®: configurazione impiantistica proposta nel progetto SMART-Plant.

1. Stato dell'arte

1.1. Biomassa lignocellulosica: caratteristiche chimiche e degradabilità

1.1.1. Caratteristiche chimiche

La biomassa lignocellulosica è il materiale grezzo più abbondante in natura, dove è presente principalmente in tre forme: cellulosa, emicellulosa e lignina.

La *cellulosa* rappresenta il costituente prevalente (40 – 60 %) della biomassa lignocellulosica (Houfani et al., 2020). Da un punto di vista chimico si tratta di un omopolimero lineare composto da migliaia di molecole di D-glucosio (con grado di polimerizzazione compreso tra 500 e 15 000), legate attraverso il legame β – 1,4 – glicosidico. La condensazione di due molecole di glucosio contigue (ruotate di 180 gradi l'una rispetto all'altra) forma il disaccaride cellobiosio, che risulta essere l'unità fondamentale ripetuta in ciascuna catena. Le catene di cellulosa sono orientate parallelamente e sono legate attraverso legami ad idrogeno e forze di van der Waals, sia intra- che intermolecolari, a formare le microfibrille, da cui hanno origine le caratteristiche fibre.

Le microfibrille di cellulosa sono costituite da due regioni distinte: la regione cristallina, caratterizzata da legami forti, e la regione amorfa, meno ordinata per via dei più deboli legami chimici (Béguin e Aubert, 1994; Houfani et al., 2020). In particolare, il grado di cristallinità della cellulosa (ossia la percentuale di materiale che si trova allo stato cristallino) dipende dall'origine e dall'eventuale processamento ricevuto. A seconda dell'origine sono infatti diversi i tipi di legami a idrogeno tra le diverse catene cellulosiche. Sono state a tal proposito caratterizzate sette forme cristalline polimorfe della cellulosa, identificate tramite le seguenti sigle: I_{α} , I_{β} , II, III_I, III_{II}, IV_I, IV_{II}: la cellulosa I, ossia la forma nativa, è prodotta da batteri e alghe (cellulosa I_{α}) o dalle piante (cellulosa I_{β}), mentre le restanti forme sono prodotte per via industriale a partire dalla cellulosa I, tramite trattamenti chimici e termici (Wyman et al., 2005).

La cristallinità fornisce alla cellulosa una serie di proprietà caratteristiche, tra le quali un'elevata resistenza alla trazione. Ciò rende le fibre adatte ad essere utilizzate come struttura rinforzante per svariati materiali. Ad esempio, per i materiali plastici, è possibile quantificarne l'incremento della resistenza a seguito dell'aggiunta di cellulosa calcolando il nuovo modulo di Young del materiale (E_c), funzione dei seguenti parametri (Eichhorn et al., 2010):

Capitolo 1: stato dell'arte

- Modulo di Young delle fibre di cellulosa. L'origine e le dimensioni delle fibre ne influenzano le caratteristiche di resistenza, e, di conseguenza, il modulo di Young. Per esempio, il modulo di Young delle fibre di cellulosa naturali (derivanti da canapa e lino) si attesta nel range 40 – 60 GPa, mentre raggiunge valori tra 100 – 140 GPa per le nanofibre.
- Rapporto tra lunghezza e spessore della fibra (*aspect ratio* = L/d).
- Grado di riempimento del materiale con fibre di cellulosa ϕ_v .

Nell'ambito della caratterizzazione delle proprietà chimiche della cellulosa, particolare importanza è assunta dalla presenza dei gruppi ossidrilici, che forniscono alle catene una relativa polarità. Il polimero risulta quindi non solubile in solventi apolari; la non solubilità anche nei solventi polari, come l'acqua, è invece tuttora oggetto di ricerca. Lindman et al. (2010) riportano, tra le possibili cause, la presenza di legami ad idrogeno intermolecolari tra le stesse catene di cellulosa, la cristallinità delle catene (la componente cristallina è più difficile da dissolvere rispetto a quella amorfa) e la proprietà della cellulosa di essere una molecola anfifilica (costituita quindi sia da una componente idrofoba che da una idrofila). Si riporta in Figura 1.1 una schematica rappresentazione di una catena di cellulosa (a sinistra) e di una fibrilla (a destra).

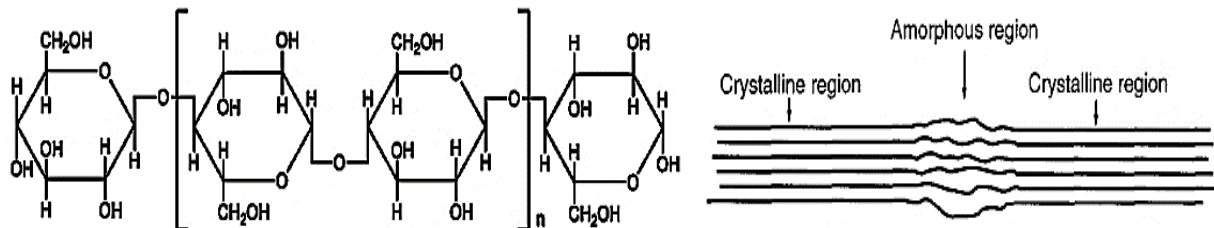


Figura 1.1. Rappresentazione di una catena di cellulosa (a sinistra) e di una fibrilla (a destra) (Béguin e Aubert, 1994).

L'emicellulosa è il secondo polisaccaride più abbondante in natura e rappresenta il 20 – 35 % della biomassa lignocellulosica. A seconda dell'origine dell'emicellulosa si identificano, come costituenti principali, i seguenti polisaccaridi: xilani (nel legno duro) e glucomannani (nelle conifere) (Saha, 2003).

I polisaccaridi che formano le emicellulose, sovente legati tramite legami ad idrogeno, sono composti da zuccheri pentosi (D-xilosio e D-arabinosio) ed esosi (D-mannosio, D-glucosio e D-galattosio). A differenza della cellulosa, l'emicellulosa è caratterizzata da minor peso molecolare, comportamento idrofilo e da una struttura chimica scarsamente cristallina (Houfani et al., 2020). Le emicellulose fungono inoltre da connessione tra le fibre di cellulosa e di lignina, fornendo maggior rigidità al reticolo cellulosa – emicellulosa – lignina (Hendriks et al., 2009). Si riporta in Figura 1.2 una rappresentazione della struttura chimica dell'emicellulosa.

Capitolo 1: stato dell'arte

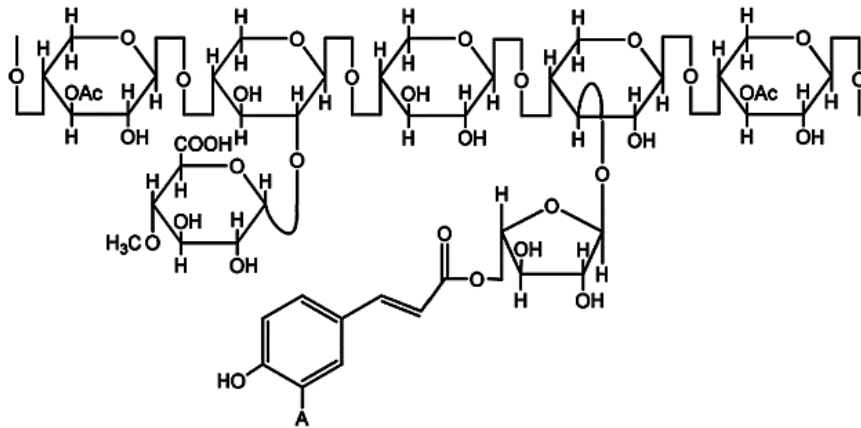


Figura 1.2. Rappresentazione della struttura chimica dell'emicellulosa (Yang et al., 2019).

La *lignina* è una macromolecola polifenolica, amorfa e non solubile in acqua, costituita da tre unità monomeriche fenilpropaniche (alcol p-cumarilico, alcol coniferilico e alcol sinapilico), unite da diversi tipi di legami chimici, che forniscono polarità alle macromolecole di lignina (Yang et al., 2019). A seconda dell'origine della lignina varia, inoltre, la composizione percentuale dei diversi monomeri. Ad esempio, l'alcol coniferilico è il principale componente della lignina derivante dalle conifere, mentre la lignina nelle piante caducifoglie è costituita approssimativamente dalla stessa quantità di alcol coniferilico e sinapilico, con tracce di alcol p-cumarilico (Feofilova et al., 2016). La principale differenza strutturale tra la lignina e la cellulosa o l'emicellulosa è legata alla presenza di anelli aromatici, in luogo delle lunghe catene molecolari (Yang et al., 2019). La principale funzione della lignina è di garantire alle piante una struttura di supporto, di impermeabilità e di resistenza contro gli attacchi microbiologici (Feofilova et al., 2016). Si riporta in Figura 1.3 una schematica rappresentazione chimica dei principali monomeri presenti nelle macromolecole di lignina.

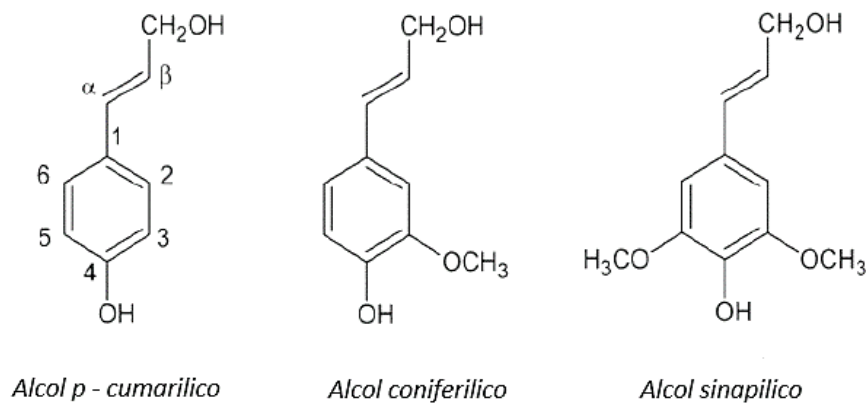


Figura 1.3. Rappresentazione schematica dei principali monomeri costituenti la lignina (adattata da Yang et al., 2019).

Capitolo 1: stato dell'arte

1.2. La degradabilità della biomassa lignocellulosica

Come accennato, la biomassa lignocellulosica è una matrice in genere recalcitrante agli attacchi microbiologici, in quanto la cristallinità e la rigidità della cellulosa, la complessità dello strato di emicellulosa e la funzione protettiva della lignina fungono da naturali barriere all'accesso enzimatico (Cragg et al., 2015).

La degradazione biologica della biomassa lignocellulosica è comunque possibile grazie ad un lento processo di idrolisi enzimatica, attraverso il quale la complessa struttura chimica della cellulosa viene convertita in molecole di glucosio, utilizzabili dai microorganismi (batteri e funghi) come fonte di energia (Béguin et al., 1994). Il processo è caratterizzato da una fase di lag iniziale corrispondente al tempo necessario ai microorganismi per colonizzare le fibre da degradare (Ruiken et al., 2013). L'idrolisi è resa possibile grazie alla secrezione da parte dei microorganismi di una vasta gamma di enzimi, chiamati glicosidasi (GHs), che idrolizzano i legami glicosidici sia della cellulosa (enzimi cellulasi) che dell'emicellulosa (enzimi emicellulasi). Per quanto riguarda la lignina la degradazione è, come si è detto in precedenza, particolarmente difficile, e gli unici enzimi che ne rendono possibile la degradazione sono le ligninasi extracellulari prodotte dai funghi basidiomiceti (Feofilova et al., 2016).

Nei paragrafi successivi si approfondiranno i processi di degradazione della cellulosa (essendo il focus del presente elaborato) sia in condizioni aerobiche che anaerobiche.

In Tabella 2 sono riportati i principali microorganismi coinvolti nel processo degradativo della cellulosa (Béguin et al., 1994; Bhat e Bhat, 1997).

Tabella 2. Principali microorganismi coinvolti nel processo di degradazione della cellulosa.

	Batteri	Funghi
Degradazione Aerobica	<i>Cellulomonas, Pseudomonas (Cellvibrio), Thermomonospora, Microbispora</i>	<i>Trichoderma viride, Trichoderma reesei, Penicillium pinophilum, Sporotrichum pulverulentum, Fusarium solani, Talaromyces emersonii, Trichoderma koningii</i>
Degradazione Anaerobica	<i>Acetivibrio cellulolyticus, Bacteroides cellulosolvens, Bacteroides succinogenes, Ruminococcus albus, Ruminococcus flavefaciens, Clostridium thermocellum</i>	<i>Neocallimastix frontalis, Piromonas communis, Sphaeromonas communis</i>

Capitolo 1: stato dell'arte

1.2.1. Idrolisi della cellulosa in condizioni aerobiche

Come rappresentato in Figura 1.4, il meccanismo di idrolisi in condizioni aerobiche avviene grazie ad un'azione sinergica delle cellulasi e degli enzimi LPMO, che agiscono come segue (Houfani et al., 2020; Pérez et al., 2002):

- Le endoglucanasi (cellulasi) tagliano dall'interno la catena di cellulosa, agendo a livello della struttura amorfa, per ridurre il grado di polimerizzazione.
- Le esoglucanasi (cellulasi) liberano il cellobiosio partendo dall'estremità della catena. Sono tra i pochi enzimi che riescono a degradare la struttura cristallina della cellulosa.
- Le β -glucosidasi (BGL, cellulasi) idrolizzano il cellobiosio, formando due molecole di glucosio.
- Gli enzimi LPMO (monoossigenasi polisaccaridiche litiche) degradano la cellulosa attraverso un attacco ossidativo in corrispondenza degli atomi di carbonio C1 o C4 delle molecole di glucosio, anch'essi a livello della struttura cristallina della catena.

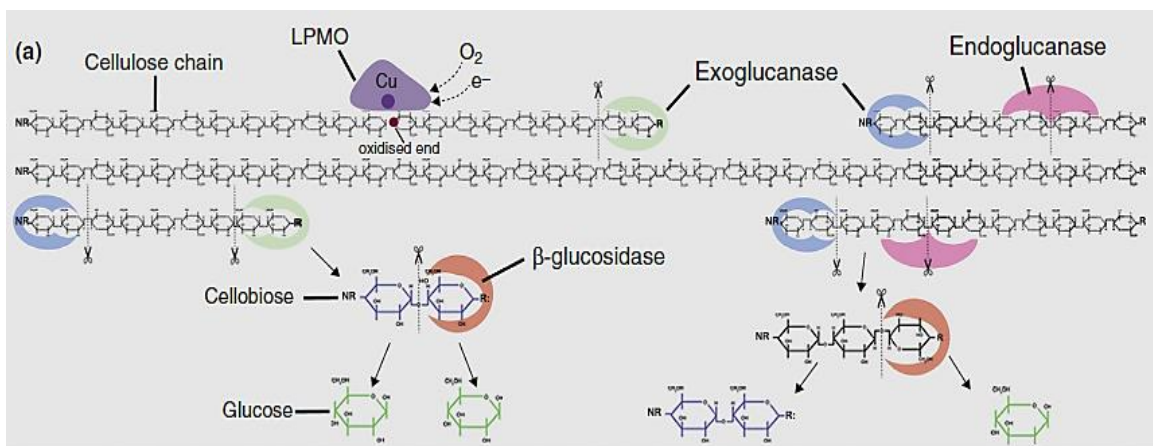


Figura 1.4. Meccanismo di idrolisi della cellulosa in condizioni aerobiche ad opera degli enzimi cellulasi e LPMO (Cragg et al., 2015).

1.2.2. Idrolisi della cellulosa in condizioni anaerobiche

La degradazione anaerobica della cellulosa viene operata da microorganismi cellulolitici anaerobici, che fermentano il glucosio derivato dall'idrolisi della cellulosa a produrre CO_2 ed acetato o etanolo. L'acetato viene ulteriormente convertito a metano e CO_2 grazie ai batteri metanigeni (Béguin et al., 1994). Tra i microorganismi più studiati su questo fronte si menziona il *Clostridium thermocellum*, un batterio termofilo che rende possibile sia l'idrolisi della cellulosa che la fermentazione degli zuccheri ottenuti a produrre etanolo. L'idrolisi è possibile grazie alla formazione di una protuberanza cellulare chiamata cellulossoma, un

Capitolo 1: stato dell'arte

complesso proteico costituito da una serie di enzimi che operano sinergicamente all'idrolisi della cellulosa, grazie ad una connessione proteica (proteina impalcatura o "scaffoldin subunit") che lega le subunità enzimatiche alla parete cellulare della cellula batterica. Proprio la stretta connessione tra la cellula batterica e il substrato da degradare ottimizza il processo degradativo, limitando la diffusione e la perdita dei prodotti dell'idrolisi (Schwarz, 2001). Il meccanismo d'azione del cellulosoma è rappresentato in Figura 1.5.

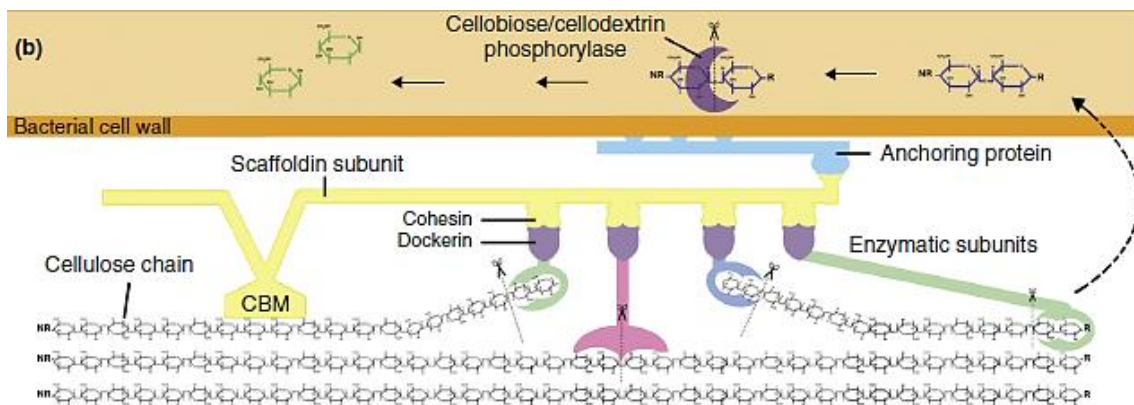


Figura 1.5. Meccanismo di idrolisi della cellulosa in condizioni anaerobiche mediante il cellulosoma (Cragg et al., 2015).

1.2.3. Review dei BMP ottenuti in funzione del contenuto di cellulosa nella biomassa

Lo studio della degradabilità anaerobica sia della cellulosa microcristallina che di biomasse lignocellulosiche, caratterizzate da un contenuto di cellulosa variabile, è stato effettuato in varie ricerche scientifiche mediante prove BMP, sia in condizioni mesofile che termofile. I risultati ottenuti sono stati riportati in Tabella 3.

In particolare, Wang et al. (2014) hanno utilizzato per le prove un substrato costituito da cellulosa microcristallina: dai valori di BMP ottenuti e dal BMP teorico della cellulosa ($C_6H_{10}O_5$)_n, calcolabile dall'equazione di Buswell e pari a 415 L CH₄ kg SV⁻¹, è stata ricavata una degradabilità anaerobica della cellulosa compresa tra l'82 e l'88 %. A partire dal dataset di Tabella 3 (ad eccezione dello studio sulla cellulosa microcristallina), Thomsen et al. (2014) hanno inoltre modellizzato il BMP atteso da una biomassa lignocellulosica ricavando quattro coefficienti di regressione, in funzione del contenuto di cellulosa, emicellulosa, lignina e residui (lipidi, acidi grassi, proteine etc.), ottenendo la seguente relazione (1):

$$\text{BMP [L CH}_4 \text{ kg SV}^{-1}] = 378 x_{\text{cellulosa}} + 354 x_{\text{emicellulosa}} - 194 x_{\text{lignina}} + 313 x_{\text{residui}} \quad (1)$$

I coefficienti di regressione mostrano come il BMP ottenibile dalla biomassa lignocellulosica sia influenzato positivamente dal contenuto di cellulosa, emicellulosa e residui e negativamente dal contenuto di lignina. Ciò è dovuto, come detto, al fatto che la lignina agisce come barriera all'accesso enzimatico, sfavorendone quindi la degradazione della biomassa.

Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane (Cellvation®): potenzialità e impatti sulla depurazione

Capitolo 1: stato dell'arte

Tabella 3. Contenuto di cellulosa, emicellulosa, lignina e residui in diversi substrati lignocellulosici e BMP ottenibili.

Substrato	Cellulosa w/w	Emicellulosa w/w	Lignina w/w	Residui w/w	BMP [L CH₄ kg SV⁻¹]	Referenza
Cellulosa microcristallina	1	0	0	0	340 ± 18	Wang et al. (2014)
					354 ± 13	
					345 ± 15	
					366 ± 5	
Paglia d'orzo	0.468	0.3	0.096	0.136	229	Dinuccio et al. (2010)
Giunco	0.361	0.21	0.15	0.279	165	Wang et al. (2010)
Manioca	0.341	0.17	0.283	0.206	101	Thomsen et al. (2014)
Trifoglio	0.263	0.183	0.142	0.412	269	Oleskowicz-Popiel et al. (2011)
Semi di cacao	0.196	0.186	0.372	0.245	96	Thomsen et al. (2014)
Erba "Szarvasi"	0.379	0.273	0.097	0.252	322	Alaru et al. (2011)
Setaria Italica	0.330	0.316	0.053	0.3	349	
Foglie di canna comune	0.331	0.185	0.245	0.239	228	Monlau et al. (2012)
Gambi di canna comune	0.209	0.177	0.254	0.36	178	
Arachide	0.204	0.06	0.154	0.582	275	Thomsen et al. (2014)
Siepe potata	0.253	0.102	0.139	0.506	200	Triolo et al. (2011)
Fibre di canapa	0.55	0.108	0.072	0.27	326	Alaru et al. (2011)
	0.539	0.106	0.088	0.268	310	
Fieno di Lucerna	0.183	0.121	0.119	0.576	276	Thomsen et al. (2014)
Pannocchia di mais	0.361	0.348	0.18	0.11	339	
Pannocchia di mais	0.298	0.346	0.192	0.164	228	Monlau et al. (2012)
Mais	0.396	0.195	0.079	0.33	363	Thomsen et al. (2014)
	0.224	0.269	0.061	0.446	311	Oslaj et al. (2010)
	0.266	0.287	0.075	0.372	318	
	0.318	0.284	0.071	0.327	288	
Foglie di mais	0.309	0.286	0.204	0.201	257	Monlau et al. (2012)
Gambo di mais	0.384	0.219	0.17	0.227	333	Thomsen et al. (2014)
	0.271	0.212	0.232	0.285	206	Monlau et al. (2012)
	0.301	0.19	0.103	0.406	360	Tong et al. (1990)
Miscanthus	0.42	0.302	0.07	0.209	349	Alaru et al. (2011)
Erba ugandese	0.36	0.187	0.105	0.348	288	Tong et al. (1990)
Olio di palma	0.335	0.23	0.238	0.197	189	Thomsen et al. (2014)

Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane (Cellvation®): potenzialità e impatti sulla depurazione

Capitolo 1: stato dell'arte

Erba ornamentale	0.291	0.26	0.058	0.392	271	Triolo et al. (2011)
Foglie di platano	0.225	0.202	0.183	0.390	207	Thomsen et al. (2014)
Tronchi di platano	0.463	0.138	0.124	0.275	275	
Riso	0.339	0.204	0.113	0.344	327	Monlau et al. (2012)
	0.262	0.188	0.27	0.28	217	
	0.334	0.282	0.074	0.31	360	He et al. (2008)
Segale	0.5	0.182	0.107	0.211	417	Oleskowicz-Popiel et al. (2011)
	0.365	0.24	0.177	0.218	220	Thomsen et al. (2014)
	0.408	0.246	0.193	0.153	297	
Spartina (pianta erbacea)	0.34	0.299	0.097	0.264	358	Triolo et al. (2011)
Sorgo (grano)	0.309	0.232	0.055	0.404	232	Mahmood and Honermeier (2012)
	0.222	0.194	0.214	0.37	250	Monlau et al. (2012)
	0.296	0.199	0.045	0.46	302	Mahmood and Honermeier (2012)
	0.292	0.223	0.045	0.44	282	
	0.183	0.217	0.207	0.393	280	Monlau et al. (2012)
	0.363	0.199	0.053	0.385	320	Mahmood and Honermeier (2012)
	0.334	0.193	0.053	0.42	280	
	0.291	0.261	0.225	0.223	236	Monlau et al. (2012)
	0.201	0.209	0.185	0.405	314	
	0.197	0.2	0.198	0.405	307	
	0.181	0.185	0.213	0.421	289	
0.31	0.156	0.292	0.242	185		
Gambo di girasole	0.312	0.143	0.277	0.268	190	Monlau et al. (2012)
	0.312	0.143	0.3	0.245	183	
	0.274	0.135	0.35	0.241	161	
	0.293	0.164	0.214	0.328	191	
Fieno di Veccia	0.336	0.219	0.185	0.259	236	Thomsen et al. (2014)
	0.364	0.225	0.193	0.218	236	
Foraggio di grano	0.48	0.284	0.064	0.172	290	Triolo et al. (2011)
	0.49	0.34	0.065	0.105	208	Sambusiti et al. (2012)
	0.337	0.186	0.174	0.303	302	Tong et al. (1990)
	0.35	0.182	0.172	0.296	333	
"Wild grass"	0.36	0.229	0.06	0.351	306	Triolo et al. (2011)
"Wild plants"	0.337	0.229	0.101	0.333	214	Triolo et al. (2012)
Legno	0.224	0.12	0.225	0.431	172	
Erba indiana	0.39	0.149	0.273	0.188	291	Tong et al. (1990)
Gambo d'uva	0.235	0.159	0.233	0.373	98	Dinuccio et al. (2010)

Capitolo 1: stato dell'arte

1.3. Il recupero della cellulosa dalle acque reflue urbane

1.3.1. La cellulosa nelle acque reflue urbane

La presenza della biomassa lignocellulosica nelle acque reflue urbane deriva essenzialmente dallo scarico in fognatura della carta igienica, costituita quasi esclusivamente da fibre di cellulosa. Nelle acque reflue olandesi sono state osservate fibre con una lunghezza di circa 1 – 1.2 mm, che si mantiene inalterata lungo il percorso attraverso la fognatura (Ruiken et al., 2013). Le fibre appaiono al microscopio come mostrato in Figura 1.6.



Figura 1.6. Vista microscopica delle fibre di cellulosa in un fango cellulosico olandese (www.cirtec.nl).

Il contributo della cellulosa in ingresso agli impianti di depurazione in termini di solidi sospesi totali (SST) e di domanda chimica di ossigeno (COD) è stato dapprima stimato a partire dal consumo di carta igienica in Europa occidentale, pari a circa 14 kg all'anno per abitante: da cui la considerazione che l'apporto di cellulosa nell'influente del depuratore di Amsterdam costituisca circa il 40 % degli SST e il 25 - 30 % del COD totale (Ruiken et al., 2013). Per quantificare più nel dettaglio il ciclo di vita della cellulosa nell'impianto di depurazione, sono stati successivamente proposti diversi metodi di misura (Gupta et al., 2018), tra cui:

- *Idrolisi acida*. Consiste nella misura del glucosio come indicatore della presenza di cellulosa nel campione di partenza, a seguito di idrolisi con acido (solforico, fosforico, ossalico) ad uno o due stadi. Il metodo risulta complesso a causa della dipendenza da diversi parametri operativi, tra cui la temperatura e l'acido utilizzato.

Capitolo 1: stato dell'arte

- *Idrolisi enzimatica.* Consiste nella rottura del legame 1,4 – β – D - glicosidico grazie all'azione dell'enzima cellulasi. Nonostante i buoni risultati del metodo utilizzando la cellulosa α , la riproducibilità dello stesso non è altrettanto valida se si considerano matrici cellulosiche più complesse, come il fango primario degli impianti di depurazione. Infatti, maggiore è la complessità della matrice, maggiori sono i fattori che influenzano il dato ottenuto, tra cui: l'inaccessibilità, per gli enzimi, delle fibre nella matrice di fango, la dimensione delle fibre, il grado di polimerizzazione, la cristallinità e la presenza nel campione idrolizzato di glucosio non direttamente proveniente dalla cellulosa ma da altri carboidrati.
- *Metodo NREL.* Consiste in un'idrolisi acida a due stadi. Vengono misurati gli zuccheri prodotti dall'idrolisi sia della cellulosa (cellobiosio e glucosio) che dell'emicellulosa (arabinosio). L'incertezza associata al metodo è dovuta alla difficoltà nella stima del contenuto di emicellulosa che può essere aggiunto alla polpa di cellulosa durante la preparazione della carta igienica.
- *Metodo Schweitzer.* Consiste nella formazione di un complesso tra il reagente Schweitzer e la cellulosa che, a valle di uno specifico trattamento (per esempio acidificazione), precipita, consentendo di misurare la cellulosa tramite analisi gravimetrica. Tale metodo è stato indicato come il preferibile per la misura della cellulosa nelle acque reflue e nei fanghi, poiché è risultato essere il più accurato, semplice e riproducibile, grazie all'indipendenza rispetto alle reazioni di idrolisi.

Ahmed et al. (2019), utilizzando il metodo Schweitzer, hanno quantificato la presenza di cellulosa nel refluo in ingresso a due impianti di depurazione situati in aree geografiche diverse (London, Ontario e Aarle – Rixtel, Olanda), ottenendo in entrambi i casi un contenuto di cellulosa pari a circa $\frac{1}{3}$ degli SST in ingresso. Il valore ottenuto è quindi leggermente inferiore rispetto a quanto stimato da Ruiken et al. (2013) (40% degli SST) considerando il consumo pro capite annuale di carta igienica.

1.4. Il processo di separazione del fango cellulosico dalle acque reflue

La cellulosa presente nelle acque reflue può essere recuperata tramite estrazione di fango ad alto contenuto di cellulosa, grazie all'utilizzo di particolari sistemi di filtrazione primaria (filtri a nastro rotante o filtri Salsnes, dal nome del principale produttore), in luogo dei tradizionali sistemi di sedimentazione primaria. I filtri sono costituiti da un nastro rotante su cui aderiscono i solidi (e la cellulosa) separati dal refluo; sono quindi finalizzati alla rimozione degli SST in ingresso in alternativa ai tradizionali sedimentatori primari. Rispetto a questi ultimi consentono di ottenere un fango a maggior contenuto di cellulosa, per via della differente modalità di separazione dei solidi, che agevola il deposito selettivo sul nastro del filtro delle fibre di cellulosa.

Capitolo 1: stato dell'arte

Uno studio sui filtri Salsnes condotto in Olanda (Ahmed et al., 2019) ha infatti dimostrato come sia possibile raggiungere un'elevata efficienza di recupero della cellulosa tramite sistemi di filtrazione primaria, fino al 79 % della cellulosa in ingresso, anche in condizioni di limitata rimozione degli SST (29 %) da parte dei filtri stessi. La selettività dei filtri nella rimozione delle fibre è stata anche dimostrata dallo studio delle differenze tra i fanghi primari tradizionali e i fanghi cellulosici, ossia provenienti da sistemi di filtrazione, come verrà descritto nel paragrafo 0.

La ricerca sulla filtrazione primaria si è sviluppata inizialmente in Norvegia, a partire dal 2005. L'obiettivo del primo studio a piena scala ha riguardato l'utilizzo di filtri in alternativa ai sedimentatori primari (Rusten e Ødegaard, 2006). L'utilizzo dei filtri per il recupero della cellulosa non era, in quegli anni, ancora preso in considerazione.

In generale, la sostituzione dei sedimentatori primari con i più compatti sistemi di filtrazione può dar luogo ai seguenti vantaggi sulla filiera depurativa, che verranno in seguito descritti (Behera et al., 2018; Franchi e Santoro, 2015; Ruiken et al., 2013):

- Riduzione degli ingombri areali e dei lavori ingegneristici di installazione, aspetto importante in particolare negli impianti dove non sono presenti sedimentatori primari e dove lo spazio disponibile è limitato.
- Riduzione della domanda di ossigeno nel comparto biologico.
- Possibile aumento della produzione di biogas per il maggior contenuto di solidi volatili nei fanghi recuperati.
- Possibilità di valorizzare il trattamento primario per il recupero della cellulosa.

1.4.1. Il funzionamento dei filtri Salsnes

Il filtro Salsnes è costituito da una struttura compatta in acciaio inossidabile, all'interno della quale è presente un nastro poroso in poliestere mantenuto in rotazione. Nell'applicazione come trattamento depurativo primario la spaziatura dei pori del nastro solitamente utilizzata è pari a 350 µm, seppur siano in commercio filtri con pori di dimensioni compresi tra 30 µm e 2 mm, a seconda delle esigenze impiantistiche. I filtri possono inoltre essere disposti a moduli per il trattamento di elevate portate di liquami (Rusten et al., 2017).

Si riporta in Figura 1.7 una rappresentazione del meccanismo di funzionamento di un filtro Salsnes. Il refluo in ingresso al filtro crea un battente idrico a monte del nastro, che determina la formazione di uno strato di solidi (*cake layer*) sul nastro stesso, a partire dal quale si instaura il meccanismo della *cake filtration*. Lo strato di solidi rimosso è trasportato dal movimento rotatorio del nastro e, dopo aver percorso un breve tratto orizzontale dove avviene una parziale rimozione dell'acqua per gravità, viene staccato dal nastro

Capitolo 1: stato dell'arte

(generalmente attraverso una lama d'aria). Il fango recuperato può essere eventualmente disidratato attraverso una pressa a vite integrata al filtro stesso.

Per la pulizia continua del nastro si utilizza solitamente l'aria, poiché consente sia di preservare maggiormente la vita del nastro che di recuperare fango con un maggior tenore di secco. Si effettua comunque anche un lavaggio ad acqua, cadenzato nel tempo, per evitare effetti di fouling nei pori dovuti alla presenza nei reflui di oli e grassi (Behera et al., 2018).

Infine, un setto metallico consente l'overflow dell'acqua in ingresso non trattabile dal filtro (per esempio in condizioni di carico di solidi eccessivamente elevato).

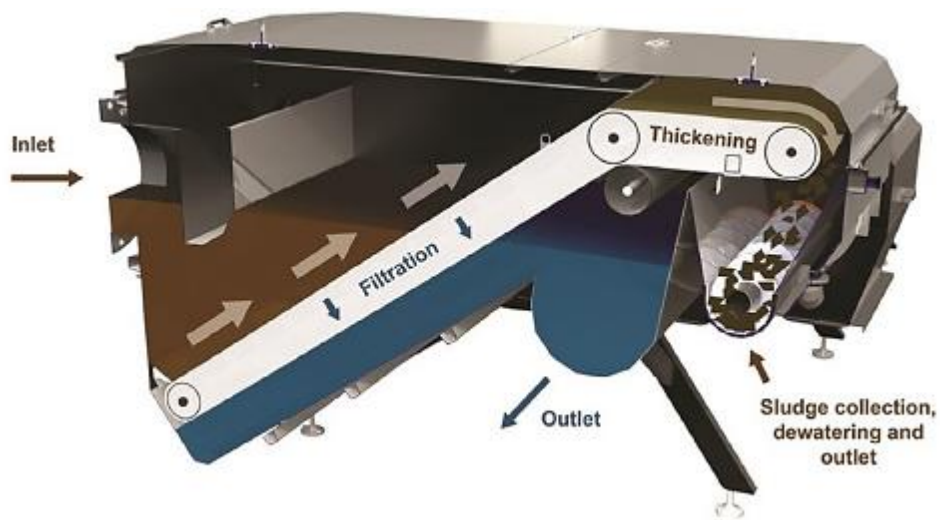


Figura 1.7. Schema di funzionamento di un filtro a nastro rotante tipo Salsnes (Boiocchi et al., 2020).

La *cake filtration* è il principio fisico che regola la separazione degli SST dal refluo in ingresso. In generale, la portata del refluo filtrata è esprimibile attraverso la legge di Darcy (DeGroot et al., 2015) (2):

$$\frac{Q}{A} = k_{eff} \cdot h \quad (2)$$

dove h rappresenta il carico idraulico a monte del nastro, k_{eff} la permeabilità effettiva ed A l'area di filtrazione. La permeabilità effettiva considera la simultanea presenza di due tipi di resistenza al passaggio dell'acqua: la resistenza propria del nastro e la resistenza dovuta alla formazione del *cake layer* (equazione (3)). Considerando quindi separatamente i due tipi di resistenza, la portata filtrata è esprimibile come segue (Boiocchi et al., 2020):

$$Q_F = U \cdot A = \sum_{i=1}^N \frac{\Delta P_i(t) \cdot A_{F,i}}{\mu \cdot (R_{nastro,i}(t) + R_{cake\ layer,i}(t))} \quad (3)$$

Capitolo 1: stato dell'arte

La portata è calcolata come prodotto tra velocità di filtrazione (U) e area di filtrazione (A). La relazione è ulteriormente affinata discretizzando il nastro in un intervallo i che varia da 1 a N : si considera come forza motrice del processo la differenza di pressione idrostatica monte - valle del filtro ($\Delta P_i(t)$) e la resistenza alla filtrazione come somma tra la resistenza dovuta al filtro ($R_{\text{nastro},i}(t)$) e la resistenza dovuta alla formazione del *cake* ($R_{\text{cake layer},i}(t)$). Infine, μ indica la viscosità dinamica del fluido e $A_{F,i}$ l'area associata a ciascun intervallo di discretizzazione. La discretizzazione è necessaria in quanto la differenza di pressione idrostatica varia a seconda della porzione del nastro considerata.

L'operatività abituale del filtro Salsnes consiste nell'ottimizzare la formazione del *cake layer* (Rusten e Ødegaard, 2006), in quanto lo strato di solidi formatosi consente di rimuovere non solo i solidi di dimensioni maggiori della spaziatura dei pori (filtrazione senza il *cake layer*), ma anche i solidi aventi dimensioni fino a tre volte inferiori rispetto alla spaziatura dei pori stessi (Tien, 2012). La filtrazione con *cake layer* permette quindi di incrementare le efficienze di rimozione degli SST e del COD (Rusten e Ødegaard, 2019).

Nei paragrafi successivi si descriveranno i principali parametri operativi del filtro Salsnes e la loro influenza sulle performance del filtro.

1.4.2. I parametri operativi di processo

I principali parametri operativi che regolano il processo della filtrazione primaria sono i seguenti:

- Spaziatura dei pori del nastro;
- Dimensione degli SST in ingresso al filtro;
- Concentrazione di SST in ingresso al filtro;
- Livello idrico a monte del nastro o velocità di rotazione.

Alcune ricerche hanno dimostrato che, operando con la formazione del *cake layer*, non si sono registrate differenze nelle efficienze di rimozione in funzione della **spaziatura dei pori del filtro**, favorendo la distribuzione sul mercato dei filtri a 350 μm (Rusten e Ødegaard, 2019; Sahu et al., 2017). In altri studi la diminuzione della spaziatura dei pori ha portato a risultati più controversi, determinando un incremento delle efficienze di rimozione degli SST (dal 37 % al 42 %, riducendo la spaziatura da 350 a 210 μm), seppur l'elevata deviazione standard nelle misure ha reso difficile la correlazione tra le due variabili (Da Ros et al., 2020).

Altri autori hanno invece ricavato un sensibile incremento delle efficienze di rimozione degli SST riducendo la spaziatura dei pori. Ad esempio:

- Efficienza del 32 % con spaziatura pari a 350 μm , fino al 55 % con spaziatura a 250 μm (Nussbaum et al., 2006).

Capitolo 1: stato dell'arte

- Efficienza del 37 % con spaziatura a 350 µm, fino al 74 % con spaziatura a 90 µm. Limitate differenze per spaziature comprese tra 150, 250 e 350 µm (Palmieri et al., 2019).

Infine, Botturi et al. (2020) hanno ottenuto un incremento delle efficienze di rimozione degli SST utilizzando un nastro con spaziatura a 90 µm rispetto alla precedente spaziatura di 75 µm, concludendo che spaziature dei pori inferiori a 90 µm non comportano miglioramenti nella qualità dell'effluente del filtro Salsnes.

La discordanza tra le evidenze scientifiche riportate nel paragrafo precedente potrebbe essere associata ad una **distribuzione granulometrica** sito specifica dei solidi nelle acque reflue, da cui ne deriva l'esigenza di scegliere un'adeguata spaziatura del filtro caso per caso. Ad esempio, solo il 6 % delle particelle in ingresso all'impianto di depurazione di Falconara possiedono una dimensione granulometrica tra i 90 e i 250 µm, da cui l'aumento dell'efficienza del filtro al diminuire della spaziatura dei pori (come illustrato in precedenza) (Palmieri et al., 2019). Come riportato da Rusten e Ødegaard (2019), le acque reflue, per essere trattate efficacemente attraverso sistemi di filtrazione primaria, dovrebbero avere una composizione dimensionale dei solidi in ingresso tale per cui almeno il 20 % degli SST risultino di dimensioni maggiori rispetto alla spaziatura dei pori del nastro.

Elevate efficienze di rimozione possono essere comunque ottenute (non modificando la spaziatura) predisponendo a monte del filtro un bacino di coagulazione e flocculazione, con dosaggio di un polimero cationico ad alto peso molecolare. In particolare, le migliori performance, corrispondenti ad un incremento dell'efficienza pari a circa il 25 % rispetto alla situazione senza il dosaggio, sono state ricondotte all'utilizzo di polimeri a basse concentrazioni (tra 0.75 e 0.85 mg L⁻¹) (Sahu et al., 2017). Il pre-condizionamento del refluo attraverso polimeri è risultato inoltre essere più efficace rispetto alla coagulazione mediante sali metallici seguita dalla flocculazione (Franchi e Santoro, 2015). Un esempio di condizionamento del refluo mediante polimero cationico, realizzato in Norvegia, ha dimostrato il considerevole incremento nella distribuzione granulometrica delle particelle: inizialmente, infatti, i solidi sono risultati essere per il 70 - 75 % inferiori a 250 µm, mentre, a valle del dosaggio, il 75 - 80 % degli stessi ha assunto dimensioni superiori a 250 µm (Rusten e Ødegaard, 2019).

La **concentrazione di SST in ingresso** al filtro influenza considerevolmente le efficienze di rimozione dei solidi stessi: all'aumentare della concentrazione è infatti favorita la formazione del *cake layer* (Franchi e Santoro, 2015), a cui consegue un incremento nelle efficienze di rimozione dei solidi. La Figura 1.8 mostra come all'aumentare del range di concentrazione di SST in ingresso sia associato un decremento della pendenza delle rette interpolanti, e quindi una miglior efficienza di rimozione degli SST.

Capitolo 1: stato dell'arte

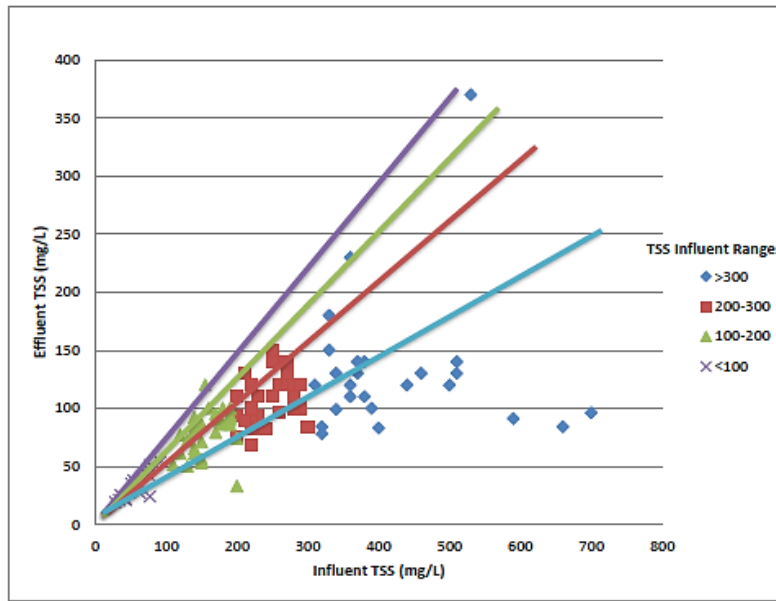


Figura 1.8. Concentrazione di SST in uscita dal filtro Salsnes, in funzione della concentrazione di SST in ingresso al filtro (Franchi e Santoro, 2015).

Tramite il dataset presente in Figura 1.8, Behera et al. (2018) hanno modellizzato l'efficienza di rimozione degli SST in funzione della concentrazione dei solidi in ingresso, ricavando la seguente formulazione (4):

$$\eta_{SST} = 100 \cdot (1 - k_1 \cdot e^{-K_2 \cdot [SST]_{in, filtro}}) \quad (4)$$

dove:

- K_1 = costante = 1.14; K_2 = costante = 2.87;
- SST_{IN} = concentrazione dei solidi sospesi totali in ingresso al filtro Salsnes [$g L^{-1}$]. Il modello è stato validato utilizzando come dataset concentrazioni di SST nel range $0.2 \div 0.8 g L^{-1}$.

Si riporta in Figura 1.9 la rappresentazione grafica del modello.

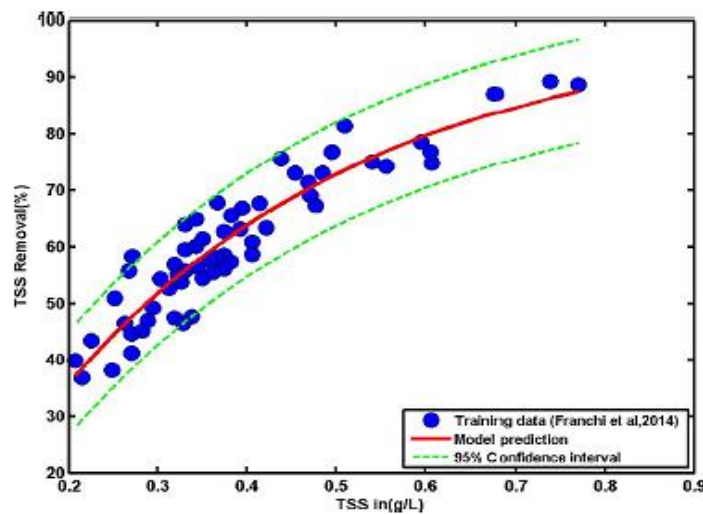


Figura 1.9. Rappresentazione grafica del modello di Behera et al., 2018.

Capitolo 1: stato dell'arte

A partire dalla formulazione di Behera et al., Boiocchi et al. (2020) hanno proposto una relazione più articolata che esprime la concentrazione di SST in uscita dal filtro secondo una doppia funzione esponenziale (5):

$$[SST]_{out, filtro}(t) = [SST]_{in, filtro}(t) \cdot e^{-k \cdot [SST]_{in, filtro}(t)} \cdot e^{-\gamma \cdot V_N(t)} \quad (5)$$

dove:

- La prima funzione esponenziale esprime l'aumento nell'efficienza di rimozione degli SST all'aumentare delle concentrazioni di SST in ingresso. Tale incremento è dovuto alla presenza, in caso di alte concentrazioni, di solidi di grandi dimensioni, che favoriscono la formazione del *cake layer*.
- La seconda funzione esponenziale indica una diminuzione della concentrazione di SST in uscita dal filtro all'aumentare del volume filtrato (V_N), a sua volta tanto maggiore quanto maggiore è il livello idrico impostato a monte del nastro.

Per consentire la formazione del *cake layer* si regola il filtro Salsnes impostando il maggior livello idrico possibile a monte del nastro: di conseguenza, il filtro aggiusta automaticamente la sua velocità di rotazione in funzione delle fluttuazioni del carico di solidi in ingresso, per mantenere costante il livello desiderato (Boiocchi et al., 2020). Un'alternativa speculare ma meno applicata, per garantire l'operatività mediante *cake filtration*, consiste nell'operare con la minore velocità di rotazione del nastro possibile, compatibilmente con il carico di solidi in ingresso (Behera et al., 2020). Si riporta in Figura 1.10 la quantità di solidi separabili dal filtro in funzione della sua velocità di rotazione e del livello idrico a monte del nastro. Si mostra chiaramente come all'aumentare del battente idrico ed al diminuire della velocità di rotazione aumenti, di conseguenza, la quantità di solidi rimossa.

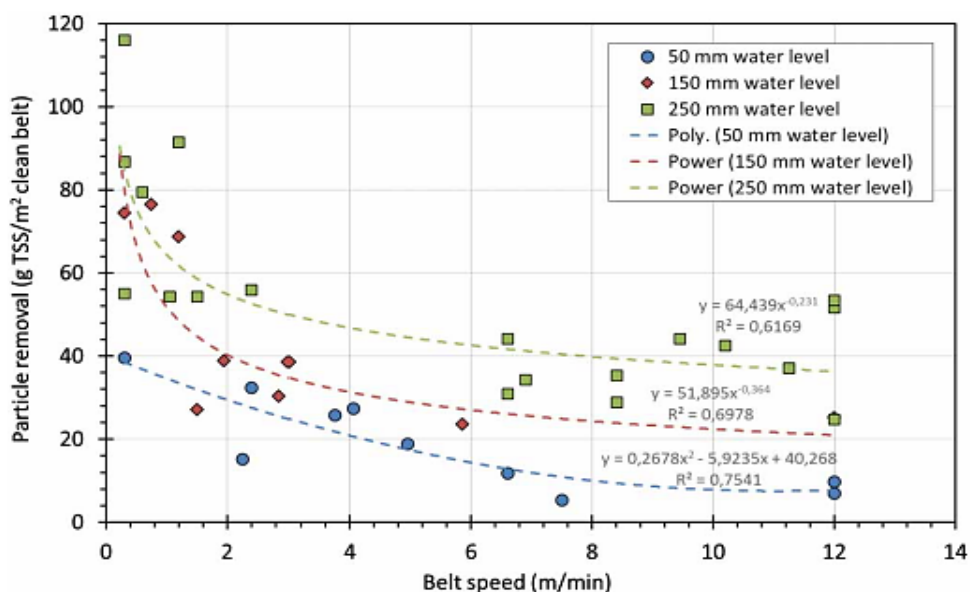


Figura 1.10. SST rimossi in funzione della velocità di rotazione del nastro e del battente idrico (Rusten et al., 2017).

Capitolo 1: stato dell'arte

Una rappresentazione fluidodinamica delle differenze in caso di basse o alte velocità di rotazione del nastro, a parità di concentrazione in ingresso di SST (500 mg L^{-1}), è stata proposta da DeGroot et al. (2015) ed è rappresentata in Figura 1.11. Gli autori hanno concluso che a basse velocità di rotazione la formazione della *cake layer* risulta particolarmente favorita, a cui consegue un raddoppio delle efficienze di rimozione degli SST rispetto a quanto ottenuto con elevate velocità di rotazione. Dalla modellizzazione riportata in Figura 1.11, dove la scala di colori in legenda rappresenta la concentrazione di SST, si evidenziano chiaramente le differenze descritte in termini di efficienze di rimozione degli SST stessi.

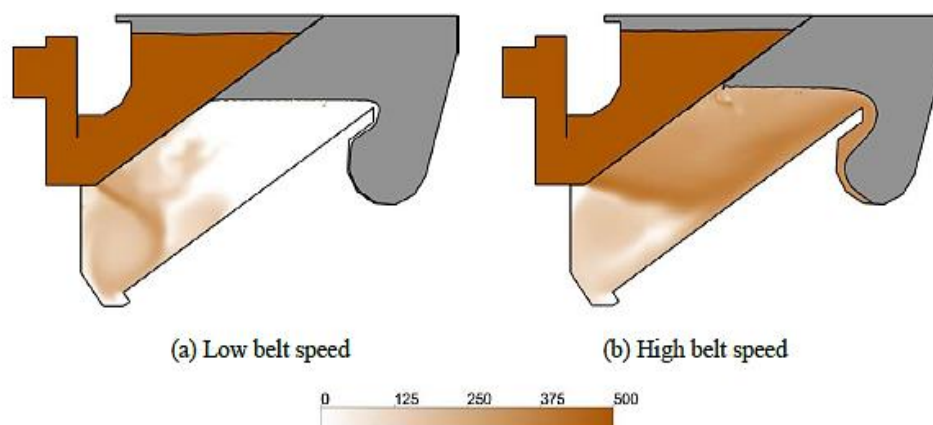


Figura 1.11. Rappresentazione fluidodinamica di un filtro Salsnes operante a basse (sinistra) ed alte (destra) velocità di rotazione, con $[SST]$ in ingresso = 500 mg L^{-1} (DeGroot et al., 2015).

1.4.3. Applicazioni a piena scala

Si riporta in Tabella 4 un elenco delle principali ricerche riguardanti l'utilizzo dei filtri Salsnes a piena scala come alternativa ai sedimentatori primari, con un focus sui principali parametri operativi oggetto di studio e sulle efficienze di rimozione ottenute. Tra i parametri operativi si menziona in alcune referenze il rateo di filtrazione, ossia il rapporto tra la portata filtrata e l'area di filtrazione.

Tabella 4. Applicazioni dei filtri Salsnes a piena scala: parametri operativi ed efficienze di rimozione ottenute.

Applicazione e referenza	Parametri operativi	Rimozione SST [%]	Rimozione COD [%]	Note
Blaricum, Olanda (Ruiken et al., 2013)	Filtrazione con <i>cake layer</i> : <ul style="list-style-type: none"> Rateo di filtrazione = $200 \text{ m}^3 \text{ m}^2 \text{ h}^{-1}$ $[SST]_{\text{INGRESSO}} = 242 \text{ mg L}^{-1}$ 	50	35	Obiettivo della ricerca: recupero della cellulosa

Capitolo 1: stato dell'arte

<p>Aarle – Rixtel Olanda <i>(Ahmed et al., 2019)</i></p>	<ul style="list-style-type: none"> • $Q_{trattata} = 25\ 000\ m^3\ d^{-1}$ • $[SST]_{INGRESSO} = 200\ mg\ L^{-1}$ 	<p>28 (79 per la cellulosa)</p>	<p>11 (sCOD)</p>	<p>Obiettivo della ricerca: recupero e caratterizzazione della cellulosa negli impianti di depurazione</p>
<p>Oregon, USA <i>(Jansen et al., 2016)</i></p>	<p><i>Non specificati</i></p>	<p>60 - 70</p>	<p>39</p>	<p>-</p>
<p>Nedre Romerike, Norvegia – "Run A" <i>(Rusten et al., 2017)</i></p>	<p>Filtrazione senza <i>cake layer</i>:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = $63\ m^3\ m^2\ h^{-1}$ • Basso livello idrico (50 mm) ed alte velocità di rotazione • $[SST]_{INGRESSO} = 204\ mg\ L^{-1}$ 	<p>22.4</p>	<p>18.7</p>	<p>La filtrazione senza il <i>cake layer</i> comporta basse efficienze di rimozione</p>
<p>Nedre Romerike, Norvegia – "Run B" <i>(Rusten et al., 2017)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i> "spesso":</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = $46\ m^3\ m^2\ h^{-1}$ • Alto livello idrico (248 mm) e basse velocità di rotazione • $[SST]_{INGRESSO} = 121\ mg\ L^{-1}$ 	<p>33.7</p>	<p>23.6</p>	<p>Basse efficienze nonostante il <i>cake layer</i>:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Basse concentrazioni di SST in ingresso • Basse portate, quindi una quota parte del refluo passa dalla parte inferiore del nastro, dove non si è formato il <i>cake layer</i>
<p>Nedre Romerike, Norvegia – "Run C" <i>(Rusten et al., 2017)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i>:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = $146\ m^3\ m^2\ h^{-1}$ • Alto livello idrico (271 mm) ed alte velocità di rotazione • $[SST]_{INGRESSO} = 534\ mg\ L^{-1}$ 	<p>59.2</p>	<p>39</p>	<p>Alte efficienze:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Alte concentrazioni di SST in ingresso: il <i>cake layer</i> si forma subito • Alte portate: l'acqua passa dalla parte superiore del nastro, dove si è formato il <i>cake layer</i>
<p>Nordre Follo, Norvegia <i>(Sahu et al., 2017)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i> + dosaggio reagente:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = $41\ m^3\ m^2\ h^{-1}$ • $[SST]_{INGRESSO} = 225\ mg\ L^{-1}$ • $[polimero] = 0.85\ mg\ L^{-1}$ 	<p>Senza dosaggio: 40 Con dosaggio: 68</p>	<p>-</p>	<p>-</p>

Capitolo 1: stato dell'arte

<p align="center">Enga, Norvegia</p> <p align="center"><i>(Sahu et al., 2017)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i> + dosaggio reagente:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = 54 m³ m² h⁻¹ • [SST]_{INGRESSO} = 379 mg L⁻¹ • [polimero] = 0.7 mg L⁻¹ 	<p>Senza dosaggio: 45</p> <p>Con dosaggio: 68</p>	<p>Senza dosaggio: 30</p> <p>Con dosaggio: 51</p>	<p>L'incremento della concentrazione del polimero dosato non ha comportato un aumento delle efficienze di rimozione di SST</p>
<p align="center">Tiendeholmen, Norvegia</p> <p align="center"><i>(Sahu et al., 2017)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i> + dosaggio reagente:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = 60 – 90 m³ m² h⁻¹ • [SST]_{INGRESSO} = 204 mg L⁻¹ • [polimero] = 0.85 mg L⁻¹ 	<p>Senza dosaggio: ≈20</p> <p>Con dosaggio: 72</p>	-	-
<p align="center">Australia</p> <p align="center"><i>(Franchi e Santoro, 2015)</i></p>	<p>Con e senza dosaggio di reagente</p>	<p>Senza dosaggio: 38</p> <p>Con dosaggio: 72</p>	<p>Senza dosaggio: 23</p> <p>Con dosaggio: 46</p>	-
<p align="center">Tromsø, Norvegia</p> <p align="center"><i>(Rusten e Ødegaard, 2006)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i>:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = 25 m³ m² h⁻¹ 	90	-	-
<p align="center">Guldholmstranda, Norvegia</p> <p align="center"><i>(Rusten e Ødegaard, 2006)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i>:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Rateo di filtrazione = 116 m³ m² h⁻¹ 	78	-	<p>Distribuzione granulometrica del refluo adeguata alla filtrazione primaria</p>
<p align="center">Zywiec, Polonia</p> <p align="center"><i>(Nussbaum et al., 2006)</i></p>	<p>Filtrazione con <i>cake layer</i>:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Area filtrazione = 0.5 m² • Spaziatura pori = 350 μm • Portata = 80 m³ h⁻¹ 	32	16	<p>Efficienza di rimozione incrementa al diminuire della spaziatura dei pori: SST in ingresso troppo piccoli per formare il <i>cake layer</i> con spaziatura a 350 μm</p>

Capitolo 1: stato dell'arte

Zywiec, Polonia (Nussbaum et al., 2006)	Filtrazione con <i>cake layer</i> : <ul style="list-style-type: none"> • Area sommersa = 0.5 m² • Spaziatura pori = 250 μm • Portata = 70 m³ h⁻¹ 	55	25	
Carbonera (TV), Italia (Da Ros et al., 2020)	Filtrazione con <i>cake layer</i> : <ul style="list-style-type: none"> • Spaziatura pori = 210 - 350 μm • [SST]_{INGRESSO} = 196 mg L⁻¹ • Portata = 17 m³ h⁻¹ 	44	35	-
Falconara (AN), Italia (Palmieri et al., 2019)	Filtrazione con <i>cake layer</i> : <ul style="list-style-type: none"> • Spaziatura pori = 90, 150, 250, 350 μm • [SST]_{INGRESSO} = 112 mg L⁻¹ • Portata = 15 - 78 m³ h⁻¹ 	37 (-> 350 μm) 74 (-> 90 μm)	-	Differenze contenute nelle efficienze di rimozione di SST per spaziature comprese tra 150, 250 e 350 μm

1.5. Fango cellulosico: caratteristiche e degradabilità

Il fango cellulosico recuperato a valle di un filtro Salsnes possiede un tenore di secco nel range 3 – 8 % (<https://www.salsnes-filter.com/>) ed un elevato contenuto di solidi volatili (85 – 93 % su base secca) (Guerra – Gorostegi et al., 2021). Il fango cellulosico umido può essere successivamente disidratato tramite applicazione di una pressione meccanica, utilizzando ad esempio una pressa a vite. Si possono così ottenere tenori di secco dell'ordine del 40 – 50 % (Ruiken et al., 2013).

Diverse ricerche (Marcelis e Wessels, 2019; Palmieri et al., 2019; Da Ros et al., 2020; Ruiken et al., 2013) hanno caratterizzato da un punto di vista composizionale il fango cellulosico. Tramite misure termografiche è stato quantificato un contenuto di cellulosa nel fango cellulosico fino al 79 % su base secca, a differenza dei fanghi primari di altri due impianti, dove il contenuto di cellulosa si è attestato tra il 25 e il 32 % (Ruiken et al., 2013). Le misure termografiche si basano sulla misura della cellulosa in termini di perdita di peso, considerando che la cellulosa è ossidata in un range di temperature limitato (circa 300 °C) ed è quindi distinguibile dagli altri composti. Tali misure sono state però ritenute dagli stessi autori non del tutto adeguate alla caratterizzazione del contenuto della cellulosa nei campioni di fango, in quanto è stato notato come il picco di ossidazione termica della cellulosa sia traslato ad un range di temperatura inferiore rispetto

Capitolo 1: stato dell'arte

ai 300 °C sopra menzionati, per la probabile presenza di altri composti all'interno del fango stesso. Sulla base di questa considerazione è spiegabile la differente composizione del fango in termini di contenuto di cellulosa ottenuta in altre ricerche, come mostrato in Tabella 5.

Utilizzando invece il metodo Schweitzer, il contenuto di cellulosa per unità di massa di SST nel fango cellulosico di Aarle – Rixtel (Olanda) è risultato più del doppio rispetto al fango primario di London (Ontario, Canada) (Ahmed et al., 2019).

Per quanto riguarda le altre caratteristiche oggetto di studio, è stato determinato un contenuto proteico (tra il 10 e il 13 %) inferiore rispetto al tradizionale fango primario (17 – 28 %) ed un alto rapporto tra il COD e i nutrienti (55 mg COD/mg N e 266 mg COD/mg P), ulteriore indice della maggior selettività dei filtri al trattenimento delle fibre di cellulosa (Da Ros et al., 2020; Miron et al., 2000). Palmieri et al. (2019) hanno caratterizzato il fango cellulosico (tramite metodi analitici, in particolare il metodo NREL per cellulosa, emicellulosa e lignina) a monte e a valle di un trattamento consistente in filtrazione a 63 µm e lavaggio con acqua di rubinetto per 30 minuti: come si evince dai dati in Tabella 5, il fango trattato è caratterizzato da un maggior contenuto di cellulosa e da un minor contenuto di proteine, ceneri e lipidi. Queste componenti sono infatti associate alla frazione più fine delle particelle di fango (Da Ros et al., 2020), che, nel caso in esame, è stata rimossa dal trattamento applicato.

Tabella 5. Composizione del fango cellulosico su base secca (Marcelis e Wessels, 2019; Palmieri et al., 2019; Da Ros et al., 2020).

<i>Componente</i>	<i>Fango cellulosico (Marcelis e Wessels, 2019) [% su base secca]</i>	<i>Fango cellulosico (Palmieri et al., 2019) [% su base secca]</i>	<i>Fango cellulosico “pre-trattato” (Palmieri et al., 2019) [% su base secca]</i>	<i>Fango cellulosico (Da Ros et al., 2020) [% su base secca]</i>
Cellulosa	55	28	38 ± 6	41
Emicellulosa	7	7	9 ± 1	<i>Non valutato</i>
Lignina e composti umici	5	26	40 ± 3	18
Ceneri	10	15	6 ± 1	<i>Non valutato</i>
Lipidi	10	10	9 ± 1	9
Proteine	10	12	0	13
Altri composti	0	2	0	<i>Non valutato</i>

Capitolo 1: stato dell'arte

Ulteriori differenze tra i fanghi cellulósici e i fanghi estratti dai sedimentatori primari riguardano il tenore di secco (ST) e la percentuale di sostanza organica rispetto al secco (SV/ST). Come riportato da Paulsrud et al. (2014), infatti:

- I fanghi dei sedimentatori primari possiedono un tenore di secco compreso tra 0.5 e 6.6 %, inferiore al range del 3 – 8 % caratteristico dei fanghi cellulósici.
- I fanghi dei sedimentatori primari possiedono un minor rapporto SV/ST, probabilmente dovuto a processi di idrolisi anticipati che si verificano nelle tramogge dei sedimentatori. Come riportato anche da Da Ros et al (2020), il contenuto di solidi volatili nel fango cellulósico (92 %) è risultato significativamente maggiore rispetto a quanto tradizionalmente riscontrato nei fanghi primari (62 – 82 %) (Metcalf et al., 2014).
- La maggior concentrazione di solidi volatili può rendere i fanghi cellulósici meglio valorizzabili nell'ambito dei processi di digestione anaerobica.
- Il potere calorifico (PCI) dei due fanghi è invece risultato in entrambi i casi pari a circa 19 MJ kg⁻¹ ST.

Infine, il rapporto tra COD e SV è risultato pari a:

- 1.3 gCOD/gSV (Paulsrud et al., 2014; Taboada – Santos et al., 2019).
- Compreso tra 1.6 ÷ 1.8 gCOD/gSV (Ghasimi et al., 2016).

1.5.1. Degradabilità anaerobica del fango cellulósico recuperato

La degradabilità anaerobica del fango cellulósico risulta un parametro importante quando la configurazione impiantistica prevede l'invio del fango a processi di digestione anaerobica per la produzione del biogas. Ruiken et al. (2013) hanno effettuato test di degradazione anaerobica in batch alla scala di laboratorio, utilizzando reattori con volume pari a 4 L in cui l'unica fonte di carbonio è stata rappresentata dalle fibre di cellulosa. La fase di degradazione è stata monitorata dal controllo del pH e del tenore di secco, ed è stata considerata conclusa quando i due parametri non hanno mostrato ulteriori variazioni temporali. Gli autori hanno quantificato, al variare della temperatura e del tempo di contatto, le seguenti efficienze di degradazione del fango cellulósico in condizioni anaerobiche:

- 50 %, con T = 17 °C e Tempo di contatto = 20 giorni;
- 100 %, con T = 24 °C e Tempo di contatto = 20 giorni.

Dall'analisi microscopica del digestato proveniente dal digestore anaerobico di Amsterdam, che opera in condizioni mesofile e con tempo di contatto pari a 20 giorni, è stata comunque osservata un'abbondante

Capitolo 1: stato dell'arte

presenza di fibre di cellulosa: gli stessi autori hanno quindi concluso che fossero necessari studi più approfonditi a riguardo (Ruiken et al., 2013).

In generale, è stato studiato un incremento della degradabilità anaerobica del fango celluloso all'aumentare della temperatura e del tempo di contatto (Ruiken et al., 2013) ed al diminuire della percentuale di lignina, del grado di cristallinità e della dimensione delle fibre (Ghasimi et al., 2016). La presenza di additivi chimici nella produzione delle fibre di carta igienica può inoltre essere un ulteriore fattore inibente la degradazione anaerobica (Ghasimi et al., 2016).

Ulteriori ricerche (Ghasimi et al., 2016) hanno misurato la potenziale produzione di metano tramite prove BMP, effettuate sia in condizioni mesofile che termofile. A partire dai BMP ottenuti sono state studiate, in funzione del rapporto inoculo/substrato (I/S), la biodegradabilità anaerobica e il tempo trascorso per la misura del 90 % della massima produzione cumulata di metano ($t_{90\% \text{ CH}_4}$). I risultati ottenuti sono stati riportati in Tabella 6.

Tabella 6. Risultati delle prove BMP sul fango celluloso, con analisi della biodegradabilità anaerobica e del tempo trascorso per la misura del 90 % della massima produzione cumulata di metano (Ghasimi et al., 2016).

Rapporto I/S	BMP [ml CH ₄ / g SV _{sub}]	Biodegradabilità anaerobica [%]	$t_{90\% \text{ CH}_4}$ [d]
<i>Condizioni mesofile (Temperatura = 35 °C)</i>			
0.5	56	10.4	5.2
1	142	26.1	8.4
3	309	56.7	5
5	291	53.5	3.8
10	284	52.1	2.7
15	297	54.5	2.5
<i>Condizioni termofile (Temperatura = 55 °C)</i>			
0.5	334	61.4	6.1
1	329	60.5	4.4
3	338	62.1	3.3
5	316	58.2	2.6
10	297	54.6	2
15	299	55	1.8

Capitolo 1: stato dell'arte

Dall'analisi dei risultati riportati in Tabella 6 e da un successivo studio, gli autori hanno concluso quanto segue (Ghasimi et al., 2016; Ghasimi et al., 2016):

- In condizioni termofile sono stati ottenuti maggiori BMP, maggiore degradabilità anaerobica e minor $t_{90\% \text{ CH}_4}$, probabilmente per via di una più consistente presenza proteica (e quindi di enzimi) attiva nella degradazione anaerobica.
- In condizioni mesofile, quando $I/S < 1$, l'accumulo di VFA ha inibito l'attività metanigena. In condizioni termofile non sono invece state evidenziate sostanziali differenze nei risultati dei BMP in funzione del rapporto I/S .
- Non sono state ottenute fasi di lag durante le prove BMP sul fango celluloso, a differenza di quanto studiato processando le sole fibre di carta igienica, per via della presenza nella matrice del fango celluloso di sostanze più rapidamente biodegradabili (grassi e proteine).

Altri studi hanno valutato come l'aggiunta di un polimero cationico a monte della filtrazione primaria possa influenzare la potenziale produzione di metano. Come riportato da Sahu et al (2017), il metano netto producibile a seguito dell'aggiunta di un polimero è risultato incrementato di un fattore compreso tra 1.5 e 2.9. Ciò è stato spiegato considerando la miglior efficienza di rimozione degli SST da parte dei filtri a seguito del dosaggio, da cui ne consegue un maggior recupero di sostanza organica. Differentemente, altre ricerche hanno ottenuto simili valori di BMP per il fango celluloso con e senza l'aggiunta a monte di un agente coagulante (FeCl_3), probabilmente per l'interferenza dovuta alla riduzione di Fe^{3+} , che ha agito come fattore limitante nella conversione della sostanza organica a metano. Processando, infine, il fango celluloso pre e post disidratazione ed a seguito dell'aggiunta di cloruro ferrico (Figura 1.12), il massimo valore di BMP (in condizioni di mesofilia, $T = 37^\circ \text{C}$) è stato ottenuto a partire dal fango celluloso disidratato (Taboada – Santos et al., 2019). Gli stessi autori hanno quantificato la biodegradabilità anerobica del fango celluloso, che, similmente a quanto ottenuto da Ghasimi et al. (2016) in condizioni termofile, si è attestata intorno al 60 %.

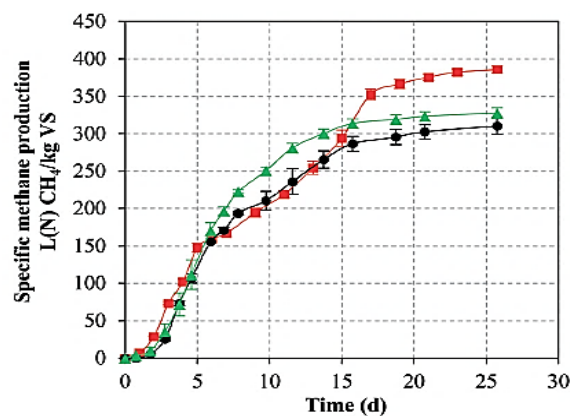


Figura 1.12. Curve BMP per tre substrati: fango celluloso disidratato (rosso), fango celluloso umido (verde) e fango celluloso a seguito del dosaggio di cloruro ferrico (nero) (Taboada – Santos et al., 2019).

Capitolo 1: stato dell'arte

1.5.2. Degradabilità aerobica della cellulosa nelle acque reflue

La cellulosa non recuperata dai pretrattamenti primari prosegue in linea acque verso il comparto biologico del depuratore, dove viene solo parzialmente degradata, in quanto componente lentamente biodegradabile dei solidi particolati. In particolare, Reijken et al. (2018) hanno aggiornato il modello ASM (*activated sludge model*) introducendo una variabile specifica a rappresentare il COD associato alla cellulosa, X_{CL} , rappresentata dalla somma del COD particolato in parte lentamente biodegradabile (X_S) ed in parte inerte (X_I).

Alcuni recenti studi sul processo degradativo aerobico nelle vasche di ossidazione (Li et al., 2019; Benneouala et al., 2017; Ahmed et al., 2019) hanno portato alle seguenti conclusioni:

- Solo una parte della biomassa presente nei fanghi attivi è responsabile della degradazione della cellulosa, con una prevalenza di batteri rispetto ai funghi. In particolare, le specie batteriche *Cellvibrio* sono state individuate come le più attive nella degradazione di questi substrati.
- L'efficienza del processo degradativo incrementa linearmente all'aumentare del SRT del comparto biologico, come mostrato in Figura 1.13 (dove "P" indica il substrato costituito da sola carta igienica, mentre "PG" il substrato costituito da carta igienica e glucosio). Maggiori SRT favoriscono infatti tanto la crescita dei batteri *Cellvibrio* (oltre il 35 % del totale della biomassa per SRT a 40 giorni) tanto quella della comunità biologica, da cui una maggior presenza di enzimi che possono agire sinergicamente nella degradazione della cellulosa. Per gli SRT tipici degli impianti a fanghi attivi (circa 15 giorni) è stata ricavata un'efficienza di degradazione aerobica delle fibre di circa il 30 %, valore che cresce fino ad 83 % per SRT di 40 giorni.

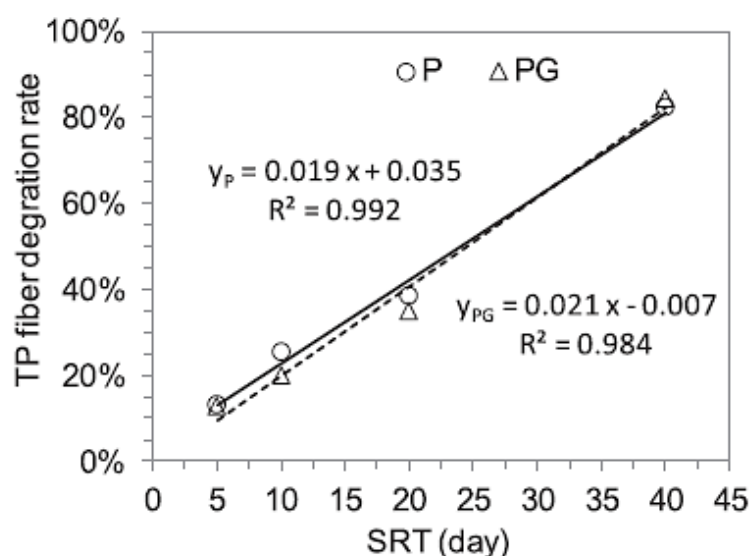


Figura 1.13. Efficienza di degradazione delle fibre di cellulosa nelle vasche a fanghi attivi in funzione del SRT.

Capitolo 1: stato dell'arte

- L'aggiunta di substrati rapidamente biodegradabili (glucosio) ha comportato la crescita della quantità di biomassa complessivamente presente, senza però un aumento della quota parte associata alla degradazione delle fibre di cellulosa.

A fronte delle incertezze relative alla quantificazione della degradabilità aerobica della cellulosa nelle vasche a fanghi attivi ed anaerobica del fango cellulosico recuperato, una sintesi dei valori ottenuti nella letteratura scientifica è riportata in Tabella 7.

Tabella 7. Sintesi delle efficienze di degradazione di cellulosa e fango cellulosico in condizioni aerobiche ed anaerobiche.

<i>Degradabilità</i>	<i>Temperatura [°C]</i>	<i>Tempo di contatto [d]</i>	<i>Efficienza degradazione [%]</i>	<i>Referenza</i>
Anaerobica	35	15	57	Ghasimi et al. (2016)
Anaerobica	55		62	
Anaerobica	37	26	60	Taboada – Santos et al. (2019)
Anaerobica	17	20	50	Ruiken et al. (2013)
Anaerobica	24	20	100	
Aerobica	20	15	30	Li et al. (2019)
Aerobica	20	40	83	

1.6. Valorizzazione del fango cellulosico

Oltre al potenziale utilizzo in digestione anerobica per la produzione di biogas, sono state studiate diverse applicazioni atte alla valorizzazione del fango cellulosico, tra le quali si evidenziano:

- Utilizzo come agente rinforzante per i materiali da costruzioni o per l'asfalto;
- Bioessiccamento per la produzione di un biocombustibile;
- Utilizzo come substrato nell'industria biochimica per la produzione di bioplastiche;
- Valorizzazione nell'ambito della produzione di VFA e nel contesto di una "bioraffineria".

1.6.1. Agente rinforzante nei materiali da costruzione e nell'asfalto

Come accennato nel paragrafo 1.1, le caratteristiche chimiche rendono la cellulosa adeguata all'utilizzo come componente di rinforzo in svariati materiali. Applicando le fibre sui materiali da costruzione, in particolare, è stato dimostrato un incremento nella tenacità e nella resistenza alla flessione del materiale. All'aumentare

Capitolo 1: stato dell'arte

del contenuto di fibre è stata però associata una riduzione della resistenza alla compressione, a causa del maggior numero di vuoti presenti dopo il rinforzo (Ardanuy et al., 2015). La presenza dei vuoti è causata dall'evaporazione dell'acqua, inizialmente legata ai gruppi ossidrilici della cellulosa tramite legami a idrogeno, precedentemente assorbita nella matrice del materiale (Dittenber e Gangarao, 2012).

Palmieri et al. (2019) hanno dimostrato l'efficacia nell'utilizzo del fango celluloso come agente rinforzante nei materiali da costruzione. Le fibre, anche in questo caso, hanno infatti portato ad un incremento della resistenza alla flessione e ad una riduzione della resistenza alla compressione, oltre a rendere il materiale maggiormente permeabile al vapore (proprietà utile in caso di utilizzo come intonaco all'interno di abitazioni). L'applicazione del fango celluloso come additivo è risultata perfino preferibile rispetto alla pura cellulosa o alla cellulosa riciclata, per via dell'elevato *aspect ratio* e della maggior rugosità delle fibre contenute nel fango, caratteristiche che hanno favorito una maggior aderenza delle fibre stesse con la pasta da rinforzare.

Un'applicazione analoga è stata testata nell'utilizzo di fibre di cellulosa come rinforzo per l'asfalto, dove è stato riscontrato un miglioramento delle proprietà dinamiche: utilizzando fibre di cellulosa di circa 1000 μm (lunghezza comparabile con le dimensioni ricavate da Ruiken et al. (2013) nelle acque reflue) è stato ricavato un incremento del modulo elastico dell'asfalto ($E = \sigma_0/\epsilon_0$, dove σ_0 rappresenta lo sforzo applicato mentre ϵ_0 la deformazione). L'incremento è spiegabile dalla buona adesione tra le fibre e l'asfalto, da cui ne deriva l'assorbimento di una parte dello sforzo applicato da parte delle fibre stesse (Wu et al., 2007). A fronte dei buoni risultati ottenuti in letteratura, anche le fibre di cellulosa recuperate dalle acque reflue sono state utilizzate con successo in questa applicazione in Olanda, consentendo la realizzazione di un'intera pista ciclabile (Botzas, 2017).

1.6.2. Substrato per la produzione di biocombustibili e bioplastiche

Contrariamente al caso dei materiali da costruzione e dell'asfalto, l'utilizzo delle fibre lignocellulosiche come rinforzo nelle bioplastiche è reso complesso dalla difficoltà nel creare un'appropriata interazione tra le fibre e la matrice, con un potenziale rischio di deterioramento nelle proprietà meccaniche della plastica (Yang et al., 2019). È pertanto escluso, per questa applicazione, anche l'utilizzo del fango celluloso.

La biomassa lignocellulosica (quindi, potenzialmente, anche il fango celluloso) è stata efficacemente utilizzata nella produzione di biocombustibili (etanolo e diesel) e di composti biochimici ad alto valore commerciale. A tal fine è però necessario che la biomassa subisca un pretrattamento chimico o biologico (utilizzando microorganismi, ad esempio funghi), così da spaccettare la complessa struttura iniziale in monomeri (soprattutto glucosio) più facilmente utilizzabili nei successivi step (Vu et al., 2020).

Capitolo 1: stato dell'arte

A titolo di esempio, si riporta in Figura 1.14 una rappresentazione di un possibile ciclo di conversione della biomassa lignocellulosica finalizzato alla produzione di biocombustibili.

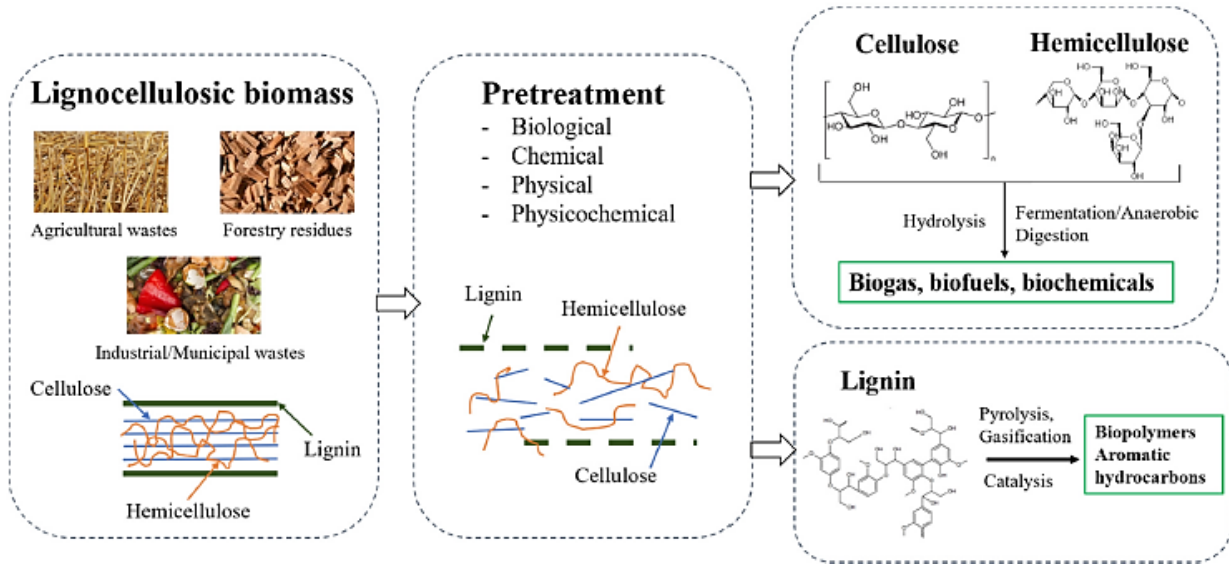


Figura 1.14. Conversione della biomassa lignocellulosica per la produzione di biocombustibili (Vu et al., 2020).

Un'ulteriore valorizzazione del fango cellulosico, tuttora oggetto di studio, riguarda l'utilizzo diretto del fango nella filiera di produzione delle bioplastiche: l'obiettivo consiste nel testare il fango cellulosico come fonte di glucosio per un complesso processo biochimico da cui ne deriva la sintesi del 1,4 Butandiolo (BDO). 1,4 BDO è un intermedio chimico utilizzato per la produzione di circa 2.5 milioni di tonnellate l'anno di plastica (Yim et al., 2011) ed è (attualmente) in prevalenza sintetizzato a partire da fonti energetiche non rinnovabili.

Yim et al. (2011) hanno individuato una via alternativa per la produzione del 1,4 BDO, utilizzando un microorganismo (*E.coli*) il cui metabolismo viene ingegnerizzato per rendere possibili quelle conversioni biochimiche, altrimenti non presenti in natura, che consentono la sintesi del BDO a partire da un substrato costituito da zuccheri. I possibili percorsi iniziali (circa 10 000), individuati da un complesso algoritmo, sono stati poi ridotti a due sulla base di considerazioni termodinamiche e del numero di step richiesti. Entrambi i percorsi, schematizzati in Figura 1.15, si basano sui seguenti processi di fermentazione microbica:

1. A partire dal glucosio si ricavano, mediante i diversi stadi di respirazione cellulare (in particolare il ciclo di Krebs), i composti di partenza del processo: Succinato e α -Chetoglutarato.
2. Tramite una serie di conversioni biochimiche mediate da enzimi, dai due composti di partenza viene prodotto il 4-Idrossibutirrato (4HB).
3. Il 4HB viene infine ridotto in due step ad 1,4 BDO.

Capitolo 1: stato dell'arte

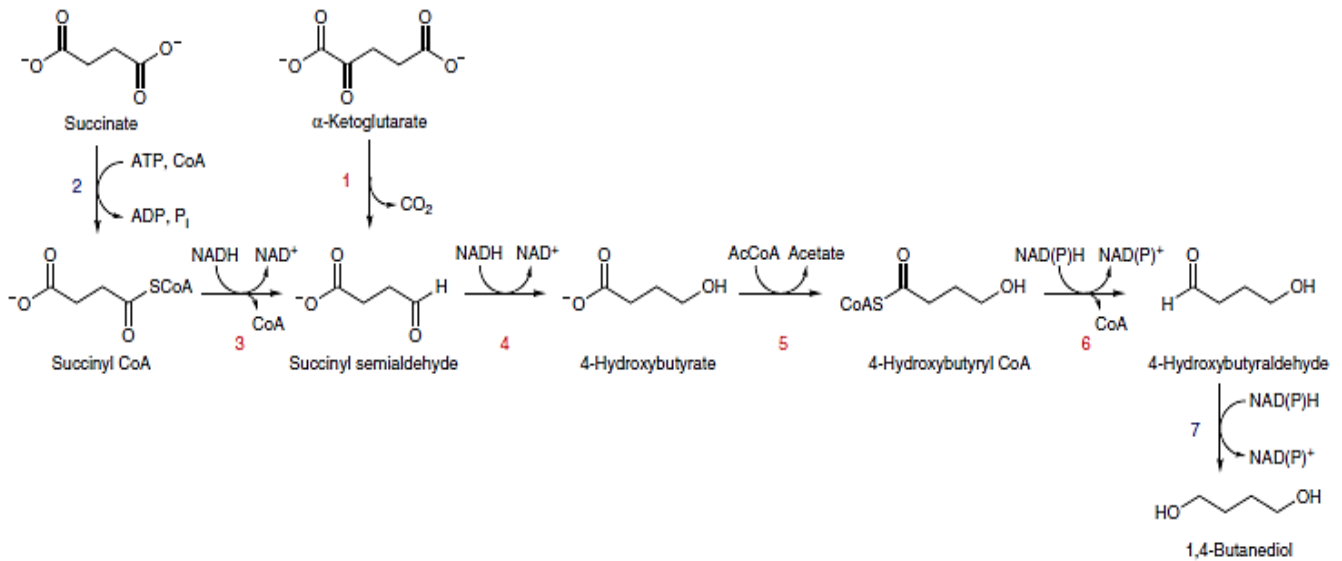


Figura 1.15. Processo biochimico per la produzione del 1,4 BDO (Yim et al., 2011).

1.6.3. Bioessiccamento

Il bioessiccamento è un processo aerobico simile al compostaggio che, tramite areazione controllata, consente di sfruttare il calore biogenico prodotto dalla decomposizione della materia organica biodegradabile al fine di rimuovere la maggior quantità d'acqua presente nel materiale nel minor tempo possibile. Il prodotto finale ottenuto può essere valorizzato come combustibile.

Applicando il bioessiccamento sul fango cellulosico è stato ottenuto un prodotto finale caratterizzato da un contenuto di umidità inferiore al 40 % e da un potere calorifico inferiore oltre i 9 MJ kg⁻¹ (Guerra – Gorostegi et al., 2021), quindi superiore al PCI richiesto per l'autosostentamento della combustione (4 MJ kg⁻¹) (Hao et al., 2018).

1.6.4. Produzione di VFA e possibile "Bioraffineria"

Il fango cellulosico è stato efficacemente testato nell'ambito della produzione di VFA. Gli acidi grassi volatili possiedono infatti un alto valore di mercato e possono essere utilizzati come precursori di numerosi composti chimici. Da Ros et al. (2019) hanno massimizzato la produzione di VFA (in particolare di acido propionico) mantenendo il pH di processo a 9: in queste condizioni è stata infatti velocizzata l'idrolisi della materia organica, mentre a pH maggiori si è assistito ad un rallentamento nella produzione di VFA per la contemporanea attivazione dei batteri metanigeni. In particolare, senza intervenire sul pH la produzione di VFA ottenuta da prove in batch si è attestata a 232 ± 6 mg COD g SV⁻¹, mentre a pH pari a 9 la produzione è

Capitolo 1: stato dell'arte

aumentata fino a 521 ± 70 mg COD g SV⁻¹: il range è in linea con i valori di letteratura ottenuti dalla fermentazione del fango primario tradizionale.

L'utilizzo del fango cellulosico nell'ambito di una possibile bioraffineria è stato proposto da Crutchik et al. (2018), sulla base della seguente filiera di valorizzazione:

- Il fango cellulosico, invece di essere inviato a digestione anaerobica, può essere fermentato in condizioni mesofile (37 °C) a pH controllato (7.5 – 8). La fase liquida del processo di fermentazione viene utilizzata per la produzione di acidi grassi a catena corta (SCFAs), ottimizzando il processo al fine di massimizzare la produzione del propionato: un elevato rapporto tra propionato ed acetato consente infatti la crescita selettiva dei batteri PAO, a cui si associa la rimozione biologica del fosforo. Nelle condizioni operative riportate, il propionato nel liquido di fermentazione è risultato pari a 100 – 120 mg COD/(g SV · d), con un rapporto propionato/acetato di 0.9 g COD/g COD. Tale rapporto consentirebbe una possibile valorizzazione del liquido di fermentazione per produrre PHA.
- La fase liquida a valle del processo di fermentazione può essere ulteriormente processata, recuperando, sotto forma di struvite, fino all'88 % dell'ortofosfato rilasciato.
- La fase solida del fango cellulosico fermentato può essere inviata a digestione anaerobica per produrre biogas.

Da un punto di vista economico il processo consentirebbe una miglior valorizzazione del fango cellulosico rispetto alla sola digestione anaerobica, essendo il valore di mercato dei prodotti della bioraffineria maggiore rispetto al valore associato al solo biogas. Si riporta in Figura 1.16 lo schema di processo.

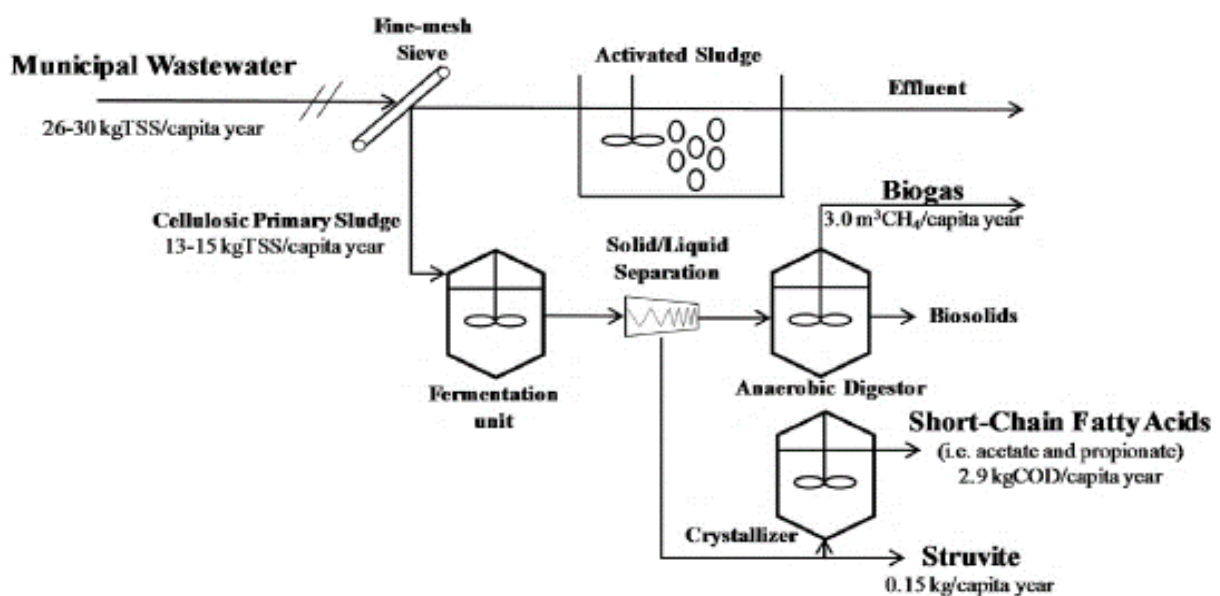


Figura 1.16. Valorizzazione del fango cellulosico in un possibile contesto di bioraffineria (Crutchik et al. (2018)).

1.7. Impatti del recupero della cellulosa sulla depurazione

1.7.1. Impatti in linea acque

Lo studio degli impatti sulla linea acque negli impianti di depurazione, associati all'implementazione dei filtri Salsnes come trattamenti primari, ha riguardato prevalentemente i seguenti aspetti:

- Efficacia nella rimozione degli SST e del COD (descritto nei paragrafi precedenti).
- Riduzione della domanda di ossigeno nelle vasche aerobiche e conseguente riduzione delle emissioni di CO₂ dell'impianto di depurazione.
- Possibili effetti negativi sulla denitrificazione, dovuti alla rimozione di un carico eccessivo di COD.

Ad Aarle – Rixtel, sono stati implementati i filtri Salsnes per il recupero della cellulosa in una delle due linee (inizialmente identiche) dell'impianto. La linea con i filtri ha mostrato una riduzione dei consumi energetici nella vasca di ossidazione del 15 %, rispetto alla linea priva della fase di sedimentazione primaria, per via della maggior rimozione del COD particolato lentamente biodegradabile (associato, come detto, alla cellulosa) in filtrazione primaria. La minor aerazione ha consentito, inoltre, una riduzione stimata delle emissioni di CO₂ del 36 % (Da Ros et al., 2020).

Behera et al. (2018), modellizzando gli impatti sulla linea acque a seguito della sostituzione della sedimentazione primaria con i filtri Salsnes, per un impianto di depurazione con potenzialità pari a 100 000 AE, hanno ottenuto una riduzione della domanda energetica dell'8 %. A ciò si aggiunge inoltre un incremento nella potenziale produzione di metano (da 1032 a 1086 kg CH₄ d⁻¹), una diminuzione della concentrazione di ammonio (da 0.19 a 0.15 mg L⁻¹) ed un aumento della concentrazione di nitrati nell'effluente (da 9.15 a 13.07 mg L⁻¹, per via della minor capacità denitrificante dovuta alla riduzione del COD in ingresso alla denitrificazione).

L'elevata efficienza di rimozione del COD nei trattamenti primari può essere infatti associata ad un potenziale peggioramento della capacità denitrificante. Come riportato da Tas et al. (2009), il COD sedimentabile costituisce infatti un importante fonte di carbonio utilizzabile in denitrificazione.

Differentemente, Razafimanantsoa et al. (2014) hanno concluso che i filtri Salsnes non influiscano negativamente sulla capacità denitrificante. Infatti, studiando alla scala di laboratorio le componenti di due flussi distinti (refluo non filtrato e refluvo a valle della filtrazione con differente spaziatura) con un basso rapporto sCOD/tCOD iniziale, non sono state conseguite significative variazioni nella velocità specifica di

Capitolo 1: stato dell'arte

denitrificazione (SDNR), nonostante la riduzione del rapporto C/N (da 7.67 a 6.10 g COD/g N con filtrazione a 150 µm, da 9.71 a 5.86 g COD/g N con filtrazione a 90 µm).

Allo stesso modo, Ruiken et al. (2013) hanno valutato, tramite un impianto pilota, come l'implementazione dei filtri Salsnes per il recupero della cellulosa non fosse impattante per la denitrificazione, stante il mantenimento di un buon rapporto BOD/N (sceso da 4.11 a 4 g BOD/g N). Il mancato impatto sulla denitrificazione potrebbe essere spiegato dalla limitata degradabilità del COD associato alla cellulosa rimossa selettivamente dai filtri (Reiken et al., 2018).

Similmente, Da Ros et al (2020), pur avendo ottenuto una riduzione del rapporto COD/N da 10.3 a 7.8 g COD/g N, hanno comunque ritenuto trascurabile l'impatto dei filtri sulla denitrificazione per via della rimozione della componente lentamente biodegradabile del COD.

Infine, un recente studio (Gupta et al., 2019) ha quantificato, mediante prove respirometriche, la frazione del COD solubile in ingresso ed in uscita dal filtro Salsnes. Le frazioni particolate del COD sono state invece ottenute tramite bilanci di massa del COD. Come previsto, il filtro non ha determinato una riduzione della componente solubile del COD (sCOD), come riportato in Tabella 8.

Tabella 8. Caratterizzazione mediante prove respirometriche e bilanci di massa del refluo in ingresso ed in uscita da un filtro Salsnes (Gupta et al., 2019).

<i>Parametro</i>	<i>Unità di misura</i>	<i>Influente Salsnes</i>	<i>Effluente Salsnes</i>
tCOD	mg L ⁻¹	804	668
sCOD	mg L ⁻¹	316	311
xCOD	mg L ⁻¹	488	357
SST	mg L ⁻¹	356	258
SSV	mg L ⁻¹	278	192
Rimozione SST	%	28	
Rimozione COD	%	17	
sCOD/tCOD	-	0.39	0.46
SSV/SST	-	0.78	0.74

Capitolo 1: stato dell'arte

1.7.2. Impatti in linea fanghi

L'impatto del recupero della cellulosa sulla linea fanghi può essere nel complesso tanto positivo quanto negativo, a seconda dell'utilizzo finale del materiale recuperato e degli specifici trattamenti presenti nell'impianto dove il processo viene implementato.

In generale, l'impatto sulla linea fanghi risulta negativo nel momento in cui il depuratore è provvisto del comparto di digestione anaerobica e il fango cellulosico recuperato viene sottratto alla digestione, in quanto si riduce la potenziale produzione di biogas (van der Hoek et al., 2016).

Differentemente, l'impatto risulta positivo quando il fango cellulosico viene trattato in digestione anaerobica (o comunque valorizzato all'interno dell'impianto stesso, ad esempio per produrre VFA), per via dell'elevata produzione di metano potenzialmente ottenibile stante l'alta concentrazione di materiale organico presente nel fango (Paulsrud et al., 2014).

Un ulteriore impatto positivo sulla linea fanghi può essere determinato dalla vendita del fango cellulosico come prodotto da valorizzare: oltre al ricavo economico diretto, infatti, è possibile ottenere una riduzione dei costi associati al mancato trattamento e smaltimento dei fanghi recuperati.

2. Materiali e metodi

2.1. L'impianto di depurazione di Truccazzano

Il reattore pilota oggetto della ricerca è stato installato presso l'impianto di depurazione di Truccazzano (Figura 2.1), gestito da gruppo CAP. L'impianto tratta le acque reflue provenienti da comuni situati nella zona orientale e nord-orientale della città metropolitana di Milano, che costituiscono un agglomerato di circa 189 000 abitanti equivalenti. La portata media sollevata dall'impianto nel 2020 risulta pari a circa 85 000 m³ d⁻¹, mentre quella effettivamente trattata, sempre nel 2020, risulta pari a circa 77 500 m³ d⁻¹.



Figura 2.1. L'impianto di depurazione di Truccazzano (gruppo CAP).

2.1.1. Linea acque

I quattro collettori fognari (Pozzuolo Martesana, Melzo, Liscate e Truccazzano) raggiungono l'impianto a quote diverse. Per questa ragione il *sollevamento di testa*, costituito da coclee e pompe, viene suddiviso a seconda della quota tra sollevamento "basso" e sollevamento "alto". Appena a valle del sollevamento i liquami vengono sottoposti ad una fase di *grigliatura fine*, costituita da tre griglie a nastro con pori circolari aventi spaziatura pari a 6 mm, per poi ripartirsi verso due canali di post grigliatura. I canali confluiscono quindi in due *dissabbiatori*, per la rimozione di sabbie ed oli, e, successivamente, in una *vasca di equalizzazione* posta in linea, costruita in passato per laminare gli eccessivi carichi di COD di provenienza industriale in ingresso al comparto biologico. La vasca, attualmente non strettamente necessaria per la funzionalità di impianto, consente comunque un'omogeneizzazione del carico di solidi sospesi in ingresso ai sedimentatori

Capitolo 2: materiali e metodi

primari. Nota la portata media sollevata nel 2020, pari a $3546 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, ed il volume della vasca di equalizzazione, pari a 7123 m^3 , è stato calcolato il tempo di residenza idraulico del refluo in vasca applicando la seguente relazione (6):

$$\text{HRT [h]} = \frac{\text{Volume vasca equalizzazione [m}^3\text{]}}{\text{Portata media sollevata [} \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{]}} = 2 \quad (6)$$

A valle della vasca di equalizzazione si trova il ripartitore di portata, che suddivide il liquame tra le 4 linee di *sedimentazione primaria* attualmente in funzione (un'ulteriore linea, la quinta, è infatti al momento inutilizzata e sarà oggetto di revamping). Il ripartitore riceve inoltre in ingresso i fanghi di supero provenienti dai sedimentatori secondari, con una portata media compresa tra 35 e $40 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. La concentrazione di solidi sospesi in ingresso ai sedimentatori primari risulta quindi maggiore rispetto a quanto misurato sul liquame in ingresso al depuratore.

Il comparto biologico è costituito da un impianto a fanghi attivi, con ricircolo di fango e miscela aerata in testa alla *denitrificazione*. La particolarità nella fase di *nitrificazione* riguarda l'implementazione del processo OSCAR® (aerazione intermittente), che consiste nell'insufflare aria ad intermittenza sulla base del dato in tempo reale di azoto ammoniacale e di un set point di azoto ammoniacale impostato. L'aerazione intermittente comporta una riduzione dei consumi energetici, in quanto l'erogazione dell'aria avviene solo quando è effettivamente necessaria l'ossidazione dell'ammoniaca a nitrati, ed altri vantaggi, tra cui: una riduzione nella produzione dei fanghi di supero (in quanto diminuisce la resa cellulare della biomassa), un'efficace rimozione dell'azoto e una parziale defosfatazione biologica. Sono infine presenti tre *sedimentatori secondari* ed una fase di *filtrazione finale* (attualmente non attiva). La fase di *disinfezione* viene effettuata con acido peracetico, mentre la rimozione chimica del fosforo mediante dosaggio di alluminato di sodio a monte del comparto biologico.

2.1.2. Linea fanghi

La linea fanghi, attualmente in fase di revamping, tratta i fanghi misti estratti dai sedimentatori primari ed è costituita dai seguenti comparti:

- 2 *pre-ispessitori statici* a gravità.
- 2 *digestori anaerobici*, connessi ad un gasometro e ad una torcia per la gestione del biogas prodotto.
- 2 *post-ispessitori statici* a gravità.
- 2 *centrifughe* per la disidratazione dei fanghi, con dosaggio di polielettrolita organico come agente coadiuvante.

Capitolo 2: materiali e metodi

2.2. Il reattore pilota Cellvation® (Truccazzano)

Come accennato in precedenza, il reattore pilota Cellvation® installato a Truccazzano è costituito da 4 unità operative disposte in serie: un dissabbiatore (1), un filtro a tamburo rotante (2), un filtro a nastro rotante tipo Salsnes SF 2000 (3) e una pressa a vite (4).

Rispetto a quanto proposto in SMART – Plant (si rimanda alla figura nel capitolo introduttivo) il progetto di Truccazzano riporta le seguenti differenze:

- È stato aggiunto un dissabbiatore come prima unità operativa, consentendo la captazione del refluo a monte della fase di dissabbiatura e disoleatura.
- Non sono presenti le fasi finali di essiccamento (con conseguente igienizzazione) e pellettizzazione della cellulosa recuperata (Recell®).
- I flussi liquidi in uscita dal sistema di Truccazzano confluiscono in un'unica tubazione di scarico che, tramite la rete di fognatura interna, scarica in testa all'impianto di depurazione.

Si riporta in Figura 2.2 lo schema dell'impianto Cellvation® installato a Truccazzano.

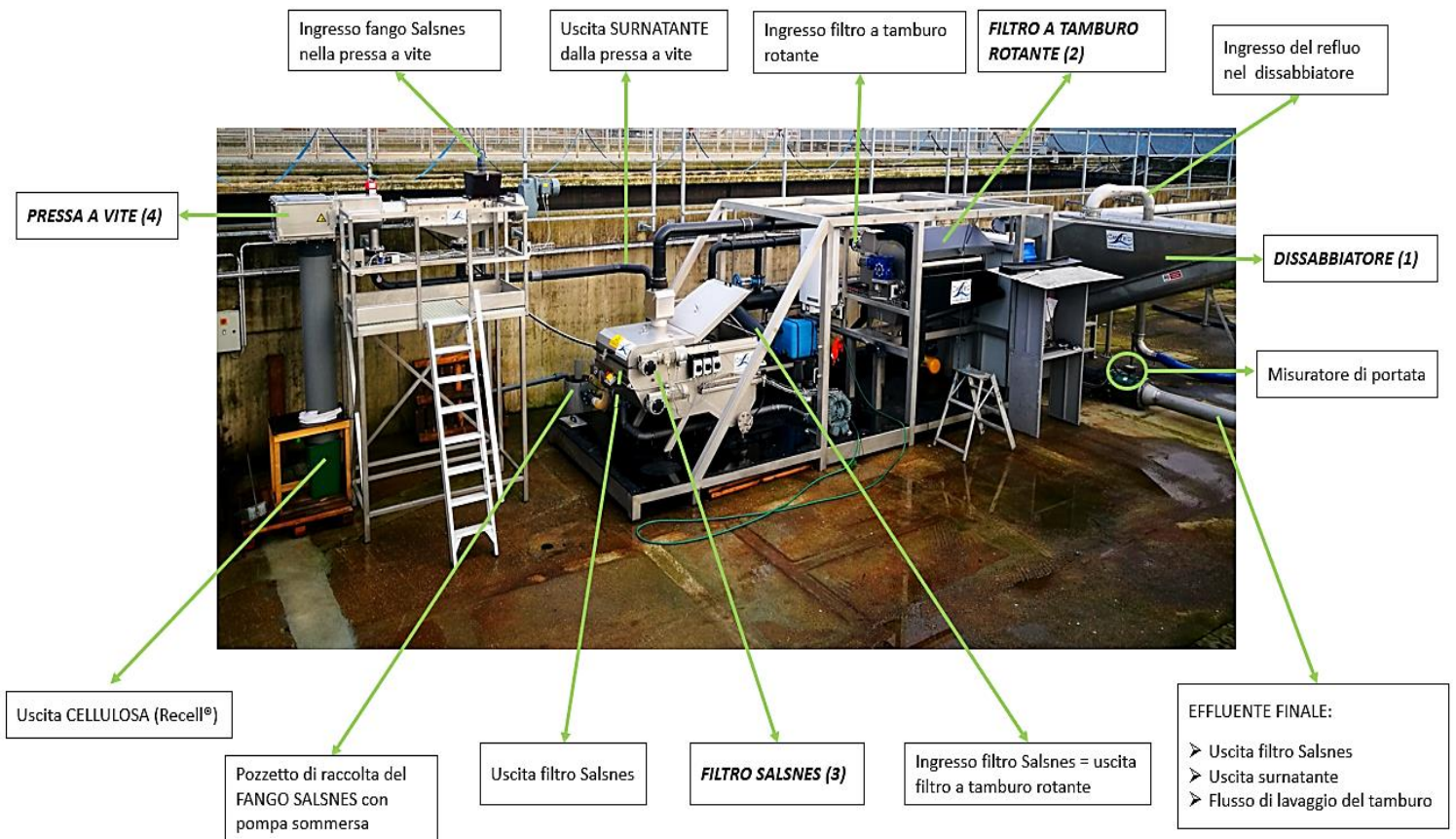


Figura 2.2. Impianto Cellvation®: configurazione impiantistica installata a Truccazzano.

Capitolo 2: materiali e metodi

2.2.1. Captazione del refluo

Il refluo viene captato in due diversi punti di prelievo, a seconda della fase di sperimentazione:

1. A monte della grigliatura fine, nella prima parte della ricerca. La proposta iniziale è quella di posizionare la pompa di captazione in un pozzetto a monte della grigliatura fine (a Truccazzano non è presente la grigliatura grossolana), al fine di massimizzare i solidi sospesi in ingresso al pilota.
2. Nel canale a valle della fase di grigliatura fine, nella seconda parte della ricerca.

La pompa sommersa utilizzata è di tipo Flygt 3085.160 – 460. La misurazione della portata in ingresso al pilota viene effettuata tramite un misuratore di portata collocato sulla tubazione di uscita (Figura 2.2), considerando quindi la seguente equazione (7):

$$Q_{USCITA, PILOTA} = Q_{INGRESSO, PILOTA} \quad (7)$$

L'assunzione è giustificata dal fatto che l'effluente finale, rispetto al refluo in ingresso, viene privato della portata di fango recuperato dal filtro Salsnes e viene arricchito del flusso di lavaggio del filtro a tamburo. Entrambe le portate risultano comunque nell'ordine dei $L h^{-1}$, quindi un ordine di grandezza inferiori rispetto alla portata del refluo in ingresso al sistema.

2.2.2. Dissabbiatore

La prima unità operativa è rappresentata da un dissabbiatore, dove le sabbie, che sedimentano sul fondo del reattore secondo le leggi della sedimentazione discreta, vengono estratte tramite una coclea. Quest'ultima trasporta le sabbie stesse verso un cassone posto all'esterno del dissabbiatore. La durata e la frequenza di rotazione della coclea sono regolabili a PLC.

Il volume del dissabbiatore risulta pari a $5.32 m^3$. Considerando una portata media in ingresso di $70 m^3 h^{-1}$, è stato stimato il tempo di residenza idraulico (HRT), pari a circa 4 minuti e 30 secondi.

2.2.3. Filtro a tamburo rotante

Il refluo in uscita dal dissabbiatore continua il suo percorso secondo una delle seguenti modalità:

1. Se la valvola a saracinesca del bypass è chiusa, il refluo entra nel filtro a tamburo rotante.
2. Se la valvola a saracinesca del bypass è aperta, il refluo bypassa il filtro a tamburo rotante ed entra direttamente nel filtro Salsnes.

Capitolo 2: materiali e metodi

L'acqua in ingresso al filtro impatta contro il tamburo, costituito da una griglia avente spaziatura pari a 250 μm e mantenuto in rotazione a velocità costante. I residui separati si depositano sulla superficie esterna del tamburo e vengono rimossi grazie ad un raschiatore a lama. Lo scarto del tamburo si accumula in una canaletta e viene definitivamente allontanato dal comparto grazie ad un flusso d'acqua di lavaggio, regolabile sia in termini di frequenza che di durata, che convoglia il tutto verso la tubazione di scarico finale del sistema (Figura 2.2). Un ulteriore flusso di lavaggio, che si attiva in contemporanea al lavaggio del materiale separato, è predisposto per la pulizia della parte interna della griglia ed è operato da appositi ugelli.

Il moto monodimensionale imposto al flusso in ingresso al tamburo e le condizioni di turbolenza non consentono la formazione di uno strato di solidi sospesi (*cake layer*): è così possibile la rimozione di solidi non cellulosici (costituiti in generale da materiale che sfugge alla grigliatura fine, come ad esempio i capelli) facendo sì che le fibre di cellulosa passino inalterate al comparto successivo. Per questo motivo il filtro a tamburo è anche indicato dai costruttori con l'acronimo di "*Cellulose Washer*", ad indicare come funzione principale del tamburo la rimozione delle impurezze in ingresso al trattamento successivo, così da massimizzare la percentuale di cellulosa presente nel fango recuperato a valle del filtro Salsnes.

I parametri regolabili a PLC sono la frequenza e la durata del flusso di lavaggio. Non risulta però possibile quantificare la portata di lavaggio. Alle tubazioni di ingresso e di uscita è stata inoltre aggiunta una terza tubazione per consentire l'overflow dal filtro in caso di necessità.

2.2.4. Filtro a nastro rotante Salsnes

Il filtro a nastro rotante tipo Salsnes SF 2000 è predisposto al fine di separare selettivamente le fibre cellulose, con una portata massima trattabile pari a $144 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Il sistema di pulizia in continuo dello strato di solidi accumulatosi sul nastro avviene grazie ad una lama d'aria, erogata da un'apposita soffiante. Si rimanda al paragrafo 1.4 per la descrizione del funzionamento del filtro.

Nell'applicazione specifica, il filtro Salsnes viene predisposto secondo due differenti modalità operative:

➤ **Modalità PID.**

Consiste nell'impostare a PLC tre diversi livelli idrici a monte del filtro:

1. Livello "desiderato". È il livello che il filtro cerca di mantenere, regolando automaticamente la velocità del nastro. In accordo con quanto illustrato nel paragrafo 1.4, l'operatività abituale del filtro Salsnes è consistita nell'imporre a PLC il maggior battente idrico possibile, tra 40 e 44 cm, così da favorire la formazione del suddetto *cake layer*.
2. Livello di "start" (imposto a circa 40 cm).
3. Livello di "stop" (imposto a circa 30 cm).

Capitolo 2: materiali e metodi

In condizioni di basso carico di solidi in ingresso al filtro potrebbe non essere possibile mantenere il livello “desiderato”. Onde evitare continue interruzioni della soffiante e del motore del nastro, che ne limiterebbero il ciclo di vita, è stato scelto di predisporre due ulteriori livelli, detti di “start” e di “stop”, che costituiscono un intervallo (regolabile) di altezze all’interno del quale il filtro, pur senza raggiungere il livello “desiderato”, ruota alla minima velocità, pari a 5 Hz. Nel momento in cui il livello idrico a monte del nastro scende anche al di sotto del livello di “stop”, il motore del nastro e la soffiante si spengono automaticamente. Il livello riprende a crescere di conseguenza, fino al nuovo raggiungimento del livello di “start”, a partire dal quale l’operatività del filtro riprende regolarmente.

➤ **Modalità lineare.**

Consiste nell’impostare a PLC 4 parametri: livello idrico di “start”, livello idrico di “stop”, velocità del nastro minima e velocità del nastro massima. A partire da tali parametri, il sistema di controllo calcola la retta passante per 2 punti, aventi coordinate: (livello idrico di start; velocità minima) e (livello idrico di stop; velocità massima). A seconda del livello che si crea a monte del nastro e della retta interpolante, il filtro regola automaticamente la velocità di rotazione del nastro.

Nella sperimentazione è stato scelto di utilizzare la modalità PID, in quanto più resiliente alle variazioni degli SST nel flusso in ingresso e più agevolmente comparabile con i risultati presenti in letteratura.

Oltre al lavaggio in continuo con aria sono presenti due lavaggi ad acqua discontinui, regolabili a PLC in termini di frequenza e di durata: il lavaggio del nastro per la rimozione di oli e grassi ed il lavaggio del fondo del filtro, per rimuovere il materiale accumulatosi durante l’operatività.

2.2.5. Pressa a vite

L’obiettivo è la disidratazione spinta del fango recuperato dal filtro Salsnes. Quest’ultimo viene trasportato dal pozzetto di raccolta (Figura 2.2) alla pressa tramite una pompa sommersa, che si attiva quando il fango raggiunge il livello di “attacco” e si arresta dopo un determinato intervallo temporale. Sia il livello di “attacco” nel pozzetto che il tempo di pompaggio sono stati fissati in fase di collaudo e non sono regolabili a PLC.

Contemporaneamente al pompaggio del fango viene avviata la coclea della pressa, che ruota per il solo “*running time*” impostato dal fornitore (anche questo parametro operativo non è disponibile a PLC). Il fango in ingresso viene movimentato dalla coclea in una prima area, avente funzione di ispessimento, per poi essere trasportato verso il cono in pressione, dove la pressione esercitata sul fango dalla spinta della coclea verso il cono consente la formazione di un pannello di fango disidratato lungo la circonferenza che costituisce la base del cono stesso. Il cono è mantenuto in pressione mediante aria compressa, erogata da un apposito compressore. La griglia forata che circonda il cono viene pulita tramite acqua di lavaggio in uscita da appositi

Capitolo 2: materiali e metodi

ugelli, così da rimuovere il flusso di surnatante creatosi durante il ciclo operativo. È possibile regolare i seguenti parametri operativi:

- Velocità di rotazione della coclea (da PLC).
- Pressione imposta al cono (tramite regolazione manuale di un manometro).
- Frequenza e durata del lavaggio (da PLC).

Il fango cellulosico disidratato in uscita dalla pressa, denominato Recell®, si accumula in un cassone esterno. Il surnatante prodotto dalla separazione solido-liquido viene invece convogliato nella tubazione di scarico finale. Si riportano in Figura 2.3 le componenti del pilota sopra descritte: il dissabbiatore (1), il filtro a tamburo rotante (2), il filtro Salsnes (3) e la pressa a vite (4).



(1): Dissabbiatore



(2): Filtro a tamburo rotante: parte esterna (a sinistra) e parte interna della griglia (a destra).

Capitolo 2: materiali e metodi



(3): Filtro a nastro rotante tipo Salsnes SF 2000.



(4): Pressa a vite (a sinistra) con particolare del cono in pressione (a destra).

Figura 2.3. Unità operative dell'impianto pilota Cellvation® installato a Truccazzano.

2.3. Monitoraggio analitico

2.3.1. Prove di laboratorio

La campagna di analisi è stata caratterizzata dallo svolgimento delle seguenti prove di laboratorio:

- I solidi totali (ST), i solidi sospesi totali (SST), i solidi volatili (SV), e i solidi sospesi volatili (SSV) sono stati misurati in accordo ai metodi standard (APHA, 2005). In particolare, per le filtrazioni sono stati utilizzati filtri in fibra di vetro (Whatman) con spaziatura pari a 0.7 μm .
- Il COD e l'azoto totale (N_{TOT}) sulla linea acque sono stati svolti mediante analisi in cuvetta (HACH-LANGE: LCK 314 per il COD e LCK 238 per N_{TOT}) e processati tramite misura dell'assorbanza con lo spettrofotometro HACH-LANGE UV-VIS DR 6000.
- Il COD e il TKN sui campioni di fango sono stati misurati presso il laboratorio Rozzi di Cremona in accordo ai metodi standard (APHA, 2005).
- Il pH è stato misurato attraverso una sonda portatile (HACH-LANGE HQ40d).

2.3.2. Campionamento e bilancio dei solidi

Il calcolo delle efficienze di rimozione nelle varie sezioni del sistema è stato condotto, nella prima fase della sperimentazione, tramite un campionamento istantaneo sui flussi in corrispondenza di ciascuna sezione del pilota (si rimanda alla Figura 2.2). Questa metodologia di campionamento è stata successivamente modificata poiché poco rappresentativa per la valutazione delle efficienze di rimozione, in quanto è stato notato come le concentrazioni di solidi in ingresso subissero repentine variazioni nel corso del tempo.

Per ovviare al problema, nella seconda fase della sperimentazione le concentrazioni e le portate più impattanti sul bilancio, o più influenzate dalla variazione nel tempo, sono state misurate mediante un campionamento realizzato su un orizzonte temporale di 24 ore e sono stati semplificati i bilanci di massa. In particolare, per quantificare le **concentrazioni** da utilizzare nel bilancio, è stato previsto:

- Il campionamento del refluo in ingresso al pilota sulle 24 ore, utilizzando un campionatore portatile Maxx (Figura 2.4) posizionato nel canale di post grigliatura fine dell'impianto di Truccazzano. Il campionatore è dotato di un tubo che viene calato nel canale e di una pompa peristaltica per la captazione del refluo. Il campionatore è stato inoltre programmato in modo da prelevare un'aliquota di refluo ogni 20 minuti. Il valore della concentrazione dei solidi ottenuto dal refluo in ingresso è denominato $[SST]_{\text{Ingresso, campionatore}}$.

Capitolo 2: materiali e metodi



Figura 2.4. Campionatore portatile Maxx utilizzato per il campionamento del refluo in ingresso al pilota.

- Di trascurare l’impatto del dissabbiatore rispetto alla rimozione degli SST.
- Il campionamento dei flussi di fango per la stima delle concentrazioni di solidi mediante campionamenti istantanei, per via della minor variabilità temporale delle concentrazioni in questi flussi. È stato inoltre considerato trascurabile il contenuto di solidi disciolti nel fango. Pertanto (equazione 8) è stato posto:

$$[ST]_{\text{Fango Salsnes, cellulosa, surnatante}} = [SST]_{\text{Fango Salsnes, cellulosa, surnatante}} \quad (8)$$

Per quanto riguarda invece la misura delle **portate** utilizzate nel bilancio:

- La misura della portata di refluo in ingresso al sistema è stata valutata sulla base del valore istantaneo letto giornalmente (d_i) sul misuratore di portata. L’approssimazione è stata resa necessaria dal fatto che non fosse disponibile a PLC il valore di portata cumulato sulle 24 ore, ed è stata giustificata dal fatto che la pompa di captazione del refluo non fosse provvista di inverter per modulare la rotazione della girante; di conseguenza, non sono state osservate particolari oscillazioni della portata pompata nell’arco del giorno. Pertanto (equazione 9):

$$Q_{\text{Ingresso, 24 ore}} = Q_{\text{Ingresso, istantanea}} (d_i) \cdot 24 \text{ [h d}^{-1}\text{]} \quad (9)$$

- Il peso del fango cellulosico recuperato [kg d^{-1}] è stato misurato tramite bilancia sulle 24 ore, coerentemente con la misura degli SST in ingresso. A partire dalla portata massica del fango

Capitolo 2: materiali e metodi

cellulosico è stata calcolata la portata volumetrica [L d⁻¹] considerando la densità effettiva del fango cellulosico ($\gamma_{\text{Cellulosa}}$), espressa come segue (10):

$$\gamma_{\text{Cellulosa}} = \left(\frac{u}{\gamma_{\text{acqua}}} + \frac{v \cdot (1-u)}{\gamma_v} + \frac{(1-v) \cdot (1-u)}{\gamma_{nv}} \right)^{-1} \quad (10)$$

dove:

- “u” indica l’umidità della cellulosa, “v” la frazione in peso dei solidi volatili sul secco totale della cellulosa (%), “ γ_v ” il peso specifico della sostanza volatile (= 1.05 t m⁻³) e “ γ_{nv} ” il peso specifico della sostanza non volatile (= 2.5 t m⁻³).

Infine, per quantificare **l’influenza del filtro a tamburo** nella rimozione degli SST, è stato eseguito un campionamento istantaneo (esterno quindi al bilancio dei solidi) a monte e a valle del tamburo stesso, che ha consentito una stima delle efficienze di rimozione degli SST (η_{Tamburo}) (equazione 11):

$$\eta_{\text{Tamburo}} = \frac{SST_{\text{Ingresso, tamburo}} - SST_{\text{Uscita, tamburo}}}{SST_{\text{Ingresso, tamburo}}} \quad (11)$$

La concentrazione di SST in ingresso al filtro Salsnes ($[SST]_{\text{Ingresso, Salsnes}}$) è stata quindi calcolata a partire dalla concentrazione misurata attraverso il campionatore portatile ($[SST]_{\text{Ingresso, campionatore}}$) e dall’efficienza del tamburo, tramite la seguente relazione (12):

$$[SST]_{\text{Ingresso, Salsnes}} = [SST]_{\text{Ingresso, campionatore}} \cdot (1 - \eta_{\text{Tamburo, media}}) \quad (12)$$

dove $\eta_{\text{Tamburo, media}}$ rappresenta la media delle efficienze di rimozione degli SST nel filtro a tamburo.

Il **bilancio di massa dei solidi** è stato impostato a cavallo della pressa a vite. La nomenclatura per identificare i diversi flussi di fango nella fase di separazione solido-liquido è la seguente:

- “Fango Salsnes”: indica il fango recuperato dal filtro Salsnes, a monte della fase di disidratazione;
- “Surnatante”: indica il separato liquido in uscita dalla pressa a vite;
- “Cellulosa”: indica il fango cellulosico disidratato recuperato dalla pressa a vite.

Lo schema concettuale dei diversi flussi nel bilancio dei solidi è riportato in Figura 2.5, mentre le variabili associate al bilancio di massa alla pressa sono riportate in Tabella 9.

Capitolo 2: materiali e metodi

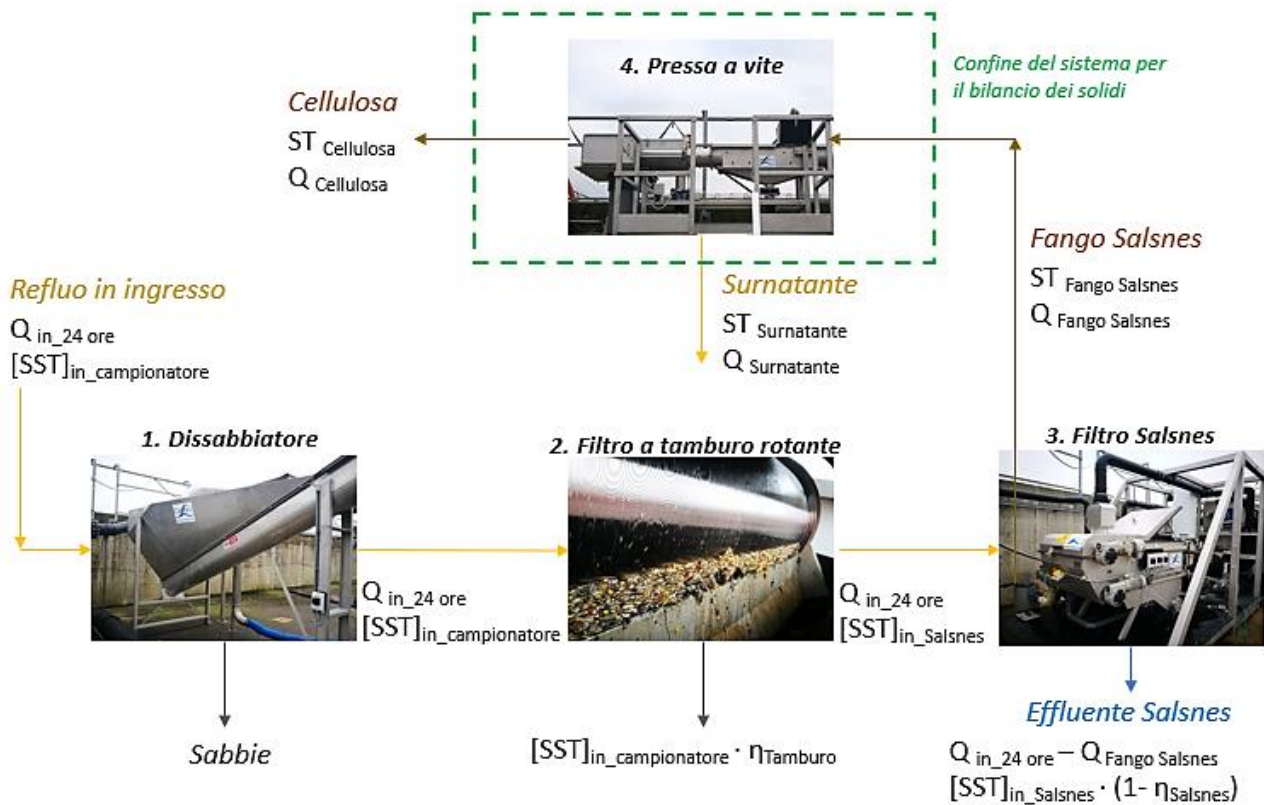


Figura 2.5 Schema concettuale dei flussi nel bilancio dei solidi a cavallo della pressa a vite.

Tabella 9. Variabili associate al bilancio di massa alla pressa.

	Concentrazioni [g L ⁻¹]	Portate [L d ⁻¹]
Misurate	[ST] _{Fango Salsnes} , [ST] _{Cellulosa} [ST] _{Surnatante}	Q _{Ingresso, 24 ore}
Incognite	-	Q _{Fango Salsnes} Q _{Surnatante}

Il calcolo delle portate di Fango Salsnes e Surnatante viene effettuato risolvendo le equazioni che identificano il bilancio di massa di solidi (13) e il bilancio delle portate (14), ossia:

$$Q_{\text{Fango Salsnes}} \cdot [ST]_{\text{Fango Salsnes}} = Q_{\text{Surnatante}} \cdot [ST]_{\text{Surnatante}} + Q_{\text{Cellulosa}} \cdot [ST]_{\text{Cellulosa}} \quad (13)$$

$$Q_{\text{Fango Salsnes}} = Q_{\text{Surnatante}} + Q_{\text{Cellulosa}} \quad (14)$$

Dalla risoluzione del bilancio sono state ricavate le seguenti relazioni (15 e 16):

Capitolo 2: materiali e metodi

$$Q_{\text{Fango Salsnes}} = \frac{Q_{\text{Cellulosa}} \cdot [ST]_{\text{Cellulosa}} - Q_{\text{Cellulosa}} \cdot [ST]_{\text{Surnatante}}}{[ST]_{\text{Fango Salsnes}} - [ST]_{\text{Surnatante}}} \quad (15)$$

$$Q_{\text{Surnatante}} = Q_{\text{Fango Salsnes}} - Q_{\text{Cellulosa}} \quad (16)$$

A partire dalla portata di Fango Salsnes ricavata tramite il bilancio dei solidi, sono state ottenute le efficienze di rimozione delle componenti (SST, BOD, COD, TKN) in linea acque, come segue (equazione 17).

$$\eta_{\text{Rimozione}} = \frac{Q_{\text{Fango Salsnes}} \cdot \text{Concentrazione (SST,BOD,COD,TKN)}_{\text{Fango Salsnes}}}{Q_{\text{Ingresso, 24 ore}} \cdot \text{Concentrazione (SST,BOD,COD,TKN)}_{\text{Ingresso, Salsnes}}} \quad (17)$$

Per la risoluzione dell'equazione (17) è stato ipotizzato che il filtro a tamburo non abbia un impatto significativo nella rimozione del COD, del BOD e del TKN in ingresso. Le efficienze di rimozione attese (comprese nel range 0 ÷ 5 %) sono comunque di difficile valutazione considerando le incertezze legate alle analisi (soprattutto quando effettuate in kit). Le concentrazioni delle suddette componenti, in ingresso al filtro Salsnes, sono state pertanto assunte pari alle concentrazioni in ingresso al pilota. Inoltre, la concentrazione del TKN in ingresso al filtro Salsnes è stata ipotizzata pari alla concentrazione di azoto totale, stante la trascurabile presenza dei nitrati nel refluo in ingresso all'impianto di Truccazzano (dati di Gruppo CAP).

2.3.3. Prove di BOD

Le prove di BOD sono state realizzate con l'obiettivo di quantificare l'efficienza di rimozione del sistema rispetto alla sostanza organica biodegradabile, nonché per una valutazione sulla degradabilità aerobica del fango cellulosico recuperato. Le prove sono state condotte secondo due set di durata: 5 giorni (misura del BOD₅) e 20 giorni (misura del BOD₂₀). Sono stati utilizzati i misuratori di BOD Oxitop (Figura 2.6), che misurano, tramite un trasduttore collegato ad un microprocessore, la depressione causata dal consumo di ossigeno da parte dei batteri per la degradazione aerobica della sostanza organica. La depressione viene poi direttamente convertita nella misura del BOD.

Per la realizzazione della prova, sono stati dosati in ciascuna bottiglia:

- Il substrato, costituito sia dal refluo che dal Fango Salsnes. Il dosaggio è stato opportunamente regolato sulla base della concentrazione di BOD attesa: maggiore è il BOD atteso, minore sarà il dosaggio, in modo che i batteri possano disporre di uno spazio di testa maggiore e, di conseguenza, di una maggiore quantità di ossigeno per la degradazione della materia organica biodegradabile. Il fango Salsnes è stato inoltre opportunamente diluito prima del dosaggio (diluizione 1:20).

Capitolo 2: materiali e metodi

- 1 ml di inoculo, costituito dalla biomassa batterica presente nella vasca a fanghi attivi del depuratore di Truccazzano. La preparazione dell'inoculo è consistita nell'areazione per circa un'ora, al fine di riattivare la biomassa, e nell'immissione del fango attivo in un cono Imhoff. L'inoculo dosato è stato costituito dalla componente non sedimentata presente nel cono.
- 1 ml di soluzione di nutrienti, costituita da: acqua (1 L), FeCl₃ (1 ml), CaCl₂ (1 ml), MgSO₄ (1 ml) e una soluzione tampone (1 ml).
- Una soluzione di Allitiourea (ATU) con titolo a 10 g L⁻¹ per l'inibizione dei batteri nitrificanti.
- Pastiglie di soda per la rimozione della CO₂ prodotta dall'attività batterica durante la degradazione della materia organica. Sono state dosate 2 pastiglie di soda per il BOD₅ e 8 per il BOD₂₀.



Figura 2.6. Bottiglie Oxitop per la misura del BOD.

2.3.4. Prove BMP

Le prove BMP (*Biochemical Methane Potential*) sono state realizzate per determinare la produzione biochimica di metano ottenibile dal fango cellulosico, nonché per studiarne la degradabilità in condizioni anaerobiche.

Per ciascuna data di campionamento è stata svolta una prova in triplicato, dosando le seguenti matrici:

- *Substrato*: fango cellulosico, i cui campioni (7 in totale) sono stati scelti appositamente per rappresentare al meglio le diverse composizioni del fango ottenute durante la sperimentazione.
- *Inoculo*: digestato proveniente dall'impianto di depurazione di Sesto San Giovanni, per fornire la biomassa batterica che rende possibile la degradazione anaerobica del substrato. Il dosaggio del solo inoculo è stato inoltre utilizzato per la prova (sempre in triplicato) denominata di "bianco".

Capitolo 2: materiali e metodi

Le prove sono state effettuate seguendo le metodologie riportate nella letteratura tecnica (Angelidaki et al., 2009; Holliger et al., 2016; Holliger et al., 2020). In particolare, la preparazione delle prove è consistita in due step fondamentali:

- Degasaggio del digestato in termostato per una settimana alla temperatura di svolgimento delle prove (35 °C), così da rimuovere i residui organici biodegradabili inizialmente presenti.
- Essiccamento del campione di fango cellulosico recuperato. Stante l'impossibilità di svolgimento delle prove nel periodo di tempo consigliato per la conservazione dei campioni in frigorifero (tra 2 e 5 giorni), è stato scelto di evitarne il congelamento in quanto possibile fattore di alterazione nei risultati di BMP. È stato quindi preferito l'essiccamento dei campioni in termostato per circa 24/48 ore alla temperatura di 50 °C, a seguito di cui ne è stata predisposta la conservazione in frigorifero.

Le prove sono state eseguite utilizzando la strumentazione AMPTS (Automatic Methane Potential Test System), dalla quale è stata ricavata un'analisi del biogas prodotto di tipo volumetrico.

L'apparato utilizzato è costituito da una serie di bottiglie (con capacità di circa 600 ml) immerse in una soluzione che consente il trattenimento del calore. Il biogas prodotto da ciascuna bottiglia è convogliato, tramite opportuna connessione, ad un "porta soda" contenente una soluzione di soda 3M, grazie a cui è possibile rimuovere la CO₂, che costituisce circa il 35 – 40 % del biogas. Il biogas è quindi assunto equivalente al metano, trascurando il contributo derivante da altri gas generati dalla digestione anaerobica (il più importante dei quali è solitamente l'idrogeno solforato) (Metcalf et al., 2014).

Il metano in uscita dal "porta soda" viene indirizzato al sistema di misura del gas, costituito da una serie di celle a campana (una per ciascuna bottiglia).

Il BMP è quindi espresso come rapporto tra la produzione di metano in condizioni "normali" (T = 0 °C e P = 101.325 kPa) e il contenuto di solidi volatili del substrato aggiunto, a meno del metano prodotto dal bianco (equazione 18):

$$\text{BMP} = \frac{\text{Nml CH}_4 (\text{substrato}) - \text{Nml CH}_4 (\text{bianco})}{\text{g SV (substrato)}} \quad (18)$$

Le prove sono state condotte in condizioni mesofile (35 °C) impostando un'opportuna miscelazione ed un adeguato dosaggio di soluzioni di oligoelementi, nonché un rapporto tra inoculo e substrato (I/S) compreso tra 1 e 4 gSV_{Inoculo} / gSV_{Substrato} (come suggerito da Holliger et al. (2016)).

Le condizioni operative delle prove sono state riassunte in Tabella 10, mentre in Figura 2.7 è stata riportata una fotografia della strumentazione utilizzata.

Capitolo 2: materiali e metodi

Tabella 10. Condizioni operative delle prove BMP svolte sul fango cellulosico essiccato.

Nome prova	Rapporto I/S [gSV _{Inoculo} / gSV _{Substrato}]	Concentrazione SV_{inoculo} [gSV _{Inoculo} / L]	Concentrazione SV_{substrato} [gSV _{substrato} / kg _{Substrato}]
Cellulosa 25/03/2021	2.69	17.0	808
Cellulosa 26/03/2021	2.76		819
Cellulosa 07/04/2021	2.87		814
Cellulosa 21/04/2021	2.82		702
Cellulosa 23/04/2021	2.88		790
Cellulosa 30/04/2021	2.74		710
Cellulosa 07/05/2021	2.63		684



Figura 2.7. Strumentazione AMPTS per lo svolgimento delle prove BMP.

2.3.5. Prove respirometriche

Le prove respirometriche sono state eseguite sul flusso di Fango Salsnes allo scopo di determinare la frazione rapidamente biodegradabile del COD solubile (rbCOD_{Fango Salsnes}). A partire da tale valore è possibile calcolare gli impatti in termini di rimozione del rbCOD in ingresso alla denitrificazione, applicando l'equazione (17) ed ipotizzando quanto segue:

1. Il filtro a tamburo non rimuove il BOD in ingresso al pilota (19):

$$\text{BOD}_{\text{Ingresso, 24 ore}} = \text{BOD}_{\text{Ingresso Salsnes}} \quad (19)$$

2. Il BOD₅ del refluo in ingresso è approssimato equivalente alla frazione rapidamente biodegradabile del COD (20):

Capitolo 2: materiali e metodi

$$\text{rbCOD}_{\text{Ingresso Salsnes}} = \text{BOD}_{5, \text{Ingresso Salsnes}} \quad (20)$$

La prova respirometrica è stata eseguita in duplicato utilizzando la strumentazione fornita da IDEA Bioprocess Technology, costituita da due reattori indipendenti di volume pari a circa 1 L, ciascuno dei quali è equipaggiato della seguente strumentazione:

- Sonda per la misura dell'ossigeno disciolto nel reattore.
- Sonda per la misura del pH.
- Sonda per la misura della temperatura.
- Sistema di aerazione.
- Pompa di dosaggio di una soluzione acida (HCl) o basica (NaOH), a seconda del tipo di prova.

Le sonde misurano i principali parametri operativi oggetto di studio, riportati in Tabella 11. In particolare, la sonda per la misura dell'ossigeno disciolto analizza la variazione della concentrazione di ossigeno nel tempo (OD(t)), da cui dipende, in funzione delle concentrazioni di ossigeno impostate, l'insufflazione di aria. A partire dalla pendenza della curva OD (t) è inoltre calcolato l'indice OUR, previa impostazione del coefficiente di determinazione R^2 (0.9) e dei punti necessari per l'interpolazione (8). La sonda per la misura del pH regola invece il dosaggio della soluzione per la stabilizzazione del pH stesso, in questa applicazione costituita da HCl.

Tabella 11. Principali parametri operativi impostati nella prova respirometrica.

Parametro	Valore	Unità di misura
pH	7.7	-
OD _{Minimo}	4.5	mg L ⁻¹
OD _{Massimo}	6	mg L ⁻¹
Temperatura	20	°C

L'impostazione della prova prevede le seguenti fasi:

1. Il campione di fango attivo, che costituisce l'inoculo batterico, viene lasciato ad aerare per circa un'ora prima della realizzazione della prova, così da riattivare la biomassa.
2. In ciascun reattore viene dosato circa 800 ml di fango attivo.
3. Dopo aver settato i parametri operativi si predispone l'avvio della prima fase della prova, avente durata di circa 2 ore, in cui si monitora l'attività di respirazione batterica endogena.
4. Terminata la fase di respirazione endogena si predispone il dosaggio di:
 - ➔ Soluzione di ATU a titolo noto (10 mg L⁻¹) per mantenere una concentrazione nel reattore pari a 10 mg L⁻¹.
 - ➔ Soluzione di azoto ammoniacale a titolo noto (10 mg L⁻¹), a seconda della concentrazione di COD attesa nel reattore, in modo da mantenere un rapporto COD : N = 100 : 5.

Capitolo 2: materiali e metodi

- Substrato oggetto di studio, costituito dal Fango Salsnes, in modo da mantenere una concentrazione nel reattore pari a 400 mg L⁻¹. Durante la prima prova è stato dosato anche acetato di sodio (concentrazione nel reattore pari a 100 mg L⁻¹), per valutare il coefficiente di resa cellulare Y_H.
5. Al termine della prova è stato determinato il coefficiente di resa cellulare Y_H, sulla base dell'area sottesa al grafico di OUR in corrispondenza del dosaggio di acetato (avente concentrazione pari ad S₀ [mg/L]) (equazione 21), e la frazione rapidamente biodegradabile del COD solubile associata al Fango Salsnes (l'equazione 22):

$$Y_H = 1 - \frac{\text{Area sottesa grafico OUR}}{S_0} \quad (21)$$

$$\text{rbCOD}_{\text{Fango Salsnes}} = \frac{\text{OUR}}{1 - Y_H} \cdot \frac{V_{\text{totale reattore}}}{V_{\text{Fango Salsnes dosato}}} \quad (22)$$

2.3.6. Analisi interne a Gruppo CAP

Le analisi per la determinazione del contenuto di cellulosa nel fango cellulosico sono state eseguite presso i laboratori del Centro Ricerche di Gruppo CAP, in accordo al metodo NREL (Sluiter et al., 2008; Hames et al., 2008).

I campioni di fango cellulosico sono stati inizialmente essiccati sotto cappa fino al raggiungimento di un tenore di secco superiore al 90 %. Dopo l'essiccamento è stata predisposta la macinatura dei campioni per ridurne le dimensioni. Un esempio di campione essiccato e macinato è rappresentato in Figura 2.8.



Figura 2.8. Campione di cellulosa essiccato e macinato.

Capitolo 2: materiali e metodi

L'analisi prevede la misura della concentrazione di glucosio dopo aver sottoposto il campione ad idrolisi acida utilizzando acido solforico. A partire dalla concentrazione di glucosio è stato infine calcolato il contenuto di cellulosa.

2.4. Impatti sulla filiera depurativa

Stante le basse efficienze di rimozione degli SST ottenute sui filtri Salsnes nella presente ricerca, come verrà descritto nel capitolo successivo, è stato scelto di quantificare i possibili impatti sulla filiera depurativa dell'impianto di Truccazzano ipotizzandone un funzionamento efficace, cioè assumendo per il filtro Salsnes le efficienze di rimozione riportate in letteratura. L'ipotesi è basata sulla possibilità di migliorare le efficienze di rimozione del Salsnes effettuando delle modifiche rispetto all'impianto installato a Truccazzano, utilizzando, ad esempio, una minor spaziatura dei pori del nastro, così come prevedendo il dosaggio di un agente coadiuvante la filtrazione.

Per quanto riguarda gli impatti sulla linea fanghi, è stato inoltre necessario effettuare una serie di assunzioni dato che per l'impianto di Truccazzano non sono al momento disponibili solidi dati storici di produzione di fango misto né di biogas, essendo la fase di digestione anaerobica ad ora in fase di collaudo.

Per la modellazione di entrambe le linee depurative sono stati valutati due scenari allo stato stazionario, studiandone le differenze:

1. Trattamento primario utilizzando i tradizionali *sedimentatori primari* attualmente presenti in impianto, con stima della potenziale produzione di biogas che si avrebbe attivando i digestori.
2. Trattamento primario sostituendo le quattro linee di sedimentazione con i *filtri Salsnes* allo scopo di ottimizzare la produzione di fango cellulosico e di recuperare eventuale spazio dalle linee dismesse per la possibile costruzione di vasche di prima pioggia (a Truccazzano è già presente in linea una vasca di equalizzazione, ma il vantaggio ambientale sarebbe importante negli impianti ad ora sprovvisti). Con la sostituzione di tutta la sedimentazione primaria il fango di supero andrebbe direttamente inviato in digestione anaerobica insieme al surnatante della pressa, in quanto l'immissione in testa ai trattamenti primari (come avviene attualmente) causerebbe, in questo scenario, un sensibile peggioramento delle qualità del fango cellulosico.

2.4.1. Impatti sulla linea acque

La quantificazione degli impatti sulla linea acque è stata effettuata mediante il software Biowin, al fine di determinare l'impatto dei filtri Salsnes sul comparto biologico dell'impianto di depurazione.

Capitolo 2: materiali e metodi

Sono state quindi valutate le differenze tra le due tecnologie in termini di efficienze di rimozione (SST, BOD, COD), di portata d'aria richiesta nella fase di nitrificazione e di variazione di rapporti specifici a monte e a valle dei trattamenti primari (BOD/N).

Come input al modello è stato scelto un dataset fornito da Gruppo CAP, contenente i dati di portata e concentrazione dei più importanti agenti inquinanti analizzati sulla linea acque di Truccazzano nel 2019. In particolare, le simulazioni allo stato stazionario sono state effettuate considerando i valori medi di tutti i parametri a disposizione, che sono stati riportati in appendice.

2.4.2. Impatti sulla linea fanghi: ipotesi e procedure di calcolo

Il calcolo degli impatti sulla linea fanghi ha previsto la quantificazione delle portate di biogas e metano ottenibili nei due scenari, considerando che l'impianto di depurazione di Truccazzano tratta un fango misto. Si è inoltre ipotizzato di destinare il *surnatante della pressa a vite* alla linea fanghi. Infatti, analizzando le caratteristiche del surnatante è stato ritenuto più adeguato il trattamento dello stesso in linea fanghi, così da valorizzarne la potenziale produzione di biogas.

Le elaborazioni sono state effettuate considerando bilanci di massa, dati di letteratura e dati ricavati dall'attuale sperimentazione, e sono state elaborate come segue:

- Ipotesi di rimozione degli SST del 50 % per il sedimentatore primario (Metcalf et al., 2014) e del 56 % per il filtro Salsnes (come da modellazione in Biowin).
- Ipotesi di resa di cattura della pressa pari al 65 %, ipotizzando che non avvenga il dosaggio del polielettrolita ma che l'ottimizzazione dei parametri operativi consenta di raggiungere le rese ottenute in alcuni campionamenti dell'ultima fase di sperimentazione (si rimanda alla successiva Figura 3.9).
- Ipotesi di inviare il fango di supero in digestione anaerobica anche nel caso della filtrazione primaria. I digestori saranno pertanto alimentati con:
 - ➔ Fango primario + fango di supero = fango misto (scenario 1)
 - ➔ Surnatante della pressa a vite + fango di supero (scenario 2)
- Calcolo della portata massica di fango inviato al pre-ispessitore [kg SST d⁻¹], differenziando i tre flussi coinvolti nei due scenari:
 1. Fango primario [kg SST d⁻¹]: calcolato tramite il bilancio di massa dei solidi a cavallo della sedimentazione primaria di Truccazzano;
 2. Fango di supero [kg SST d⁻¹]: calcolato come al punto 1;

Capitolo 2: materiali e metodi

3. Surnatante [kg SST d⁻¹]: calcolato tramite il bilancio di massa dei solidi del processo Cellvation®, sulla base dei ricavati dalla sperimentazione.
- Ipotesi di una resa di cattura del pre-ispessitore (95 %) e calcolo della portata massica di fango pre-ispessito [kg SST d⁻¹] per i flussi di fango (primario, di supero e surnatante) in ingresso alla digestione.
 - Sulla base di un adeguato rapporto SSV/SST (α), diverso per ciascun flusso, è stata calcolata la portata massica di SSV in ingresso al digestore [kg SSV d⁻¹].
 - Ipotesi di un rapporto COD/SSV per ciascun flusso di fango.
 - Ipotesi di un valore di BMP [NL CH₄ kg⁻¹ COD] per ciascun flusso, sulla base di esperienze di letteratura pregresse (per il fango primario e di supero di Truccazzano) e dei dati ottenuti nella presente ricerca (per il surnatante).
 - Mediante la massima produzione di metano ottenibile ($\theta = \text{BMP}_{\text{MAX}} = 320 \text{ NL CH}_4 \text{ kg}^{-1} \text{ COD}$, ipotizzando che circa il 10 % del COD degradato formi nuova biomassa (Metcalf et al., 2014)) è stata calcolata la frazione di COD biodegradabile anaerobicamente (β) per ciascun flusso di fango (primario, supero, surnatante), attraverso l'equazione 23:

$$\beta_{\text{Fango (primario, supero, surnatante)}} = \frac{\text{BMP Fango (primario, supero, surnatante)}}{\theta} \quad (23)$$

- Calcolo della portata massica di SSV biodegradati in digestione per ciascun flusso di fango (24):

$$\text{SSV}_{\text{Bio an, Fango (primario, supero, surnatante)}} = \beta_{\text{Fango (primario, supero, surnatante)}} \cdot \text{SSV}_{\text{in digestione, Fango (primario, supero, surnatante)}} \quad (24)$$

- Calcolo delle portate di fango [m³ d⁻¹] in ingresso al digestore per i tre flussi, ipotizzando che il pre-ispessimento a monte della digestione consenta il raggiungimento di un tenore di secco (per i tre flussi di fango) pari al 5 % (25):

$$Q_{\text{Fango (primario, supero, surnatante)}} = \frac{\text{kg SST Fango (primario, supero, surnatante)}}{1 - \text{umidità}} \quad (25)$$

- Calcolo del tempo di residenza del fango nel digestore, differenziando il calcolo per i due scenari sulla base delle portate calcolate al punto precedente (fango primario + supero nello scenario 1 e surnatante + supero nello scenario 2) (26):

$$\text{HRT}_{\text{digestore Fango (misto, surnatante + supero)}} = \frac{Q_{\text{Fango (misto, surnatante+supero)}}}{\text{Volume del digestore}} \quad (26)$$

- Ipotesi che la codigestione del fango (misto o surnatante + supero) segua una cinetica di degradazione anerobica del fango del primo ordine ($k = 0.22 \text{ d}^{-1}$).

Capitolo 2: materiali e metodi

- Calcolo dell'efficienza del digestore anaerobico nei due scenari tramite la seguente relazione (27):

$$\eta_{\text{digestore Fango (misto, surnatante + supero)}} = 1 - \frac{1}{1 + k \cdot \text{HRT}_{\text{digestore Fango (misto, surnatante+supero)}}} \quad (27)$$

- Calcolo della portata di metano teorica ottenibile dalla digestione anaerobica di ciascun flusso di fango, applicando l'equazione (28) e considerando l'efficienza del digestore calcolata in precedenza: al calcolo delle portate di metano per i tre flussi di fango si associa quindi il valore di efficienza del digestore corrispondente alla codigestione nei 2 scenari. Di conseguenza, la portata di metano ottenuta dal fango primario avrà in input la sola efficienza del digestore dello scenario 1 (fango misto), la portata di metano dal surnatante la sola efficienza riferita allo scenario 2 e infine la portata di metano dal fango di supero sarà calcolata due volte, essendo le efficienze del digestore diverse nei due scenari in cui il fango di supero è coinvolto.

$$\begin{aligned} Q_{\text{CH}_4, \text{ Fango (primario, supero 1 e 2, surnatante)}} \left[\frac{\text{Nm}^3 \text{CH}_4}{\text{d}} \right] \\ = \\ \text{SSV}_{\text{Bio an, Fango (primario, supero, surnatante)}} \left[\frac{\text{kg SSV}}{\text{d}} \right] \cdot \alpha_{\text{Fango (primario, supero, surnatante)}} \left[\frac{\text{kg COD}}{\text{kg SSV}} \right] \cdot \theta \quad (28) \\ \left[\frac{\text{NL CH}_4}{\text{kg COD}} \right] \cdot 10^{-3} \left[\frac{\text{Nm}^3 \text{CH}_4}{\text{NL CH}_4} \right] \cdot \eta_{\text{Digestore, Fango (misto, surnatante + supero)}} \end{aligned}$$

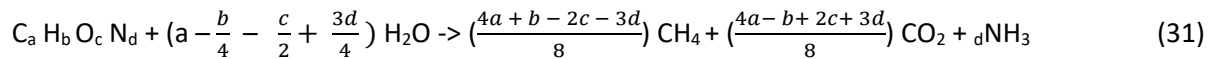
- Calcolo della portata di metano teorica ottenibile nei due scenari (misto e surnatante + supero), applicando l'ipotesi di additività degli effetti sulle portate di metano prodotte dai diversi flussi (29). La portata di metano per il fango di supero è calcolata, come detto, separatamente per entrambi gli scenari, essendo diverse nei due scenari le portate complessive di fango in ingresso al digestore e, di conseguenza, l'efficienza del digestore stesso.

$$\begin{aligned} \text{Scenario 1: } Q_{\text{CH}_4, \text{ sedimentazione}} &= Q_{\text{CH}_4, \text{ Fango primario}} + Q_{\text{CH}_4, \text{ Fango supero, scenario 1}} \\ \text{Scenario 2: } Q_{\text{CH}_4, \text{ filtrazione}} &= Q_{\text{CH}_4, \text{ surnatante}} + Q_{\text{CH}_4, \text{ Fango supero, scenario 2}} \end{aligned} \quad (29)$$

- Calcolo della percentuale di metano rispetto al biogas prodotto dal fango primario e dal fango di supero mediante l'equazione (30), deducibile dalla relazione stechiometrica (31) riferita al catabolismo.

$$P_{\text{CH}_4, \text{ Fango (primario, supero)}} \left[\frac{\text{Nm}^3 \text{CH}_4}{\text{Nm}^3 \text{ biogas}} \right] = \frac{4a+b-2c-3d}{8a} \quad (30)$$

Capitolo 2: materiali e metodi



I valori dei coefficienti stechiometrici “a, b, c, d”, diversi tra fango primario e fango di supero, sono stati riportati in Tabella 12, considerando dati di letteratura (Metcalf et al., 2014).

Tabella 12. Composizione stechiometrica del fango primario e del fango di supero (Metcalf et al., 2014).

Coefficiente	Fango primario	Fango di supero
a	3.65	5
b	7	7
c	2	2
d	0.196	1

- La percentuale di metano rispetto al biogas prodotto per il fango cellulosico non è stata calcolata tramite l’equazione (31), ma è stata ipotizzata pari al 50 %, approssimando il fango cellulosico come un substrato carboidratico che produce un biogas costituito, stechiometricamente, dal 50 % di metano dal 50 % di CO₂.
- Calcolo della portata effettiva di biogas ottenibile dalla digestione anaerobica dei tre flussi di fango (equazione 32) e calcolo della produzione complessiva di biogas nei due scenari (equazione 33):

$$Q_{\text{Biogas, Fango (primario, supero, surnatante)}} = \frac{Q_{CH_4 \text{ Fango (primario, supero, surnatante)}}}{P_{CH_4 \text{ Fango (primario, supero, surnatante)}}} \quad (32)$$

$$\text{Scenario 1: } Q_{\text{biogas, sedimentazione}} = Q_{\text{biogas, Fango primario}} + Q_{\text{biogas, Fango supero, 1}}$$

$$\text{Scenario 2: } Q_{\text{biogas, filtrazione}} = Q_{\text{biogas, surnatante}} + Q_{\text{biogas, Fango supero, 2}} \quad (33)$$

3. Risultati e discussioni

3.1. Fasi della sperimentazione

La sperimentazione è stata articolata in tre task (Tabella 13), a ciascuna delle quali è associato uno specifico obiettivo.

Tabella 13. Fasi ed obiettivi della sperimentazione.

Fase	Inizio	Fine	Obiettivo
1	02/11/2020	08/01/2021	Ottimizzazione dei parametri operativi e funzionamento h24 del pilota
2	08/01/2021	17/02/2021	Definizione e ottimizzazione della campagna analitica, in termini di: ➔ campionamento e impostazione del bilancio di massa ➔ studio delle differenze tra gli SST a monte e a valle della grigliatura fine
3	17/02/2021	12/05/2021	Monitoraggio analitico con captazione del refluo a valle della fase di grigliatura fine

3.2. Fase 1: avvio del pilota e monitoraggio dei parametri operativi

L'impianto pilota Cellvation® è stato avviato il 02/11/2020. Nel periodo compreso tra la data di avviamento e l'8/01/2021 la sperimentazione è stata focalizzata sull'ottimizzazione dei parametri operativi che consentissero di massimizzare la produzione di fango cellulosico e di rendere possibile la messa in esercizio del sistema anche in assenza di un presidio fisso da parte del personale.

Durante i primi giorni di attività sono state riscontrate alcune problematiche (descritte in seguito) connesse al filtro a tamburo rotante e alla pressa a vite. Il pilota è inoltre rimasto inattivo tra il 27/11/2020 e il 15/12/2021, a causa della sostituzione delle griglie fini dell'impianto di Truccazzano e di problemi di intasamento della pompa di captazione del refluo.

La fase di ottimizzazione del processo è stata conclusa con l'avvio della campagna analitica l'8 gennaio 2021, ed ha portato all'individuazione dei parametri riportati in Tabella 14. Tali parametri vengono ora descritti, per ciascuna unità operativa del pilota, unitamente alle più importanti problematiche riscontrate.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Tabella 14. Parametri operativi del pilota Cellvation®.

Dissabbiatore			
<i>Parametro</i>	<i>Range</i>	<i>Valore ottimale</i>	<i>U.d.m.</i>
Frequenza e tempo di running della coclea di estrazione delle sabbie	0 - in continuo	In continuo	min
Filtro a tamburo rotante			
<i>Parametro</i>	<i>Range</i>	<i>Valore ottimale</i>	<i>U.d.m.</i>
Frequenza del lavaggio	0 - in continuo	30	lavaggi h ⁻¹
Durata del lavaggio	0 - in continuo	100	s
Filtro a nastro rotante Salsnes			
<i>Parametro</i>	<i>Range</i>	<i>Valore ottimale</i>	<i>U.d.m.</i>
Livello idrico desiderato a monte del nastro	0 ÷ 45	42 ÷ 43	cm
Livello idrico di "start"	0 ÷ 45	40	cm
Livello idrico di "stop"	0 ÷ 45	30	cm
Velocità di rotazione della coclea (per il trasporto del fango al pozzetto)	10 ÷ 80	15	Hz
Frequenza del lavaggio del nastro con acqua	0 - in continuo	12	lavaggi d ⁻¹
Durata del lavaggio del nastro con acqua	0 - in continuo	60	s
Frequenza del lavaggio del fondo del filtro	0 - in continuo	12	lavaggi d ⁻¹
Durata del lavaggio del fondo del filtro	0 - in continuo	60	s
Pressa a vite			
<i>Parametro</i>	<i>Range</i>	<i>Valore ottimale</i>	<i>U.d.m.</i>
Tempo di running coclea	-	4	min
Velocità di rotazione coclea	0 ÷ 60	40 ÷ 60	Hz
Pressione al cono	0 ÷ 10	3 ÷ 4	bar

3.2.1. Dissabbiatore e filtro a tamburo rotante

L'unico parametro operativo regolabile nel dissabbiatore riguarda il funzionamento, in termini di frequenza e *tempo di running*, della coclea per l'estrazione delle sabbie rimosse. Per evitarne l'accumulo sul fondo, e la conseguente riduzione della volumetria utile, è stato scelto di predisporre il funzionamento della coclea in continuo.

I parametri operativi del filtro a tamburo rotante riguardano la frequenza e la durata del lavaggio. In particolare, per evitare l'intasamento del canale di scarico dovuto alla presenza di materiale grossolano (ad esempio stracci), soprattutto durante il prelievo del liquame a monte della grigliatura, è stato predisposto un aumento della frequenza e della durata del lavaggio, rispetto a quanto impostato in origine dal fornitore.

Capitolo 3: risultati e discussioni

3.2.2. Filtro Salsnes

L'ottimizzazione dei parametri operativi del filtro Salsnes è stata finalizzata all'individuazione del massimo livello idrico possibile a monte del filtro, così da massimizzare il *cake layer* ma, al tempo stesso, evitando l'overflow del refluo in caso di un aumento repentino delle concentrazioni di solidi in ingresso. Il livello idrico è stato quindi impostato intorno a 42 cm, quindi qualche centimetro al di sotto rispetto al massimo livello raggiungibile (45 cm). I livelli di start e stop, descritti al paragrafo 2.2.4, sono stati invece impostati, rispettivamente, a 40 cm e 30 cm.

I restanti parametri operativi (velocità della coclea che trasporta il fango dal filtro al pozzetto di raccolta, lavaggio del nastro con acqua e lavaggio del fondo del filtro) sono riportati in Tabella 14. È stato deciso di non incrementare eccessivamente i lavaggi del filtro con acqua, in quanto, durante il lavaggio, è stata notata una parziale diluizione del fango accumulato nel pozzetto di raccolta a causa del trasporto, da parte del nastro del filtro, di una parte dell'acqua di lavaggio.

3.2.3. Pressa a vite

Nei primi giorni di funzionamento la pressa a vite è risultata più volte intasata a causa dell'eccessiva portata in ingresso di Fango Salsnes, non gestibile dalla pressa con i parametri operativi inizialmente impostati. La causa dell'intasamento è stata prevalentemente associata al *tempo di running* della pressa, inizialmente settato a 30 secondi, quindi troppo basso per consentire un'efficace disidratazione del fango. Come illustrato nel paragrafo 2.2.5, questo parametro operativo non è stato reso disponibile a PLC ed è quindi risultato necessario un costante confronto con il fornitore per identificarne il valore ottimale. Il funzionamento ideale della pressa prevederebbe infatti che il fango venga pressato il più possibile "in continuo", con un'autoregolamentazione della velocità di rotazione della coclea in funzione della concentrazione di solidi nel fango in ingresso. Per la pressa in questione, invece, il fatto che il tempo di running fosse fissato a priori e che non ci fossero sistemi di autocontrollo, ha determinato una complessa fase di ottimizzazione dei due soli parametri operativi regolabili: la velocità di rotazione della coclea e la pressione imposta al cono della pressa.

La velocità di rotazione della coclea è inoltre risultato l'unico parametro operativo prontamente modificabile in funzione delle condizioni in ingresso, in quanto alla variazione della pressione al cono è associato un maggior tempo di risposta del sistema, per via del pannello di fango precedentemente creatosi intorno al cono. La velocità è stata quindi più volte ottimizzata sulla base di valutazioni empiriche sul Fango Salsnes recuperato (a maggiori concentrazioni di fango è stato predisposto un aumento della velocità). Le valutazioni

Capitolo 3: risultati e discussioni

sono state poi confermate o smentite sulla base delle analisi sui solidi totali effettuate sul flusso di fango. Le problematiche appena descritte potrebbero essere tra le cause delle basse rese di cattura della pressa a vite, con un elevato carico di solidi perso con il surnatante nelle condizioni dove sarebbe stata ottimale una gestione del processo caratterizzata dall'aumento del *tempo di running* e dalla diminuzione della velocità di rotazione. Inoltre, le tempistiche intercorse per le modifiche del *tempo di running* hanno determinato uno slittamento inerente al funzionamento del pilota sulle 24 ore, reso possibile solo a partire dal 21/12/2020.

Infine, il lavaggio automatico della griglia intorno al cono in pressione, impostato inizialmente ogni 15 minuti per 60 secondi, è stato successivamente spento ed operato ogni giorno manualmente, in quanto verosimilmente associato alla fuoriuscita di fango non disidratato dalla pressa (problema riscontrato circa un giorno a settimana fino allo spegnimento del lavaggio).

3.3. Fase 2: ottimizzazione della campagna analitica

Durante il periodo tra l'8/01/2021 e il 17/02/2021 è stata avviata l'attività di monitoraggio analitico del pilota. Come riportato in Tabella 13, gli obiettivi di questa fase sono coincisi con:

1. Il monitoraggio della portata in ingresso, degli SST, ST e SV tra le varie sezioni del pilota attraverso campionamenti istantanei, con valutazioni inerenti alle possibili ottimizzazioni della procedura analitica.
2. La misura degli SST a monte e a valle della fase di grigliatura fine dell'impianto di Truccazzano, a partire dalla quale è stata scelta la posizione più idonea per la posa della pompa di captazione del refluo in ingresso al pilota.

In primo luogo, la portata in ingresso al sistema si è attestata su valori di circa $80 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Le analisi di ST ed SV sui flussi di fango (Fango Salsnes e Cellulosa (fango cellulosico)) hanno determinato valori del tutto simili a quanto ricavato durante la prima fase di campionamento della fase 3, e sono state pertanto riportate in appendice, non essendo associate al bilancio di massa e quindi al calcolo delle efficienze di rimozione del sistema. Gli SST sono stati invece valutati sulle seguenti sezioni (si rimanda allo schema in Figura 2.2):

- Pre-grigliatura fine dell'impianto di Truccazzano;
- Post-grigliatura fine dell'impianto di Truccazzano;
- Ingresso al filtro a tamburo rotante;
- Ingresso al filtro Salsnes;
- Uscita dal filtro Salsnes;
- Effluente finale del sistema, comprendente tutti i flussi in uscita.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Come riportato nel paragrafo 2.3.2, le analisi degli SST sui flussi della linea acque hanno risentito di una significativa variabilità temporale, da cui la scarsa rappresentatività delle analisi e la necessità di una modifica delle modalità di campionamento e del calcolo delle efficienze di rimozione del pilota. È stato però possibile concludere che la fase di grigliatura fine dell'impianto non fosse impattante nella rimozione degli SST in ingresso al sistema. Come si evince dal grafico in Figura 3.1, infatti, le concentrazioni si mantengono pressoché costanti in entrambe le sezioni. A seguito di questa valutazione è stato quindi deciso di spostare la pompa di captazione del refluo nel canale a valle della grigliatura fine, evitando i problemi di intasamento del tamburo descritti in precedenza e migliorando la gestione operativa del pilota.

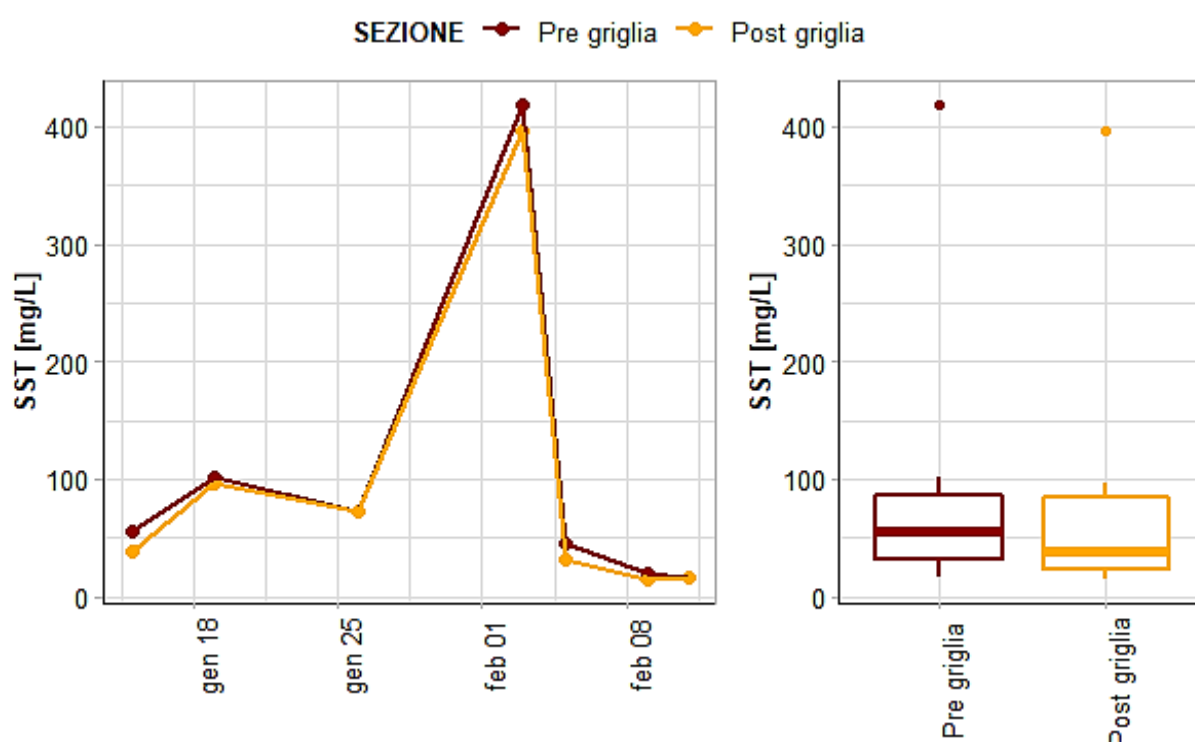


Figura 3.1. Andamento delle concentrazioni di SST [mg/L] a monte e a valle della fase di grigliatura fine.

3.4. Fase 3: flusso liquido in ingresso e analisi dei solidi

3.4.1. Condizioni di flusso

Durante ogni campionamento è stata effettuata una lettura della portata di refluo in ingresso al pilota, dalla quale è stato calcolato anche il rateo di filtrazione (rapporto tra la portata e l'area di filtrazione, pari a 0.63 m² con il livello a monte del nastro impostato a 42 cm). Mentre nella prima fase della sperimentazione la portata in ingresso è risultata nell'ordine degli 80 m³ h⁻¹, dopo lo spostamento della pompa a valle della

Capitolo 3: risultati e discussioni

grigliatura è stato notato un generale calo della portata (a parità di tipo di pompa installata), seppur la variazione della portata sia stata molto limitata nel tempo. Infatti:

- Dal 25/02 al 21/04 la portata si è mantenuta costante: $Q_{\text{Ingresso}} = 70 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (rateo di filtrazione: $111 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$);
- Dal 21/04 al 29/04 si è registrato un primo calo: $Q_{\text{Ingresso}} = 65 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (rateo di filtrazione: $103 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$);
- Dal 29/04 al 12/05 è avvenuto un ulteriore leggero calo: $Q_{\text{Ingresso}} = 60 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (rateo di filtrazione: $95 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$).

La diminuzione della portata tra la fase 1 e la fase 2 può essere imputata all'aumento della lunghezza della tubazione necessaria per far fronte alla fornitura dell'acqua: le maggiori perdite di carico distribuite possono aver influenzato negativamente l'approvvigionamento del refluo. Il calo durante la seconda fase può invece essere dovuto ad un decremento del rendimento globale della pompa in seguito al funzionamento in continuo della pompa stessa per un lungo periodo di tempo.

3.4.2. SST in ingresso al pilota

Sono state riportate in Tabella 15 le medie delle concentrazioni medie mensili per il 2019 e l'apporto pro capite degli SST in ingresso agli impianti di depurazione di Gruppo CAP che servono almeno 100 000 abitanti, al fine di confrontare tali dati con quanto ricavato nella presente ricerca.

Tabella 15. Concentrazioni medie e apporto pro capite di SST [mg/L] in ingresso nel 2019 agli impianti di depurazione di Gruppo CAP con agglomerato pari o superiore a 100 000 abitanti.

<i>Impianto</i>	<i>Agglomerato [ab]</i>	<i>SST Media, annuale, 2019 [mg/L]</i>	<i>Apporto pro capite SST [g_{SST} / (ab * d)]</i>
ASSAGO	120 948	85	37
BRESSO	209 929	141	38
CANEGRATE	137 958	154	29
CASSANO D'ADDA	128 789	114	25
PERO	620 682	93	22
PESCHIERA BORROMEO	419 988	144	38
ROBECCO SUL NAVIGLIO	264 600	81	26
SESTO SAN GIOVANNI	97 953	154	34
TRUCCAZZANO	188 878	144	56

Capitolo 3: risultati e discussioni

Le concentrazioni medie negli influenti di questi impianti sono risultate in generale inferiori rispetto a quanto riportato per altre realtà europee, come descritto in Tabella 4 (circa 200 mg/L).

Nel periodo della sperimentazione, invece, le concentrazioni in ingresso al pilota sono risultate superiori rispetto ai valori medi annuali di Truccazzano del 2019, come mostrato nel boxplot di confronto in Figura 3.2.

In particolare, sono stati ottenuti i seguenti valori in ingresso al pilota:

- Media SST = 199 mg/L (rappresentata nel boxplot con un rombo);
- Primo quartile (SST) = 104 mg/L;
- Mediana (SST) = 181 mg/L;
- Terzo quartile (SST) = 265 mg/L.

Il fatto che siano state ottenute concentrazioni maggiori rispetto a quanto previsto inizialmente è comunque giustificato considerando che la campagna analitica è stata effettuata tra i mesi di febbraio e maggio, quindi al di fuori del periodo irriguo. Durante la fase irrigua, infatti, il depuratore di Truccazzano, che sorge in un territorio agricolo come altri impianti dell'area metropolitana di Milano, è condizionato da elevate portate di infiltrazione ("acque parassite"), a cui è associato un generale calo delle concentrazioni degli SST.

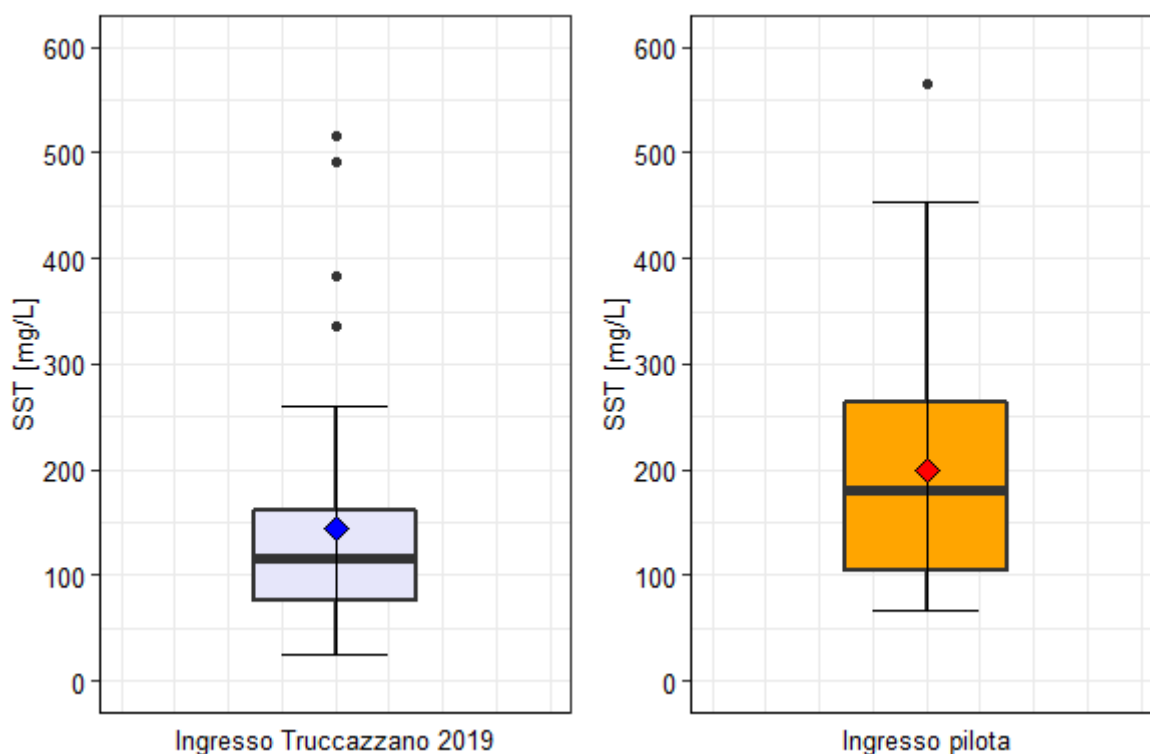


Figura 3.2. Boxplot raffiguranti la concentrazione di SST [mg/L] in ingresso al depuratore di Truccazzano nel 2019 (a sinistra) ed al pilota durante la sperimentazione (a destra).

Capitolo 3: risultati e discussioni

Gli SSV in ingresso al sistema, rappresentati nel boxplot di Figura 3.3, sono risultati in media pari all'84 ± 9.7 % degli SST in ingresso, con il rapporto tra SSV ed SST che è stato sempre compreso nel range 70 ÷ 100 %. La concentrazione media di SSV è risultata pari a 169 mg/L.

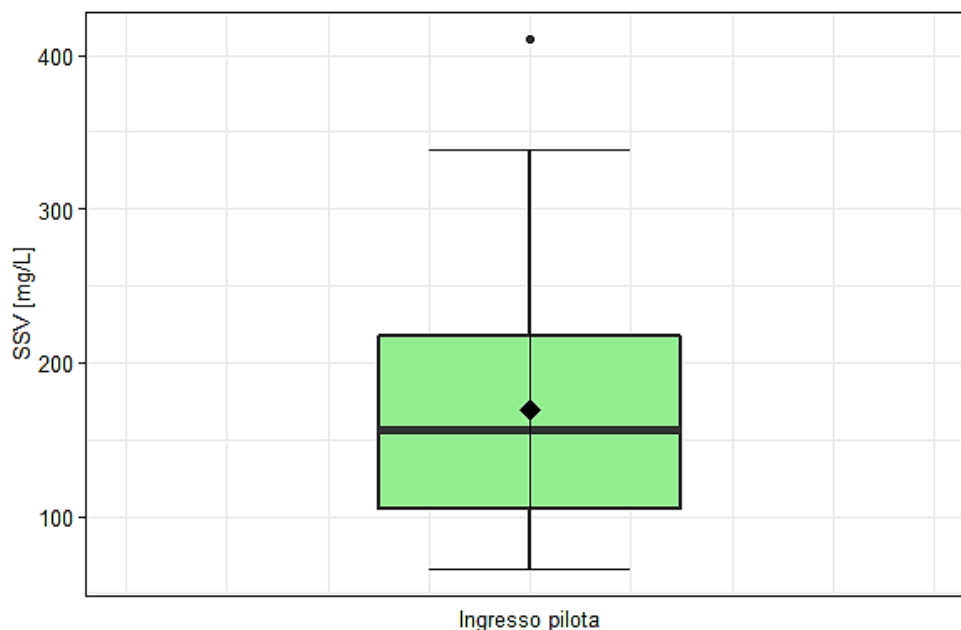


Figura 3.3. Boxplot raffigurante gli SSV [mg/L] in ingresso al pilota.

3.4.3. Solidi totali nel fango Salsnes e nel surnatante

In Figura 3.4 è stato rappresentato il tenore di secco del Fango Salsnes e del surnatante. Per smorzare le variazioni giornaliere e identificare un trend più rappresentativo è stata effettuata anche la media mobile dei tenori di secco misurati su tre giorni consecutivi, associando il valore ottenuto al giorno centrale. Si nota innanzitutto come il tenore di secco del Fango Salsnes risulti generalmente compreso in un range tra il 2 e il 9 % (5 ± 3 % considerando i dati non mediati), dunque in linea con quanto riportato in letteratura (3 – 8 %). Il surnatante della pressa a vite, invece, risulta particolarmente carico di solidi, con concentrazioni stabilmente superiori a 20 g/L. Grazie alle analisi sul tenore di secco dei flussi di fango sono stati analizzati due funzionamenti anomali dell'impianto, ossia:

- Funzionamento non ottimale della pressa a vite (descrizione più approfondita al paragrafo 3.5.3).
- Funzionamento non ottimale del nastro del filtro Salsnes.

Come si evince dal grafico di Figura 3.4, il tenore di secco nel Fango Salsnes ha registrato un calo a partire dalla prima settimana di marzo, partendo da valori intorno al 4 % fino a raggiungere un minimo di circa 1.5 %, intorno agli inizi di aprile.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Dopo un confronto con il fornitore, è stato concluso che il trend fosse imputabile al nastro del filtro Salsnes, che aveva raggiunto il tempo massimo di esercizio. Ciò ha comportato un calo della permeabilità del filtro, con il conseguente trasporto di una maggior quantità d'acqua con i solidi separati, impossibilitata a permeare lungo il tragitto orizzontale (di "ispessimento") durante la rotazione del nastro (si rimanda alla Figura 1.7). A seguito della sostituzione del nastro, avvenuta il 16/04, la concentrazione degli ST nel fango Salsnes è aumentata sensibilmente.

Per quanto riguarda il fango cellulosico, nel grafico di Figura 3.5 sono state riportate le medie mobili su tre giorni consecutivi del tenore di secco e i dati effettivamente misurati.

Il tenore di secco presenta un andamento stabile e compreso nell'intervallo $40 \div 50 \%$ ($45 \pm 4 \%$ per i dati giornalieri, senza media mobile), in linea con quanto riportato in letteratura. Inoltre, tali valori sono stati raggiunti a fronte di una pressione applicata alla pressa nell'ordine dei $3 \div 4$ bar, senza risentire delle variazioni di concentrazioni del Fango Salsnes in ingresso.

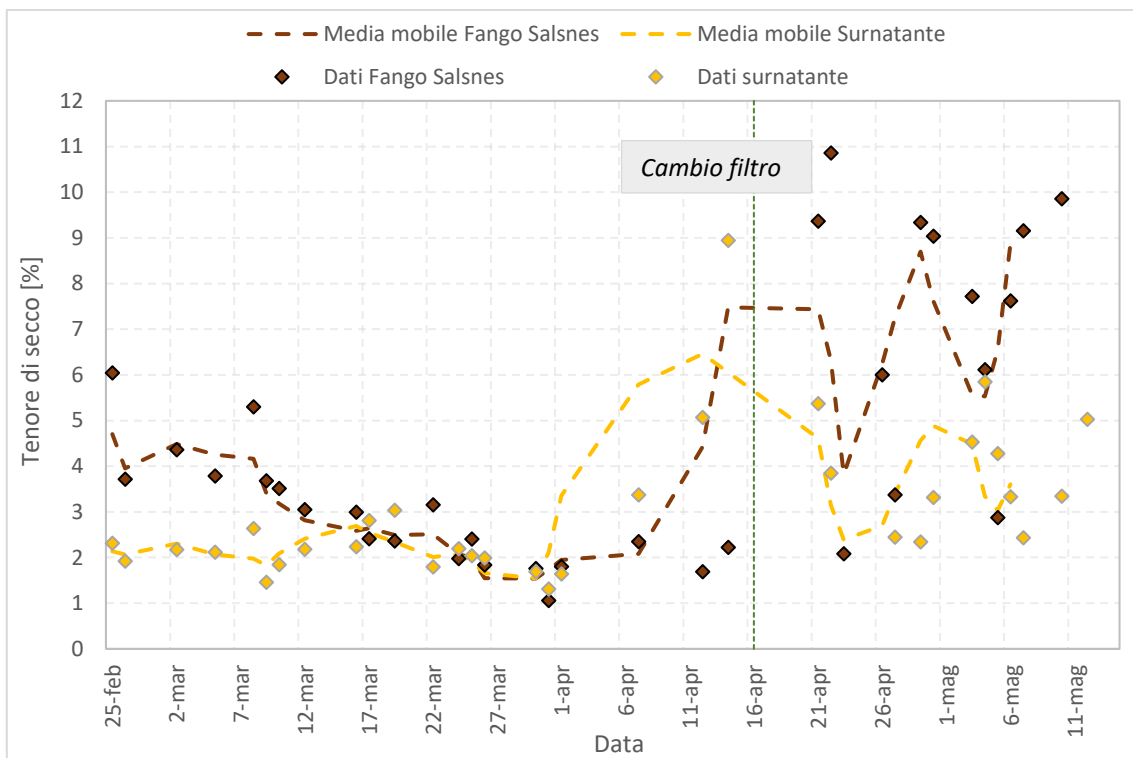


Figura 3.4. Tenore di secco [%] del Fango Salsnes e del surnatante: media mobile su tre giorni consecutivi (linea tratteggiata) e misure effettive (rombi).

Capitolo 3: risultati e discussioni

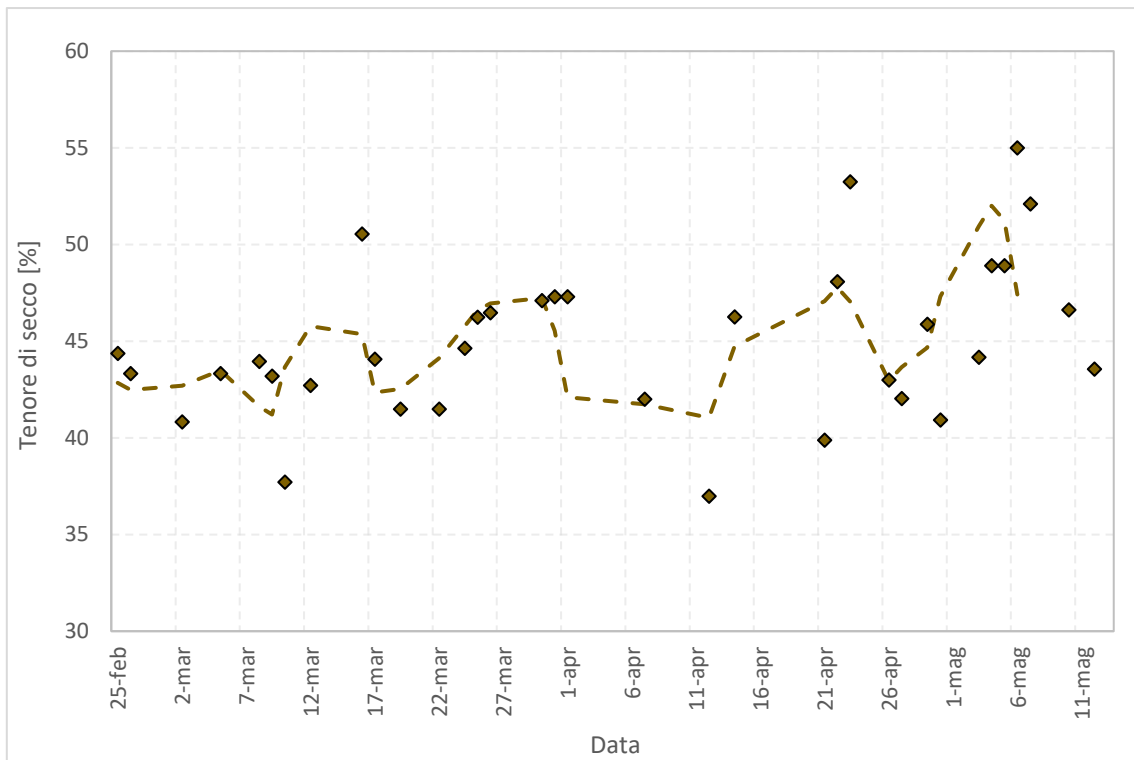


Figura 3.5. Tenore di secco [%] del fango celluloso: media mobile su tre giorni consecutivi (linea tratteggiata) e misure effettive (rombi).

3.4.4. Solidi volatili nei flussi di fango

Il contenuto dei solidi volatili nei flussi di fango è rappresentato nei grafici di Figura 3.6. Dal boxplot si nota innanzitutto come il contenuto di solidi volatili sia maggiore nel fango celluloso disidratato (chiamato “cellulosa”), dove raggiunge, in media, l’ 80.5 ± 6.4 % rispetto al contenuto di secco. Ciò può essere spiegato considerando la presenza di sali disciolti nell’acqua: ad un minor contenuto d’acqua è associato un minor contenuto salino (inorganico), da cui si giustifica il massimo rapporto SV/ST (%) per il fango celluloso disidratato ed il minimo per il surnatante. A fronte di questi risultati, nel refluo in ingresso all’impianto è stato quantificato il rapporto tra i solidi volatili e i solidi totali, ottenendo un valore di SV/ST pari a 31 ± 4.8 %: tale rapporto è risultato considerevolmente inferiore rispetto al rapporto tra SSV ed SST (84 ± 9.7 %), ad ulteriore conferma di un consistente contributo salino inorganico disciolto nel refluo.

Aspetto di interesse è inoltre la variazione del suddetto rapporto nel tempo, che, come nel caso del tenore di secco, può essere usato come proxy di un cambiamento intercorso nel tempo. Dall’andamento riportato in Figura 3.6, dove sono rappresentate le medie dei rapporti SV/ST su due settimane consecutive, si nota, infatti, come a partire dalla prima settimana di aprile è stato registrato un evidente trend al ribasso su tutti i flussi di fango. Ciò è dovuto ad una condizione d’impianto per cui è stato reso necessario, nell’ambito del revamping in atto, di convogliare i flussi di surnatante della linea fanghi in corrispondenza del canale dove è

Capitolo 3: risultati e discussioni

stata calata la pompa di captazione del refluo in ingresso al pilota. Il fango recuperato nei mesi di aprile e maggio è stato quindi caratterizzato da una diversa composizione di solidi, costituiti sia dal carico effettivamente in ingresso con l'influente, sia dal carico dovuto ai surnatanti della linea fanghi. Il fango recuperato in questa fase può quindi essere considerato più simile ad un fango misto "classico", a differenza del fango cellulosico ottenuto fino ad inizio aprile. I valori ottenuti risultano un'ulteriore conferma di quanto riportato in letteratura (si rimanda al paragrafo 1.5), dove diverse referenze testimoniano il maggior contenuto di solidi volatili nel fango cellulosico rispetto al fango primario classico.

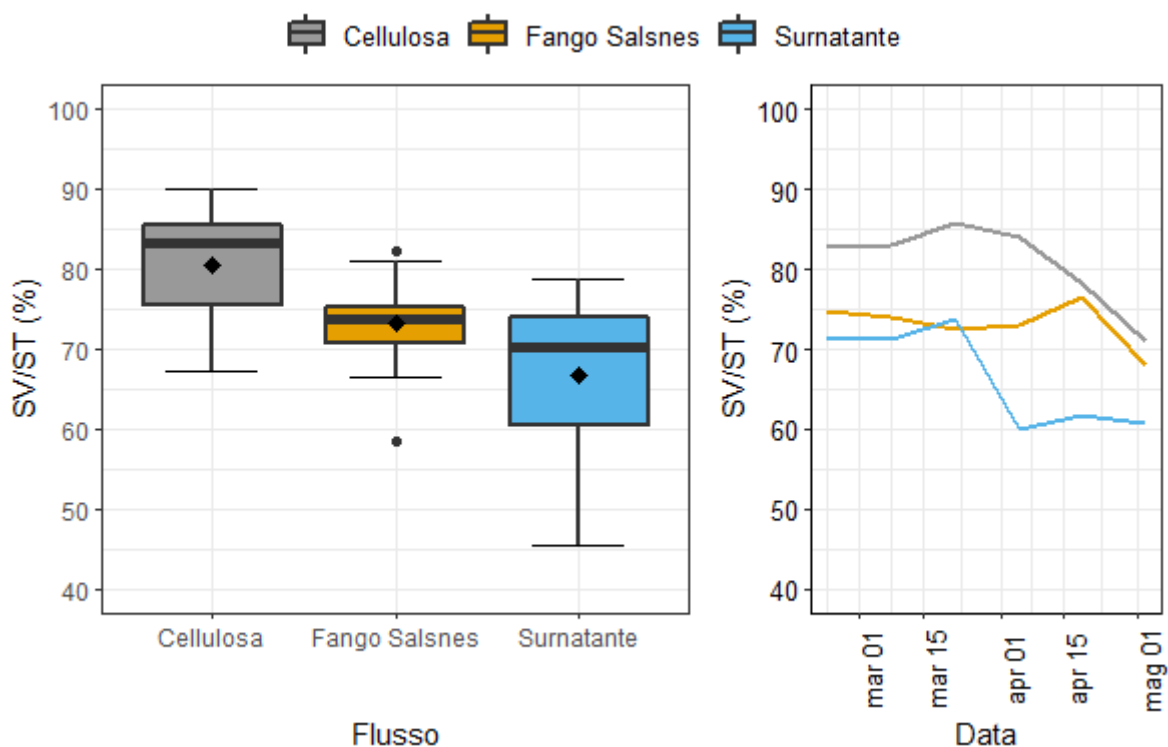


Figura 3.6. Rapporto SV/ST (%) nei flussi di fango: boxplot (a sinistra) e andamento nel tempo (a destra).

In Tabella 16 è stata riportata una sintesi relativa ai valori medi (\pm deviazione standard) dei solidi totali e volatili ottenuti sui flussi di fango durante la fase 3.

Tabella 16. Tenore di secco [%] e rapporto SV/ST [%] sui flussi di fango (fase 3).

Flusso	Tenore di secco [%]	SV/ST [%]
Fango Salsnes	4.6 \pm 2.9	73.3 \pm 4.7
Cellulosa (fango cellulosico)	45.0 \pm 4.1	80.5 \pm 6.4
Surnatante	3.1 \pm 1.6	66.8 \pm 9.1

3.5. Fase 3: efficienze di rimozione dei solidi

Lo studio delle efficienze di rimozione dei solidi ottenibili attraverso il processo Cellvation® consente di stimare e prevedere:

- La produttività del sistema in termini di fango cellulosico in un impianto a piena scala.
- I possibili impatti sulla filiera depurativa.
- Le soluzioni impiantistiche da adottare per migliorare le prestazioni di una o più componenti dell'impianto.

In generale, dall'analisi delle efficienze di rimozione sono stati ottenuti valori sensibilmente più bassi rispetto a quanto riportato in letteratura. Si propone quindi un approfondimento sull'analisi delle efficienze di rimozione per ciascuna unità operativa del sistema, unitamente ad un elenco di possibili cause a giustificazione di quanto riscontrato.

3.5.1. Filtro a tamburo rotante

Come riportato nella letteratura tecnica, i filtri a tamburo rotante non possono essere utilizzati come alternativa ai sedimentatori primari, poiché la modalità di filtrazione non prevede lo sviluppo del *cake layer*, aspetto imprescindibile per raggiungere adeguati target di rimozione di SST (Franchi e Santoro (2015)). Anche nel processo Cellvation® il filtro a tamburo rotante è stato utilizzato a monte del filtro Salsnes, per rimuovere le impurezze dal fango cellulosico. Le analisi qui effettuate sono state svolte, come detto, attraverso campionamenti istantanei sui flussi in ingresso ed in uscita, che hanno permesso una stima delle efficienze di rimozione degli SST. È stato ottenuto:

$$\eta_{SST, \text{ tamburo}} = 7 \pm 6 \%$$

L'elevata deviazione standard è associata alle difficoltà nelle analisi degli SST in ingresso ed in uscita dal tamburo, a causa del tipo solidi (grossolani) che vengono separati dal tamburo stesso.

Lo scarto separato dal tamburo viene convogliato (nel pilota) nello scarico finale (Figura 2.2). In un'applicazione a piena scala questo flusso verrebbe invece probabilmente rimosso e trattato come vaglio, previa minimizzazione dell'acqua di lavaggio utilizzata e di un eventuale compattamento.

Capitolo 3: risultati e discussioni

3.5.2. Filtro Salsnes

Le efficienze di rimozione del filtro Salsnes hanno mostrato forti oscillazioni nel tempo, come evidenziato dal grafico di Figura 3.7, dove sono espressi i valori delle efficienze ottenute nel tempo e la corrispondente concentrazione di SST [mg/L] in ingresso al filtro.

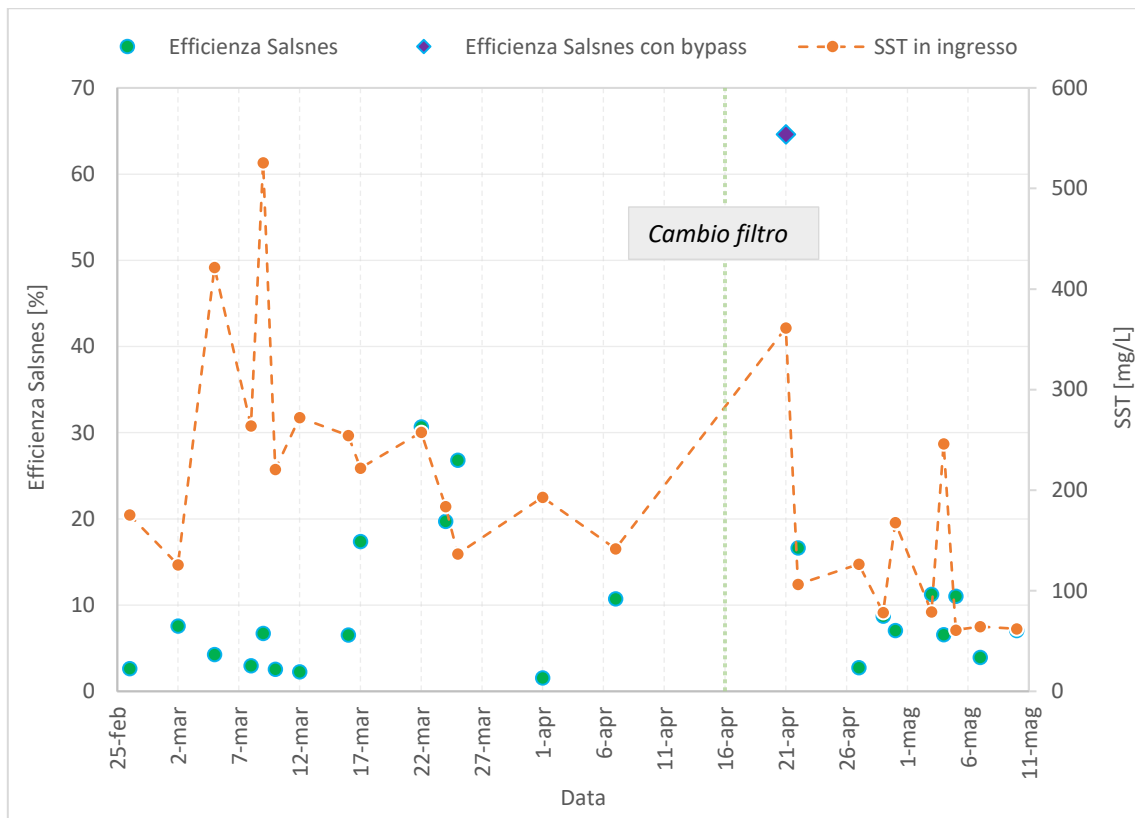


Figura 3.7. Efficienza del filtro Salsnes nel tempo e concentrazione di SST [mg/L] in ingresso al filtro.

L'efficienza media si attesta al 12 ± 14 %, molto inferiore rispetto a quanto riportato nelle precedenti esperienze europee (Tabella 4). Sono stati pertanto analizzati i fattori che condizionano la formazione del *cake layer* (e quindi l'efficienza), deducendo, in generale, quanto segue:

- Le basse efficienze non possono essere imputate unicamente alle basse concentrazioni di SST in ingresso, come previsto inizialmente. Dall'analisi del grafico di Figura 3.7 si nota infatti come, in alcuni periodi (mese di marzo), le efficienze registrate siano state particolarmente basse (inferiori al 10 %) nonostante le alte concentrazioni in ingresso (circa 300 mg/L).
- La distribuzione granulometrica degli SST in ingresso al sistema potrebbe non essere adeguata al trattamento con un filtro avente dimensione dei pori pari a 350 μm , senza un dosaggio di un agente coadiuvante a monte del filtro. A seguito di un confronto con il fornitore è stato quindi deciso di effettuare una nuova sperimentazione utilizzando un filtro a 210 μm .

Capitolo 3: risultati e discussioni

Più nel dettaglio, dall'analisi delle efficienze nel tempo si nota come, per le prime due settimane di marzo, siano state ottenute basse efficienze a fronte di elevate concentrazioni di SST. Nelle ultime settimane di marzo, dopo un parziale incremento delle efficienze nonostante un leggero calo delle concentrazioni (probabilmente dovuto alla composizione dei solidi in ingresso), è stato ottenuto un netto decremento delle efficienze del sistema, associato ad una produzione di fango celluloso trascurabile. La bassa produttività è spiegabile considerando quanto riportato nel paragrafo 3.4.3. È stato quindi concluso che:

- Il nastro del filtro, ormai giunto a fine vita, ha determinato la produzione di fango più liquido, non disidratabile in pressa.
- Le incertezze legate al calcolo dell'efficienza del filtro Salsnes (basate sul bilancio di massa, a cui sono associate intrinsecamente incertezze dovute alla procedura di campionamento e alle analisi) hanno fatto sì che l'efficienza del filtro possa essere stata sottostimata nel periodo in questione (ad esempio il 2 aprile). Come si nota dal minor numero di dati presenti, per alcuni campionamenti non è stato inoltre possibile chiudere il bilancio di massa e quindi calcolare l'efficienza del Salsnes (nonostante il Salsnes recuperasse fango, seppur liquido), essendo risultata maggiore la concentrazione di solidi del surnatante rispetto a quella del Fango Salsnes.

Dopo la sostituzione del nastro del Salsnes sono state osservate due situazioni meritevoli di commento:

1. In data 21/04 l'efficienza del Salsnes ha superato il 60 %. Questo valore, che potrebbe apparire come un *outlier*, è in realtà legato ad una differente condizione di funzionamento del pilota. Stante la necessità di un intervento tecnico al filtro a tamburo, infatti, è stato deciso per un paio di giorni di continuare con l'operatività bypassando il tamburo stesso. Al bypass ha fatto seguito un incremento della produzione di fango celluloso, imputabile al miglioramento dell'efficienza del Salsnes. È infatti possibile che i solidi più grossolani, altrimenti rimossi dal tamburo, abbiano dato un contributo ad una più rapida formazione del *cake layer*, favorendo la rimozione degli SST nel Salsnes. A fronte di ciò, è però da considerare la peggiore qualità del fango celluloso recuperato in questa condizione operativa.

Nonostante le performance notevoli, la possibilità di continuare la sperimentazione mantenendo attivo il bypass del filtro a tamburo non è stata quindi considerata percorribile. Si rimanda pertanto la tematica a possibili approfondimenti futuri.

2. Nell'ultimo periodo (inizio maggio) le efficienze di rimozione sono state in linea o superiori rispetto alla prima parte della sperimentazione, nonostante il netto calo delle concentrazioni (a cui dovrebbe essere associato un corrispondente calo dell'efficienza). Questo aspetto può essere giustificato considerando l'avvenuta sostituzione del nastro del filtro.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Nel grafico di Figura 3.8 è stato rappresentato l'andamento delle efficienze del filtro Salsnes in funzione degli SST in ingresso, confrontando quanto ottenuto con il modello proposto da Behera et al. (2018), descritto nel dettaglio nel paragrafo 1.4.2. Il modello, validato per concentrazioni di SST comprese tra 200 ed 800 mg/L, è stato qui applicato anche per concentrazioni inferiori a 200 mg/L.

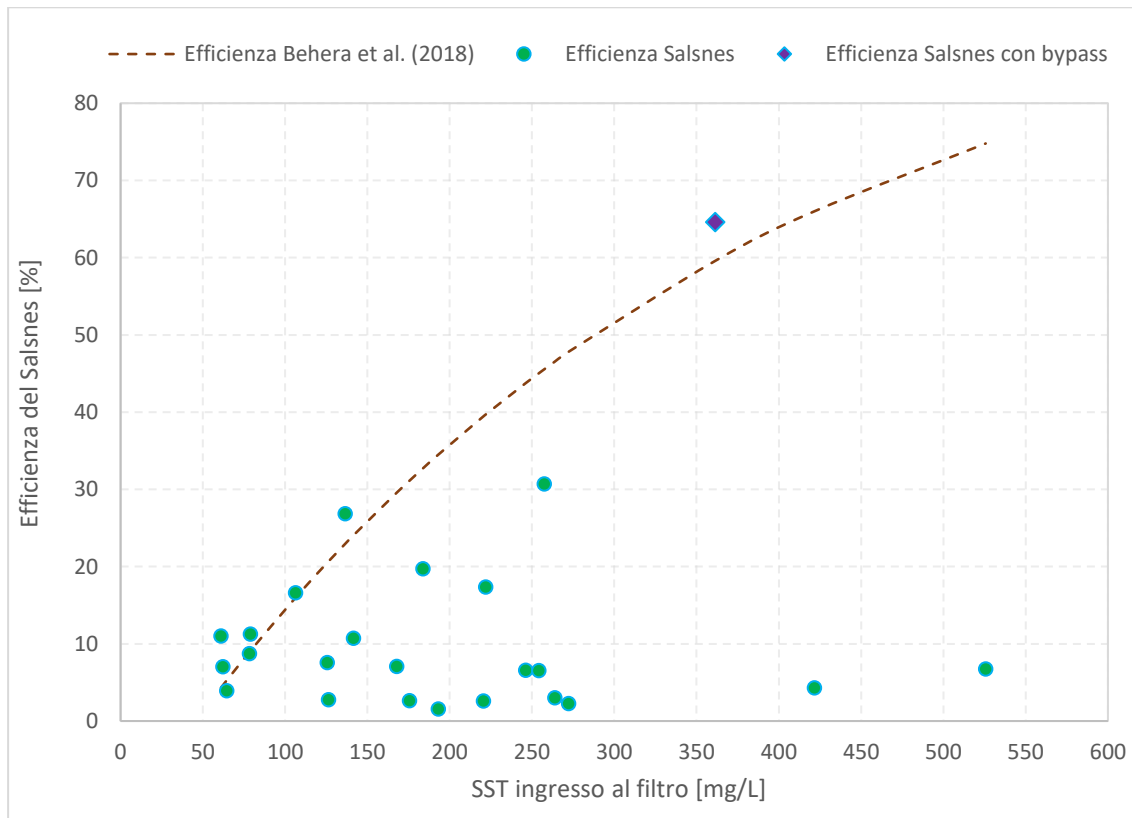


Figura 3.8. Efficienza del filtro Salsnes in funzione degli SST in ingresso e confronto con il modello di Behera et al. (2018).

Come si nota dal grafico, la linea che rappresenta le efficienze del sistema in funzione degli SST non segue la funzione proposta da Behera. Ciò è giustificabile sulla base di quanto espresso in precedenza: nel periodo in cui le concentrazioni hanno raggiunto livelli notevoli le problematiche associate al filtro non hanno permesso una stima realistica del valore delle efficienze. Una buona corrispondenza è invece dimostrabile per bassi valori di concentrazioni (ultima fase della sperimentazione, con il filtro nuovo) e nel caso del bypass del filtro a tamburo. Quest'ultimo aspetto è particolarmente importante, in quanto sia le efficienze del filtro Salsnes che le possibili modellazioni riportate in letteratura solitamente non considerano a monte del Salsnes la presenza del tamburo, in relazione al fatto che i filtri sono stati implementati nella maggior parte delle ricerche come tecnologia alternativa alla sedimentazione primaria, senza l'obiettivo di recuperare un fango cellulosico di buona qualità. La buona corrispondenza ottenuta durante il bypass con le esperienze di letteratura pregresse sembrerebbe quindi un'ulteriore conferma riguardante la migliore efficienza del filtro Salsnes in questa condizione operativa.

Capitolo 3: risultati e discussioni

3.5.3. Pressa a vite

La pressa a vite è risultata essere l'anello debole dell'intero processo Cellvation®. La resa di cattura della pressa si è infatti attestata in media al $39 \pm 22 \%$, come mostrato in Figura 3.9.

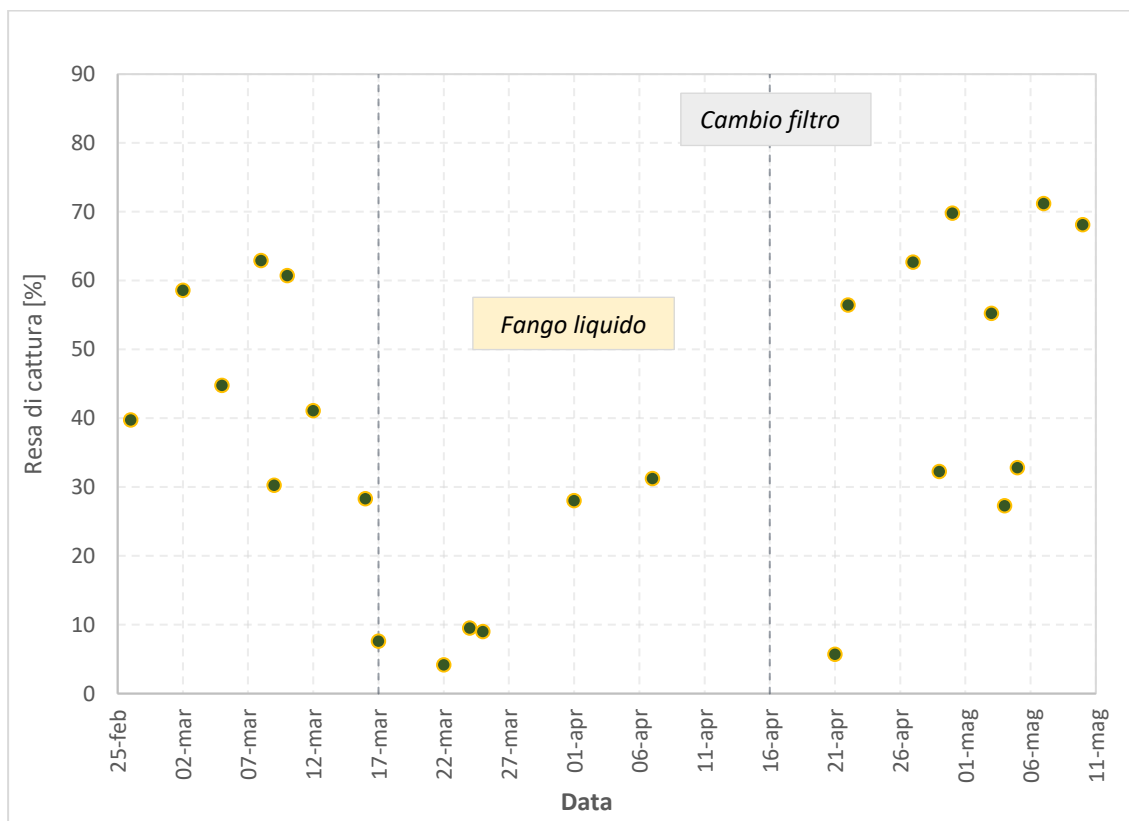


Figura 3.9. Resa di cattura della pressa a vite.

Nel grafico di Figura 3.9 si notano, in particolare, tre periodi distinti: nella prima e nell'ultima fase della sperimentazione la resa di cattura si è mantenuta relativamente stabile, mentre nel periodo centrale vi è stato un netto calo, anche in questa circostanza da imputare al fango troppo liquido in uscita dal filtro Salsnes prima che venisse sostituito il nastro.

Il valore ottenuto sulla resa di cattura è sensibilmente più basso rispetto a quanto riportato in letteratura (> 90 %) (Metcalf et al., 2014), in quanto:

- Non è stato previsto il dosaggio di un polielettrolita cationico, che costituisce il condizionante ideale per questo tipo di disidratazione (Visigalli et al., 2019). Senza il dosaggio del polielettrolita la pressa a vite non opera quindi una disidratazione efficiente.
- Non è stato possibile regolare il tempo di running in funzione del carico di solidi in ingresso.

Capitolo 3: risultati e discussioni

A fronte delle alte concentrazioni di solidi nel surnatante e delle basse rese di cattura della pressa a vite, sono state ipotizzate diverse strade per la valorizzazione del surnatante in un'applicazione a piena scala, tra cui:

1. Trattamento in *linea fanghi*.

Tale ipotesi, che consentirebbe la produzione di biogas, è stata applicata per il calcolo delle efficienze di rimozione del pilota e per la valutazione degli impatti sulla filiera depurativa, ed è stata pertanto descritta nel dettaglio in seguito. Nel pilota installato a Truccazzano, invece, il surnatante viene convogliato nella tubazione di scarico finale (si rimanda alla Figura 2.2), che comprende anche l'effluente del Salsnes depurato, rendendo quindi la configurazione poco rappresentativa per le valutazioni degli impatti su un impianto a piena scala.

2. Trattamento in *linea acque*.

Una seconda ipotesi riguarda il ricircolo del surnatante a monte del filtro Salsnes. Ciò consentirebbe, in linea teorica, di incrementare le efficienze di rimozione del filtro, per via delle maggiori concentrazioni di SST in ingresso, e di incrementare la produzione finale di fango cellulosico. D'altra parte, si avrebbe un probabile incremento delle concentrazioni nell'effluente depurato del filtro Salsnes, per via del carico aggiuntivo di solidi da trattare. L'opzione potrebbe pertanto essere applicata nel momento in cui si sostituisce una sola linea di sedimentazione con i filtri. A livello ingegneristico, il ricircolo del surnatante potrebbe essere effettuato come segue:

1. Il surnatante prodotto viene stoccato in un pozzetto appositamente dimensionato.
2. Il surnatante viene ricircolato a monte del nastro, in continuo, utilizzando una pompa dosatrice, così da ottimizzare le concentrazioni in ingresso ed evitare carichi eccessivi, che causerebbero una parziale overflow del reflu in ingresso. Si potrebbero regolare gli Hz di rotazione della girante della pompa (e quindi il dosaggio del surnatante) sulla base, per esempio, di determinati range di rotazione del nastro del Salsnes: ad un'alta velocità di rotazione corrisponde infatti un elevato carico di solidi in ingresso e, quindi, la necessità di un dosaggio limitato di surnatante per evitare l'overflow. Si possono infine predisporre galleggianti che limitino il funzionamento della pompa in caso di livello del surnatante nel pozzetto troppo alto o troppo basso.

3.5.4. Produzione di fango cellulosico

Per quanto riguarda infine la produzione di fango cellulosico su base secca, sulla base dei dati non mediati comprendenti tutte le fasi della sperimentazione è stata misurata una produttività giornaliera pari a 7 ± 5 kg_{SST}/d.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Nel grafico di Figura 3.10 sono stati riportati gli andamenti, in termini di media mobile, della produzione di cellulosa su base secca e degli SST in ingresso. Dal grafico si nota una buona correlazione tra i due andamenti, ad esclusione del periodo compreso indicativamente tra il 16 marzo ed il 16 aprile, per via delle problematiche associate al fango troppo diluito descritte in precedenza. A valle della sostituzione del nastro del filtro la produttività è incrementata considerevolmente (anche in relazione ai giorni di bypass del filtro a tamburo), per poi seguire un andamento in linea con gli SST in ingresso durante gli ultimi giorni di campionamento.

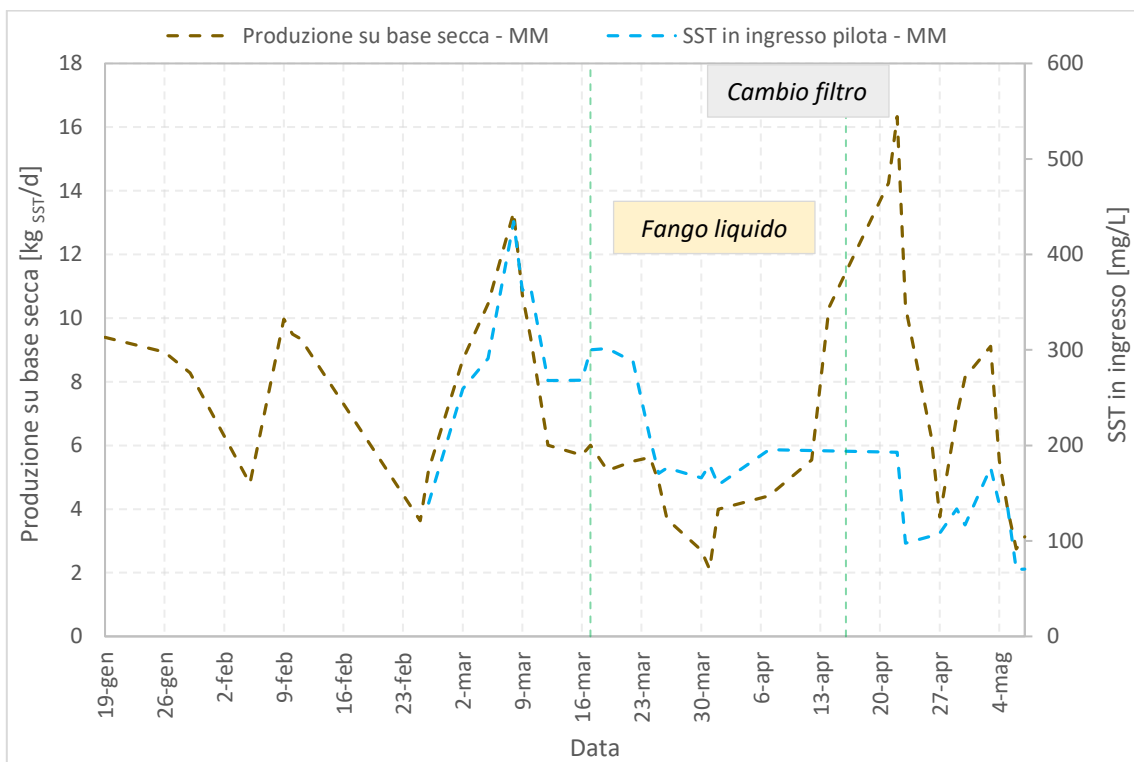


Figura 3.10. Media mobile nel tempo (3 giorni consecutivi) della produzione di fango cellulosico su base secca [kg_{SST}/d] e degli SST in ingresso al filtro [mg/L].

Capitolo 3: risultati e discussioni

3.6. Altri indicatori (COD, TKN, BOD) e caratteristiche del fango cellulosico

3.6.1. COD e TKN

Sulla base dei dati di COD e TKN disponibili per il refluo in ingresso e per il fango Salsnes, sono state stimate cinque efficienze di rimozione per entrambi i flussi nel filtro Salsnes (si ricorda che il tamburo è ipotizzato ininfluente per la rimozione di COD e TKN). Dai risultati riportati in Tabella 17 risulta evidente la correlazione tra le efficienze di rimozione di SST e COD: il rapporto tra le due efficienze si è attestato a 2.02 ± 0.17 . Le efficienze di rimozione di SST e TKN risultano invece meno correlate, stante la maggiore deviazione standard associata al rapporto (5.94 ± 1.42). Considerando i rapporti calcolati e l'efficienza media di rimozione degli SST ottenuta per il filtro Salsnes (12 ± 14 %), è stata stimata un'efficienza di rimozione circa del 6 % per il COD e del 2 % per il TKN.

Tabella 17. Efficienze di rimozione degli SST, del COD e del TKN nel filtro Salsnes e resa di cattura della pressa a vite.

DATA	FILTRO SALSNES			PRESSA A VITE
	Efficienza SST [%]	Efficienza COD [%]	Efficienza TKN [%]	Resa di cattura [%]
02/03/2021	8	-	1	59
17/03/2021	17	9	3	8
24/03/2021	20	10	4	10
25/03/2021	27	15	5	9
21/04/2021	65	29	11	6
07/05/2021	4	2	-	71
10/05/2021	7	-	-	68

3.6.2. BOD

Sono state effettuate tre prove di BOD sul refluo in ingresso al pilota e sul Fango Salsnes, due con durata pari a 20 giorni ed una a 5 giorni. A partire dalle prove a 20 giorni sono state calcolate le costanti di degradazione k [d^{-1}] tramite l'equazione (34), caratterizzante la curva del BOD, e ponendo come BOD_t il BOD ricavato a 5 giorni (BOD_5), noto il BOD_{20} :

$$BOD_t = BOD_{20} \cdot (1 - 10^{-k \cdot t}) \quad (34)$$

Capitolo 3: risultati e discussioni

In Tabella 18 sono riportati i valori di BOD₅, BOD₂₀, k e l'efficienza di rimozione del filtro Salsnes per il BOD in linea acque (ad esclusione del 23 aprile, dove l'impatto non è risultato calcolabile in quanto non è stato possibile chiudere il bilancio dei solidi e quindi determinare la portata di Fango Salsnes). A partire dal dataset riportato si può quindi concludere che:

- L'efficienza di rimozione del BOD è molto limitata, anche se, nei giorni in cui è stato effettuato il calcolo, anche l'efficienza di rimozione degli SST è risultata molto bassa (Tabella 17). I valori ottenuti sono quindi probabilmente sottostimati: ipotizzando che il rapporto tra le medie delle efficienze di separazione del BOD e degli SST si mantenga costante, è stata stimata un'efficienza media di rimozione del BOD del 5 %.
- La costante di degradazione k del refluo influente è risultata in linea con quanto previsto per reflui municipali (circa 0.1 d⁻¹, Metcalf et al., 2014). Per quanto riguarda il fango Salsnes, invece, la costante è risultata più bassa, ad indicare una più lenta degradazione aerobica del fango cellulosico.

Tabella 18. Risultati delle prove di BOD nel refluo influente e nel Fango Salsnes: calcolo della costante di degradazione k [d⁻¹] e dell'efficienza di rimozione sulla linea acque.

Data	Refluo influente			Fango Salsnes			Efficienza rimozione BOD ₅ [%]
	BOD ₅ [mg/L]	BOD ₂₀ [mg/L]	k [d ⁻¹]	BOD ₅ [mg/L]	BOD ₂₀ [mg/L]	k [d ⁻¹]	
23/04/2021	83.2	110	0.123	15.8 · 10 ³	26.2 · 10 ³	0.083	<i>Non calcolabile</i>
07/05/2021	52.9	72.5	0.114	30.1 · 10 ³	46.1 · 10 ³	0.092	2
10/05/2021	59.3	77.3	-	34.6 · 10 ³	53.9 · 10 ³	-	3

In appendice sono riportate le curve di BOD ottenute per il refluo in ingresso al pilota e per il Fango Salsnes, dove ogni punto della curva rappresenta la media, per ogni giorno, dei duplicati di prova. L'errore è inoltre rappresentato graficamente in termini di deviazione standard tra le due misure.

3.6.3. Rapporti caratteristici

Sono stati studiati una serie di rapporti caratteristici sui flussi liquidi e di fango, riportati in Tabella 19 in termini di valori medi. Il fango cellulosico è presente anche in forma essiccata essendo stato utilizzato nelle prove BMP.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Tabella 19. Rapporti parametrici caratteristici su Fango Salsnes, fango cellulosico, surnatante e refluo influente.

Parametro	Fango Salsnes	Fango cellulosico	Surnatante	Refluo
COD/SV	1.16 ± 0.31	$\approx 45\%$ secco: 1.64 ± 0.26 $\approx 93\%$ secco: 1.60 ± 0.2	1.3 ± 0.12	-
COD/BOD ₅	1.99 ± 0.35	-	-	1.93 ± 0.39
COD/N	25 ± 4.18	73 ± 14	-	8.03 ± 2.27
BOD ₅ /N	13.4 ± 0.96	-	-	3.4 (una misura)

Il rapporto COD/SV del fango cellulosico è risultato in genere compreso nell'intervallo $1.4 \div 1.6$, con l'eccezione del campione del 21/04, dove si è attestato a 2 gCOD/gSV (facendo incrementare il valor medio). Il campione in questione risulta comunque particolare per via del bypass del filtro a tamburo, e necessita di maggiori approfondimenti futuri, essendosi rivelato il campione con il rapporto COD/SV inferiore (0.69 gCOD/gSV) nel caso del fango Salsnes. I risultati potrebbero essere dovuti alle difficoltà nell'analisi del COD su un campione particolarmente eterogeneo.

In generale, il rapporto ottenuto risulta in un range intermedio rispetto a quanto proposto da precedenti esperienze di letteratura su questo tipo di fango (1.3 gCOD/gSV (Paulsrud et al., 2014; Taboada – Santos et al., 2019), $1.6 \div 1.8 \text{ gCOD/gSV}$ (Ghasimi et al., 2016)). Anche il rapporto COD/N risulta elevato, ad indicare una probabile maggior selettività del filtro rispetto al trattenimento di matrici fibrose.

Infine, il rapporto COD/BOD₅ nel refluo in ingresso è risultato all'interno del range proposto in letteratura per i reflui municipali ($1.8 \div 2.2$, Metcalf et al., 2014).

3.6.4. Fango cellulosico

Le analisi sul fango cellulosico hanno permesso di quantificare il contenuto di cellulosa nei campioni di fango, in accordo al metodo NREL. Come mostrato in Tabella 20, il contenuto di cellulosa su base secca ha raggiunto valori prossimi al 40 % per i campioni non influenzati da particolari condizioni operative (ad esempio il

Capitolo 3: risultati e discussioni

ricircolo dei surnatanti), in accordo a quanto ottenuto in altri studi di letteratura (si rimanda alla Tabella 5). Il trend in calo è giustificabile considerando che il 7 aprile il fango cellulosico presentava una diversa composizione (descrizione più dettagliata nel paragrafo successivo), e che il 7 maggio fosse già attivo il contributo dei flussi di surnatante dell'impianto di Truccazzano.

Tabella 20. Caratteristiche in termini di percentuale di cellulosa su base secca del fango cellulosico recuperato.

Campione	Contenuto di cellulosa [% su base secca]
25/03/2021	38
07/04/2021	23
07/05/2021	13

Il contenuto di proteine nel fango cellulosico su base secca è stato calcolato considerando la presenza di $6.25 \text{ g}_{\text{proteine}}/\text{g}_{\text{N}}$ (Lubken et al., 2015), ed è risultato in media pari a $11.4 \pm 0.2 \%$.

3.7. BMP

Le prove di BMP sono state eseguite su sette diversi campioni precedentemente essiccati, scelti sulla base delle diverse condizioni operative dell'impianto pilota.

- Campioni del 25/03 e 26/03: fango cellulosico recuperato durante i primi mesi di sperimentazione, caratterizzato da un maggior contenuto di cellulosa (fino al 38 %) ed elevato rapporto tra SV/ST (> 85 %).
- Campione del 07/04: particolare condizione del refluo influente. Nonostante il periodo caratterizzato da basse efficienze di rimozione degli SST da parte del filtro Salsnes e dalla limitata produzione di fango cellulosico per via della scarsa resa di cattura della pressa (si rimanda alla Figura 3.7 e alla Figura 3.9), tra il 6 ed il 7 aprile la produzione di fango cellulosico è aumentata considerevolmente. Il fango presentava però delle caratteristiche diverse, con un elevato contenuto di biomassa all'apparenza legnosa, come mostrato in Figura 3.11 (campione post stufa).

Il campione non è però stato analizzato in termini composizionali, e non è stato quindi possibile determinare il contenuto di lignina.

Capitolo 3: risultati e discussioni



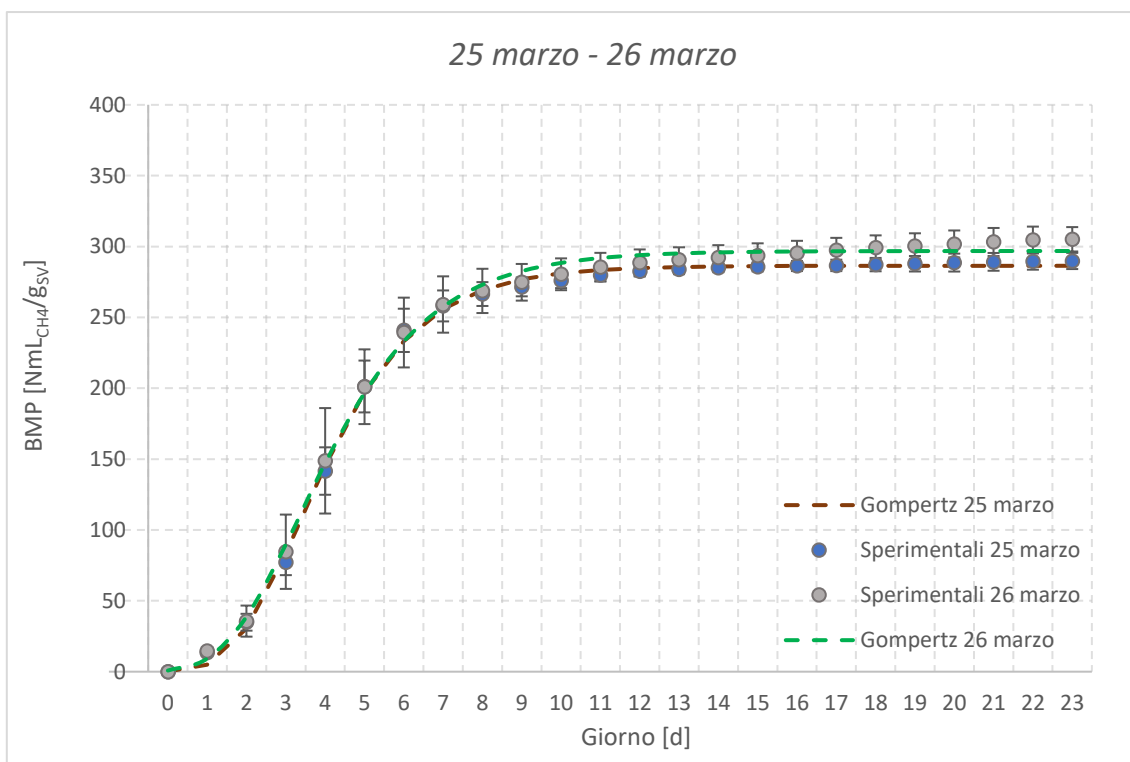
Figura 3.11. Fango celluloso recuperato in data 07/04, dove si apprezza il contenuto legnoso.

- c. Campione del 21/04: condizione impiantistica di bypass del filtro a tamburo, quindi rappresentativo degli impianti dove sono stati implementati solo filtri Salsnes in luogo della sedimentazione primaria (senza l'obiettivo di recuperare fango celluloso).
- d. Campione del 23/04: condizione di fango transitorio tra il bypass del 21 aprile e l'operatività tradizionale del pilota.
- e. Campioni del 30/04 e 07/05: condizione di ricircolo dei surnatanti dell'impianto di Truccazzano in corrispondenza della pompa di captazione del pilota (fango con minor rapporto SV/ST, come illustrato in precedenza).

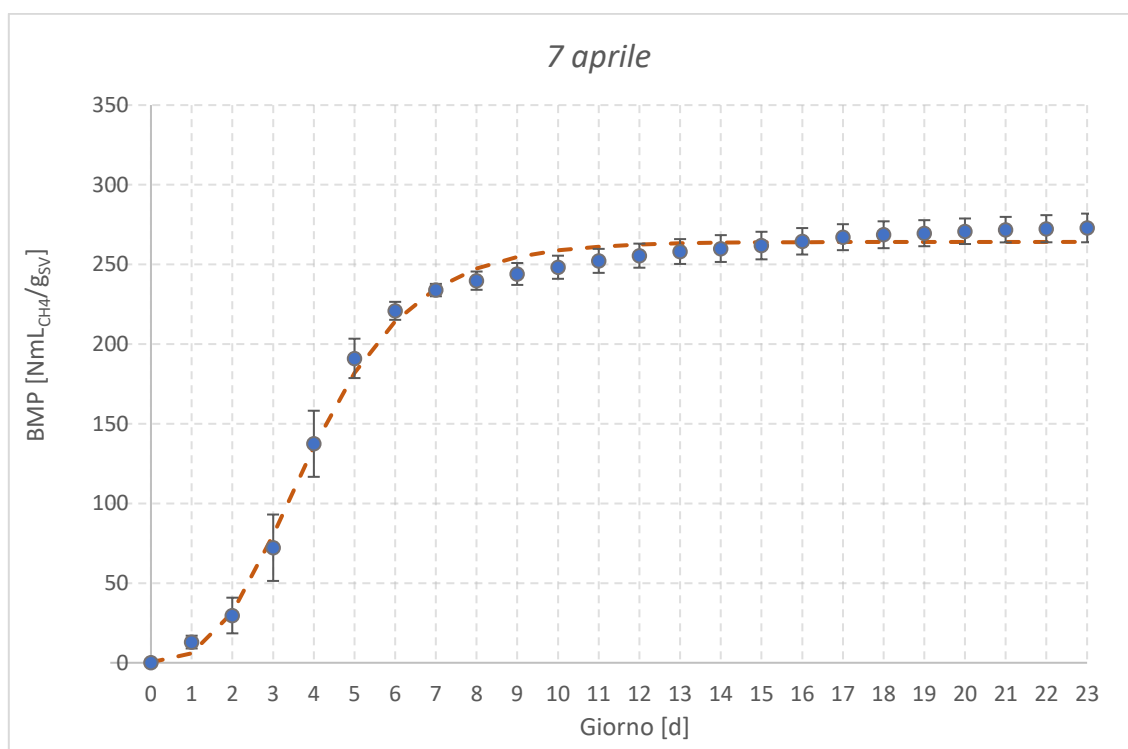
Le prove hanno avuto una durata complessiva pari a 23 giorni e sono state riportate in termini di NmL CH₄/g SV. Il termine delle prove è stato deciso nel momento in cui la produzione netta di metano su tre giorni consecutivi è risultata essere inferiore al 1 % (Holliger et al., 2020).

I grafici dei BMP sono stati illustrati in Figura 3.12 seguendo il raggruppamento di campioni elencato in precedenza.

Capitolo 3: risultati e discussioni

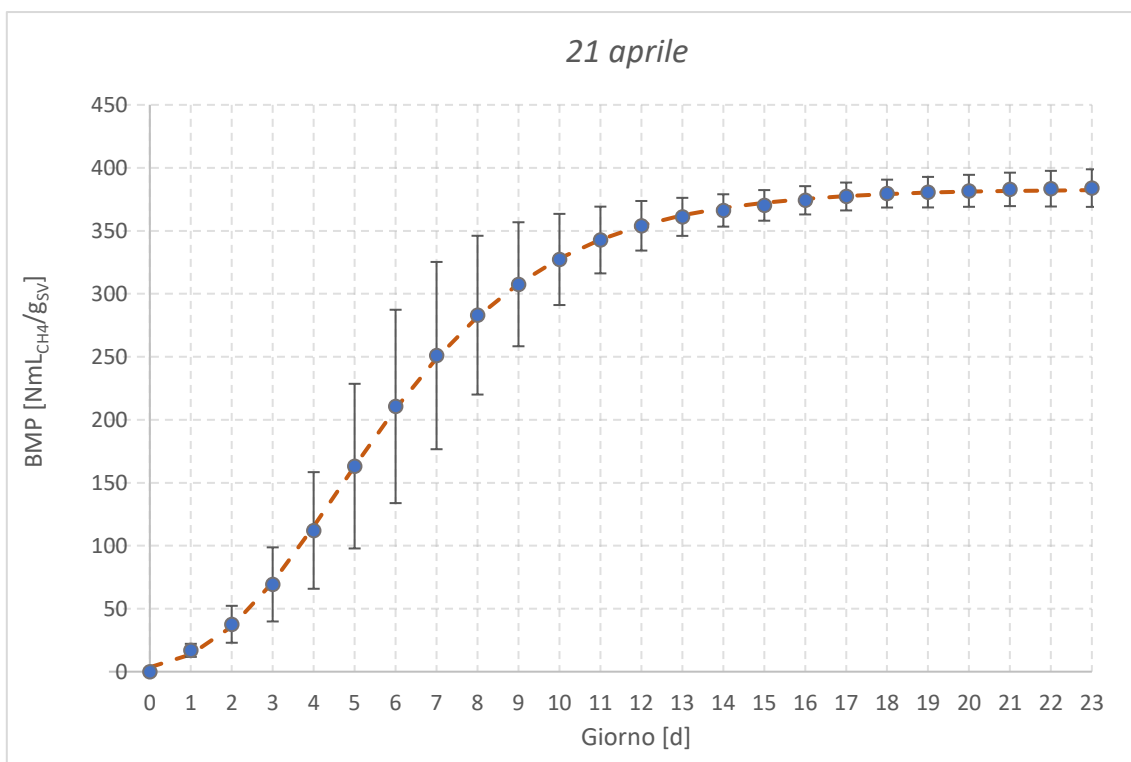


(a)

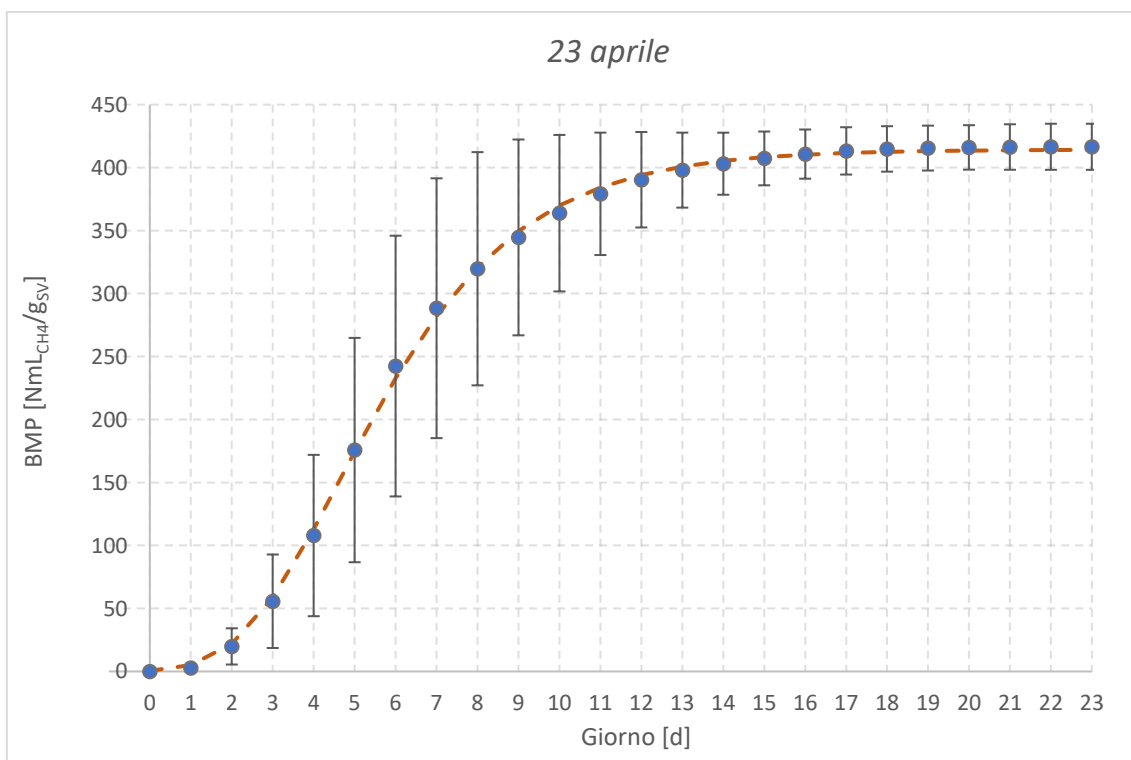


(b)

Capitolo 3: risultati e discussioni

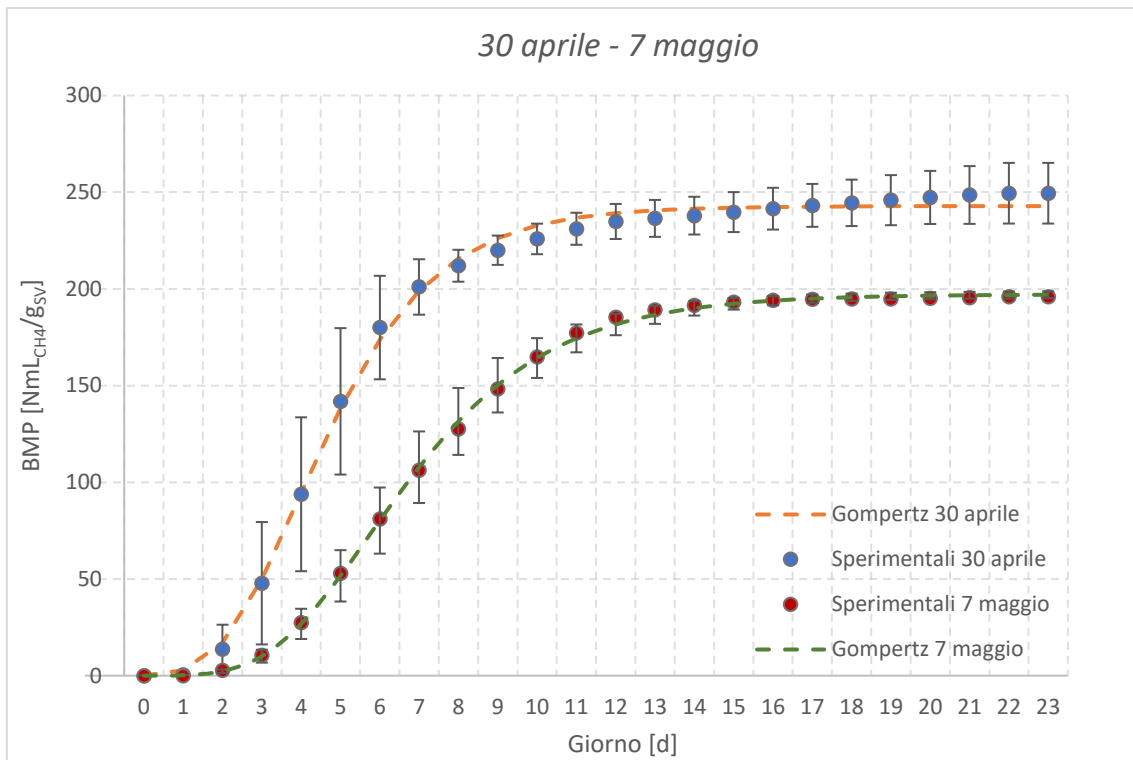


(c)



(d)

Capitolo 3: risultati e discussioni



(e)

Figura 3.12. Grafici delle prove BMP sui campioni di fango cellulosico essiccato. Nei grafici i punti indicano i dati sperimentali (a barre la deviazione standard), mentre le linee il modello di Gompertz.

Rispetto ai modelli cinetici che descrivono le curve dei BMP (Pererva et al., 2020), è stato scelto il modello cinetico di Gompertz, in quanto adattabile alle situazioni dove si verifica una fase di lag iniziale dovuta al tempo necessario agli enzimi per l'idrolisi del fango cellulosico a monosaccaridi solubili, come riportato anche in alcune esperienze di letteratura (Ruiken et al., 2013). Come si nota dai grafici riportati, infatti, la fase di lag è presente in tutti i campioni processati. Il modello di Gompertz è esplicitato dalla seguente equazione (35):

$$B_{(t)} = B_0 \cdot \exp \left\{ - \exp \left[\frac{R_{max} \cdot \exp(1)}{B_0} \cdot (\lambda - t) + 1 \right] \right\} \quad (35)$$

Nel modello di Gompertz $B_{(t)}$ indica la produzione di metano al tempo t (NmL CH₄ g⁻¹ SV), B_0 la massima produzione di metano attesa (NmL CH₄ g⁻¹ SV), R_{max} il massimo rateo di produzione di metano (NmL CH₄ / (g SV · d)) e λ il tempo di lag (d). I parametri (B_0 , R_{max} e λ) sono stati calcolati per ogni campione minimizzando, attraverso il risolutore di Excel, la funzione $SSE = \sum (y'_i - y_i)^2$, corrispondente alla somma degli scarti (residui) tra le osservazioni e i valori predetti dal modello. È stato infine calcolato il coefficiente di determinazione R^2 . I risultati ottenuti dalle elaborazioni sono stati sintetizzati in Tabella 21.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Tabella 21. Stima dei parametri del modello di Gompertz.

Campione	B_0 [NmL CH ₄ g ⁻¹ SV]	R_{max} [NmL CH ₄ / (g SV · d)]	λ [d]	R^2
25/03/2021	286.4	63.0	1.7	0.9984
26/03/2021	296.9	58.1	1.5	0.9974
07/04/2021	264.2	56.4	1.6	0.9945
21/04/2021	383.0	48.0	1.6	0.9998
23/04/2021	414.3	62.1	2.2	0.9994
30/04/2021	242.8	46.3	2.0	0.9976
07/05/2021	197.2	28.9	3.2	0.9995

In Tabella 22 sono state riportate alcune caratteristiche dei campioni su cui sono state svolte le prove, il BMP finale ottenuto e la percentuale di biodegradabilità anaerobica (calcolata in accordo all'equazione (23)) dei campioni oggetto di analisi.

Tabella 22. Principali caratteristiche dei campioni, BMP e biodegradabilità anaerobica.

Campione essiccato	Tenore di secco [%]	SV/ST [%]	COD/SV	Biodegradabilità Anaerobica [%]	BMP [NmL CH ₄ g ⁻¹ SV]
25/03/2021	94.3	85.6	1.47	61.61	290
26/03/2021	94.8	86.4	1.42	67.15	305
07/04/2021	90.7	89.8	1.50	56.86	273
21/04/2021	85.9	81.8	2.00	59.99	384
23/04/2021	95.5	82.6	1.7	76.57	417
30/04/2021	95.7	74.2	1.55	50.30	250
07/05/2021	96	71.3	1.53	40.02	196

Dall'analisi dei dati sperimentali, si nota come i valori più bassi di BMP e di biodegradabilità anaerobica sono stati ottenuti per gli ultimi campioni, dove il fango cellulosico recuperato ha risentito dei surnatanti della linea fanghi dell'impianto di Truccazzano (si tratta di fango misto, quindi anche fango di supero meno biodegradabile anaerobicamente). Il BMP più basso tra i campioni non influenzati dal ricircolo dei surnatanti è stato ottenuto il 7 aprile, verosimilmente a causa del maggior contenuto di biomassa legnosa poco biodegradabile. Spiccano gli alti valori di BMP ottenuti durante o appena a valle del bypass del tamburo, probabilmente dovuti ad una maggiore eterogeneità del fango recuperato, che ne favorisce, soprattutto per

Capitolo 3: risultati e discussioni

il campione del 23 aprile, la degradabilità anaerobica. In ogni caso la comprensione più dettagliata di tali picchi necessita di ulteriori approfondimenti futuri.

3.8. Prova respirometrica

Durante la fase analitica sono state effettuate quattro prove respirometriche per la ripartizione del COD nel Fango Salsnes. A fronte delle prove effettuate, per le elaborazioni è stata scelta la respirometria effettuata in data 23 aprile, in quanto maggiormente rappresentativa.

Il primo passo è consistito nel calcolo del coefficiente di resa cellulare Y_H a partire dall'area sottesa al grafico dell'OUR in corrispondenza del dosaggio di acetato di sodio (concentrazione pari a $100 \text{ mg COD L}^{-1}$), in rappresentanza di un substrato costituito da COD rapidamente biodegradabile. Per i calcoli è stata seguita la metodologia riportata nel paragrafo 2.3.5. In Figura 3.13 è riportato il grafico del rateo di consumo di ossigeno OUR (mg/L/h) in corrispondenza del dosaggio di acetato di sodio.

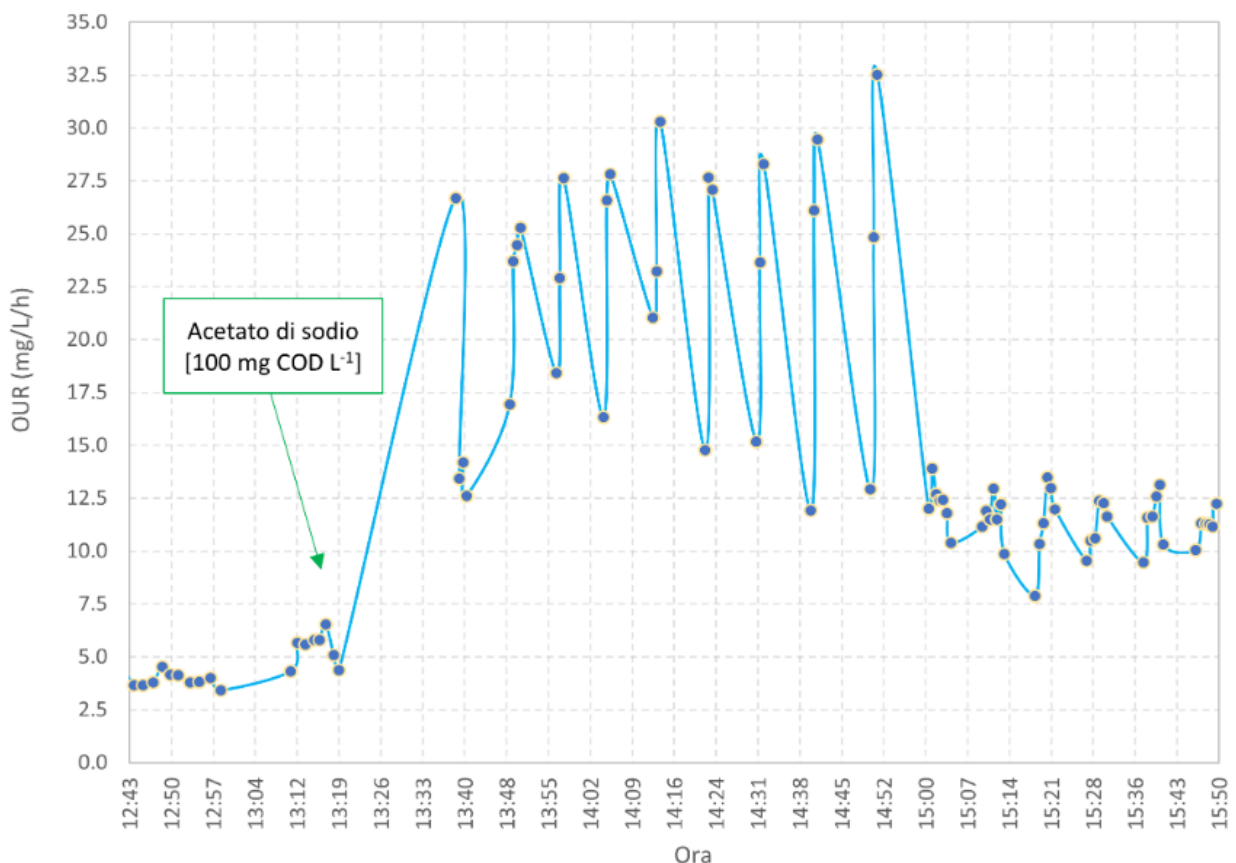


Figura 3.13. Grafico dell'OUR (mg/L/h) in corrispondenza del dosaggio di acetato di sodio.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Il coefficiente di resa cellulare Y_H è risultato pari a 0.664 gCOD g⁻¹COD, dunque in linea con il valore di 0.67 gCOD g⁻¹COD riportato in letteratura (Henze et al., 1987).

Dopo il dosaggio del Fango Salsnes (400 mg COD L⁻¹) vi è stato, come previsto, un aumento dell'OUR, dovuto al consumo di ossigeno da parte dei batteri aerobi per ossidare la componente rapidamente biodegradabile (rbCOD) associata al substrato aggiunto. Per il calcolo dell'area sottesa alla respirazione esogena, da cui si ricava l'rbCOD, è stata effettuata l'interpolazione della respirazione endogena modellando la curva associata attraverso una funzione esponenziale, del tipo (equazione (36)):

$$\text{OUR}_{\text{END}} = \text{OUR}_{\text{END},0} \cdot e^{-k \cdot t} \quad (36)$$

L'inizio della fase di respirazione endogena è stato individuato dopo circa cinque ore dal dosaggio del Fango Salsnes, dove il grafico dell'OUR ha assunto un andamento di decrescita pressoché lineare. L'OUR corrispondente rappresenta l'OUR_{END,0} della funzione interpolante, pari a 7.70 mg/L/h. È stata quindi calcolata la costante k di equazione (36), pari a 0.01278, attraverso il *risolutore* di Excel (come descritto per le prove BMP). Il coefficiente di determinazione R^2 associato all'interpolazione è risultato pari a 0.75, a causa dei disturbi legati ad alcune misure di OUR_{END}. La funzione esponenziale è stata in seguito prolungata a ritroso (mantenendo la stessa k) fino a raggiungere l'intersezione con la curva corrispondente all'inizio della respirazione esogena. Il nuovo valore di OUR₀ ottenuto è pari a 8.21 mg/L/h. È stata quindi calcolata l'area sottesa alla respirazione esogena tramite il metodo dei trapezi. In Figura 3.14 sono stati rappresentati i dati di OUR osservati durante l'intera prova respirometrica, il modello esponenziale ricavato e il suo prolungamento a ritroso.

Sono stati infine ricavati:

- Il COD rapidamente biodegradabile associato al Fango Salsnes: $\text{rbCOD}_{\text{Fango Salsnes}} = 3820 \text{ mg L}^{-1}$.
- La frazione del COD rapidamente biodegradabile rispetto al COD totale (quest'ultimo pari a $27.6 \cdot 10^3 \text{ mg L}^{-1}$ per il 23 aprile): $\text{rbCOD}_{\text{Fango Salsnes}} / \text{COD}_{\text{Fango Salsnes}} \cdot 100 = 13.85 \%$.

Assumendo che il rapporto calcolato al punto precedente si mantenga costante, è stata calcolata l'efficienza di rimozione del filtro Salsnes per l'rbCOD (per il campionamento del 7 maggio, dove è stato misurato anche il BOD in ingresso): $\eta_{\text{rbCOD}} < 1 \%$. È stato quindi concluso, come riportato in letteratura, che il filtro non svolge un ruolo nella rimozione della componente rapidamente biodegradabile del COD in ingresso.

Capitolo 3: risultati e discussioni

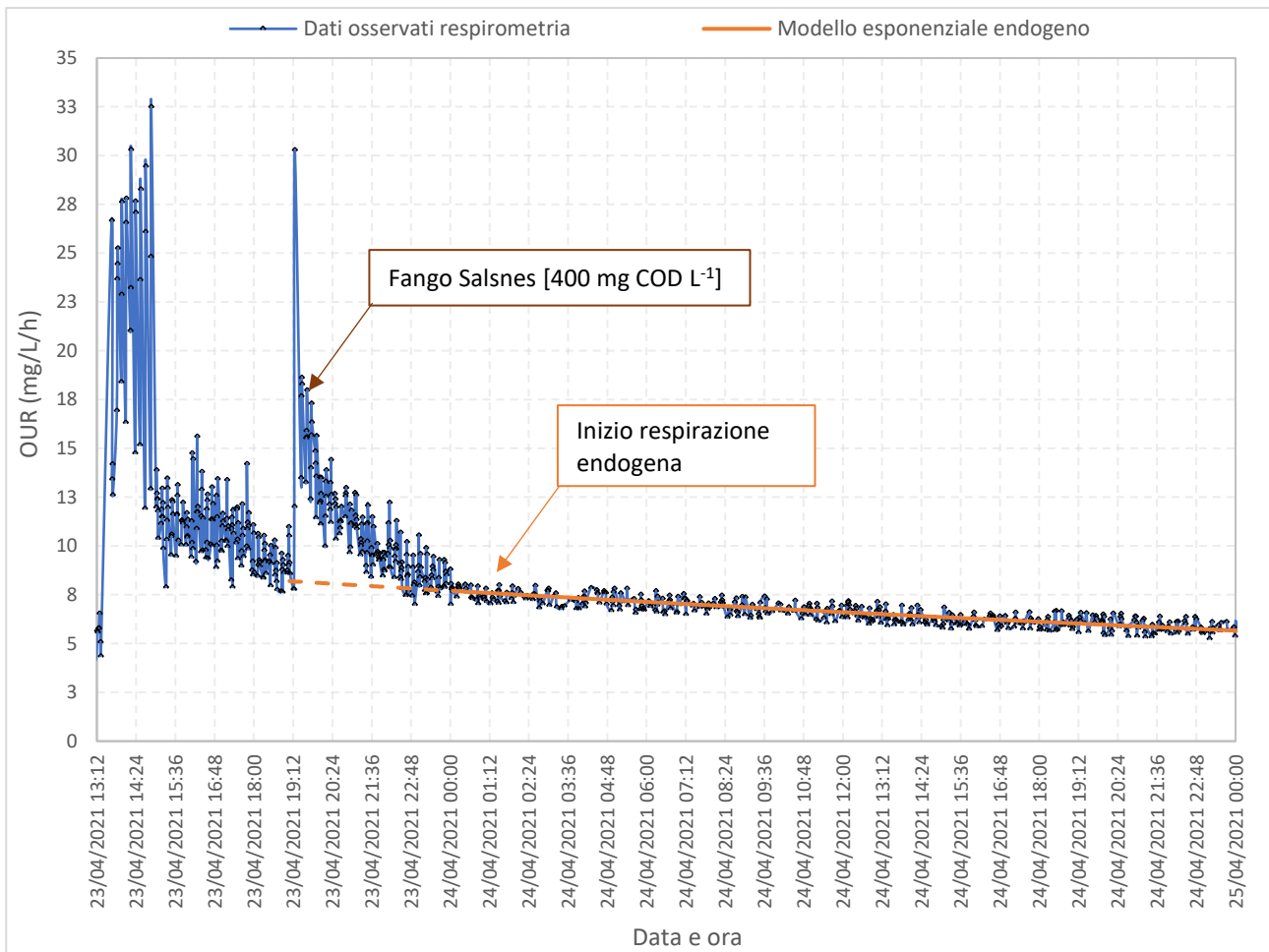


Figura 3.14. Grafico dell'OUR (mg/L/h), interpolazione del tratto associato alla respirazione endogena (in arancione) e suo prolungamento a ritroso (in arancione tratteggiato).

3.9. Impatti sulla depurazione

3.9.1. Impatti sulla linea acque

La valutazione degli impatti sul comparto biologico della linea acque è stata effettuata utilizzando il software Biowin. Il primo passo è consistito nell'elaborazione delle concentrazioni di contaminanti in ingresso all'impianto di Truccazzano, inseriti in Biowin tramite l'*Influent Specifier*. L'*Influent Specifier* (mostrato in Figura 3.15) consente l'inserimento diretto di alcuni parametri (ad esempio il COD), la modifica dei rapporti caratterizzanti il frazionamento del refluo in ingresso e l'inserimento di stime delle misure dei parametri non impostabili direttamente. A partire dai dati implementati il modello calcola automaticamente le componenti del refluo non impostabili (ad esempio il BOD, calcolato a partire dal COD, e gli SST e SSV, calcolati a partire dagli SSI).

Capitolo 3: risultati e discussioni

Fraction / Parameter Estimates			Fraction Calculation Results			
Name	Default	Estimate	Influent Values	Measured	Calculated	Match Status
COD Fractions			COD - Total	218,0000	218,0000	-
Fbs	0,1600	0,1606	COD - Particulate	138,0000	138,0000	Excellent
Fac	0,1500	0,1494	COD - Filtered	80,0000	80,0000	Excellent
Fxs	0,6388	0,5736	COD - FF	60,0000	60,0000	Excellent
Fxsp	0,7500	0,8400	BOD - Total Carbonaceous	103,1000	98,8724	Excellent
Fbiomass	0,0212	0,0212	BOD - Filtered Carbonaceous	33,0000	36,2965	Excellent
Fus	0,0500	0,1147	VSS	118,0000	116,1004	Excellent
Fup	0,1300	0,1300	TSS	144,0000	142,1004	Excellent
Cellulose (Note...)	0,5000	0,5000				
Non-Cellulose	0,5000	0,5000				
COD : VSS			Influent CODp : VSS	1,1695	1,1886	Excellent
Particulate Biodegradable COD : VSS	1,6327	1,1190	Influent Total COD : cBOD	2,1145	2,2049	Excellent
Particulate Inert COD : VSS	1,6000	1,6000	VSS : TSS	0,8194	0,8170	Excellent
Cellulose COD : VSS	1,4000	1,4000				
BOD Model Parameters (Note...)						
k1 for CODc - Xsc	0,5000	0,5000				
k2 for CODp - Xsp	0,5000	0,5000				

Figura 3.15. Frazionamento del refluo influente a Truccazzano implementato in Biowin tramite l'Influent Specifier.

Nel caso in esame il parametro modificato è risultato il rapporto tra COD particolato biodegradabile e VSS, che Biowin setta automaticamente ad 1.6327. Per una stima accurata degli SSV dell'impianto, che costituiscono l'82 % degli SST (percentuale maggiore rispetto ai settings automatici di Biowin), il parametro è stato abbassato ad 1.119.

Come si evince dalla Figura 3.15, l'indicatore "Match Status" di Biowin ha sempre fornito un risultato "eccellente", ad indicare un'ottima stima (tramite il frazionamento del refluo) delle concentrazioni degli inquinanti effettivamente utilizzate da Biowin (colonna "calculated") rispetto alle concentrazioni (colonna "measured") inserite come misure (dati reali).

In particolare, i risultati finali del frazionamento hanno determinato la seguente suddivisione del COD in ingresso a Truccazzano:

- $COD_{PARTICOLATO} / COD_{TOTALE} = 0.63$ (pari a circa 2/3 del COD totale in ingresso, come previsto da letteratura);
- $COD_{SOLUBILE} / COD_{TOTALE} = 0.37$.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Dopo aver definito le caratteristiche dell'influente, è stato creato il layout della linea acque dell'impianto di Truccazzano (riportato in Figura 3.16).

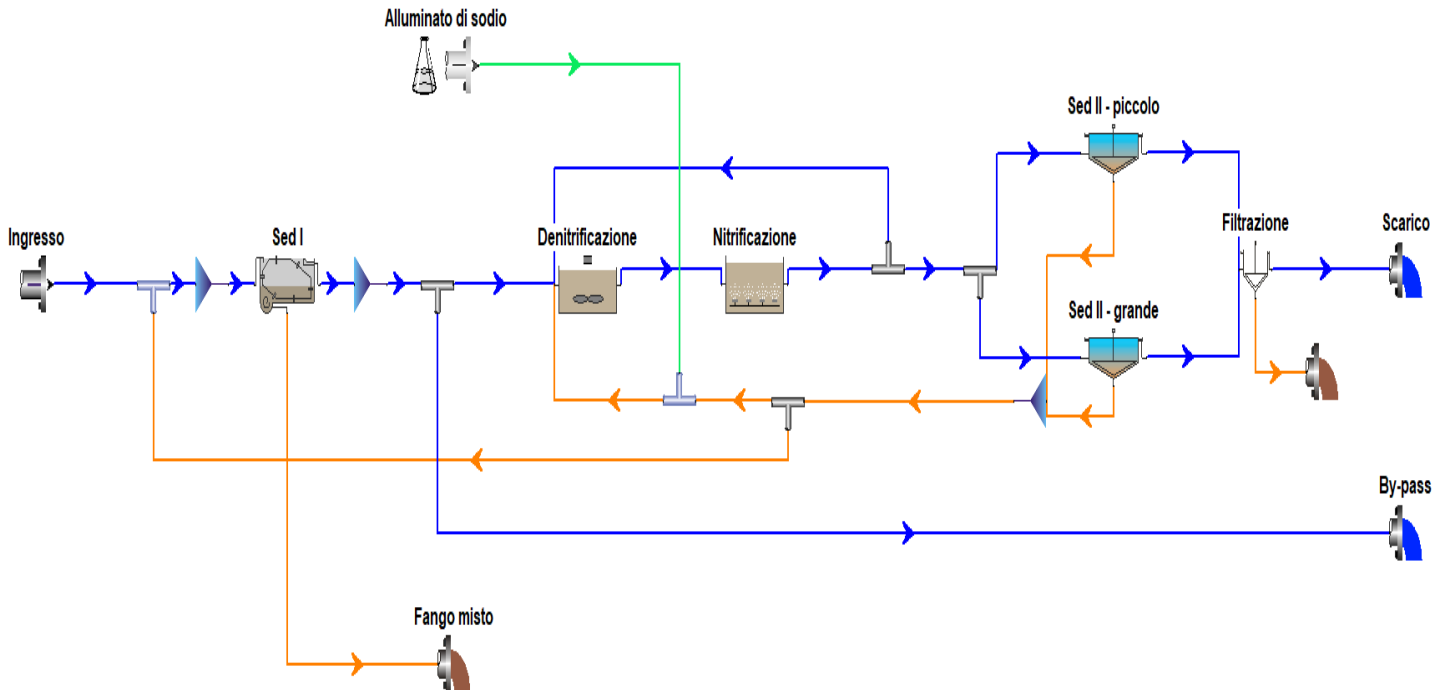


Figura 3.16. Layout della linea acque dell'impianto di depurazione di Truccazzano implementato in Biowin.

Sono stati pertanto modellati i seguenti comparti:

1. *Sedimentazione primaria*

Descritta nel dettaglio nel resto del paragrafo.

2. *Comparto biologico (denitrificazione + nitrificazione)*

È stata inserita una vasca anossica di pre-denitrificazione (il cui volume corrisponde al volume complessivo della denitrificazione di Truccazzano), seguita da una vasca aerobica (volume come per la denitrificazione) caratterizzata da una concentrazione di ossigeno disciolto pari a 2 mg/L. L'insufflazione d'aria avviene tramite diffusori a bolle fini che ricoprono una superficie pari al 10 % dell'area del reattore. È stato inoltre scelto un valore del parametro α (rapporto tra il coefficiente di trasferimento relativo al liquame e relativo alle condizioni standard) pari a 0.65, e del parametro β (rapporto tra la concentrazione a saturazione dell'ossigeno nel liquame rispetto alla concentrazione dell'ossigeno nell'acqua pulita) pari a 0.98.

3. *Sedimentazione secondaria*

Sono state implementate due linee di sedimentazione secondaria, in quanto a Truccazzano sono presenti tre sedimentatori secondari di due diverse dimensioni. Per quanto riguarda la

Capitolo 3: risultati e discussioni

quantificazione del fango di supero, parametro importante per il calcolo dell'SRT del sistema, è stato implementato un valore pari a 500 m³/d (quindi ipotizzando una riduzione rispetto all'attuale estrazione, compresa tra 35 e 40 m³/h, a fini di ottimizzazione del processo biologico).

4. Filtrazione finale e dosaggio del defosfatante

La fase di filtrazione finale è stata inserita nel layout d'impianto ma, essendo attualmente in fase di revamping, è stata "bypassata" impostando un'efficienza di rimozione dei filtri pari a 0.

Il defosfatante è costituito da alluminato di sodio, dosato a monte della fase di denitrificazione. Sulla base di analisi precedentemente svolte da Gruppo CAP, è stato previsto un dosaggio pari a 1.5 m³/d (concentrazione di alluminio: $2.99 \cdot 10^4$ mg L⁻¹).

Per quanto riguarda la modellazione dei *trattamenti primari* sono stati distinti due scenari:

1. Impianto nella configurazione attuale, quindi con vasche di sedimentazione primaria tradizionale.
2. Impianto dove la sedimentazione primaria tradizionale è stata sostituita dai filtri Salsnes.

I due scenari sono stati modellati in Biowin utilizzando come reattore il sedimentatore primario classico, in quanto, rispetto a quanto avviene per il filtro (per esempio presente nella filtrazione finale), sono implementabili diverse efficienze di rimozione per le componenti oggetto di studio.

In particolare, è stato deciso di modellare le efficienze di rimozione degli SST e del COD particolato in entrambi gli scenari. In Biowin è inoltre possibile modificare le efficienze di rimozione delle diverse componenti costituenti il COD particolato, scegliendo un coefficiente che moltiplica il valore dell'efficienza imposta per la rimozione degli SST.

Le efficienze di rimozione sono state valutate, per i due scenari, sulla base dei seguenti criteri:

- Scenario 1: per la modellazione del sedimentatore primario è stata prevista un'efficienza di rimozione degli SST del 50 %, in linea con quanto riportato in letteratura (Metcalf et al., 2014). Non sono state previste diverse efficienze di rimozione per il COD particolato, ipotizzando queste ultime coincidenti con l'efficienza di rimozione degli SST (come da modellazione standard di Biowin).
- Scenario 2: Il filtro è stato modellato implementando un'efficienza "iniziale" di rimozione dei solidi del 50 % (come per la sedimentazione primaria, considerando dati di letteratura (Ruiken et al., 2013)). È stata poi modificata l'efficienza di rimozione del COD particolato, con opportuni accorgimenti. Infatti, nonostante in Biowin fosse possibile aumentare la sola frazione del COD particolato associata alla cellulosa, è stato scelto di modificare, oltre alla suddetta componente ("COD_p cellulosa"), anche altre componenti del COD particolato, chiamate "COD_p lentamente biodegradabile" e "COD_p non biodegradabile non cellulosico". Questa scelta è basata sul fatto che

Capitolo 3: risultati e discussioni

Biowin considera la cellulosa come substrato non biodegradabile, mentre le evidenze mostrano una parziale, seppur lenta, degradabilità della cellulosa stessa. Come riportato anche da Reijken et al. (2014), infatti, la cellulosa è da considerarsi nelle analisi modellistiche come substrato in parte inerte ed in parte lentamente biodegradabile.

Per quanto riguarda il coefficiente moltiplicativo utilizzato da Biowin per incrementare la rimozione del COD particolato, è stato ipotizzato che:

1. La cellulosa costituisca il 30 % del COD totale (Ruiken et al., 2013). Quest'ultimo è costituito, a sua volta, per il 63 % dalla componente particolata (dati di letteratura e modellati in Biowin). La cellulosa, ricadendo interamente nella frazione particolata del COD, è stata quindi stimata come costituente circa il 50 % del COD particolato.
2. Il COD particolato sia suddiviso in questa elaborazione tra solidi "cellulosici" e "non cellulosici".
3. L'efficienza di rimozione dei "solidi cellulosici" nei filtri Salsnes sia pari a 70%, considerando un valore leggermente cautelativo rispetto al massimo ottenuto in letteratura, pari a 78 % (Ahmed et al., 2019).
4. L'efficienza di rimozione del COD particolato associato ai "solidi non cellulosici" nei filtri Salsnes non cambi rispetto alla sedimentazione primaria (50 %).

Considerando le ipotesi esplicitate, è stata calcolata un'efficienza complessiva di rimozione del COD particolato pari al 60 %. Il rapporto tra questa efficienza e quella implementata per la rimozione degli SST (50 %) corrisponde al coefficiente moltiplicativo utilizzato in Biowin per la rimozione del COD particolato nei filtri Salsnes, pari a 1.2 ($\eta_{\text{COD particolato, SALSNES}} (= 60 \%) / \eta_{\text{SST, SALSNES}} (= 50 \%)$).

Per quanto concerne lo scenario 2, stante l'incertezza riguardante in particolare l'ipotesi 4, è stato deciso di modificare l'efficienza di rimozione del COD dei "solidi non cellulosici" del $\pm 20 \%$, mantenendo inalterata l'efficienza di rimozione del COD dei "solidi cellulosici" (70 %). Sono stati quindi introdotti due nuovi sotto scenari (il precedente, con rapporto pari ad 1.2, assume da ora la nomenclatura di "scenario 2.0"):

➔ Scenario 2.1: efficienza di rimozione dei "solidi non cellulosici" del 60 %, da cui:

$$\eta_{\text{COD particolato, SALSNES}} (= 65 \%) / \eta_{\text{SST, SALSNES}} (= 50 \%) = 1.3$$

➔ Scenario 2.2: efficienza di rimozione dei "solidi non cellulosici" del 40 %, da cui:

$$\eta_{\text{COD particolato, SALSNES}} (= 55 \%) / \eta_{\text{SST, SALSNES}} (= 50 \%) = 1.1$$

Dopo aver implementato i coefficienti moltiplicativi per le rimozioni del COD particolato, Biowin calcola automaticamente una nuova efficienza di rimozione (effettiva) anche per gli SST, essendo quest'ultima dipendente dall'efficienza scelta per il COD particolato.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Gli scenari, valutati allo stato stazionario, hanno permesso di quantificare le differenze in termini di portata d'aria (richiesta in nitrificazione) e di efficienze di rimozione tra la sedimentazione primaria e la filtrazione primaria, per una serie di parametri indicatori. I risultati sono stati riportati in Tabella 23. Per quanto riguarda l'SRT dell'impianto, è stato sempre mantenuto tra 15 e 16 giorni per tutti gli scenari calcolati.

L'analisi dei risultati ottenuti ha mostrato, in particolare, quanto segue:

- Una potenziale riduzione della portata d'aria necessaria al comparto biologico variabile tra il 3 ed il 9 % a seconda degli scenari, per via della maggior rimozione del COD particolato lentamente biodegradabile, in linea con quanto ottenuto da Behera et al. (2018) (riduzione dell'8 % sostituendo i sedimentatori con filtri Salsnes).
- Un aumento dell'efficienza di rimozione degli SST, del COD e del BOD. Gli elevati valori delle efficienze degli SST sono stati giustificati considerando la possibilità di scegliere basse spaziature del filtro (ad esempio 90 µm) o di dosare reagenti coadiuvanti la filtrazione primaria, per ottimizzare il recupero del fango celluloso. Per la quantificazione degli impatti sulla linea fanghi, inoltre, è stato scelto di utilizzare il valore di efficienza di rimozione degli SST ottenuto nel caso dello scenario 2.0.

Tabella 23. Impatti sulla linea acque in caso di trattamento primario con sedimentazione primaria (scenario 1) o con filtrazione primaria (scenari 2.0, 2.1, 2.2). Tra parentesi sono indicate le variazioni percentuali ottenute implementando lo scenario 2 rispetto allo scenario 1 ("baseline").

Parametro	Unità di misura	Scenario 1: <i>sedimentazione primaria</i>	Scenario 2: <i>Filtrazione primaria</i>		
			Scenario 2.1 $\eta_{\text{COD,P}} / \eta_{\text{SST}} = 1.3$	Scenario 2.0 $\eta_{\text{COD,P}} / \eta_{\text{SST}} = 1.2$	Scenario 2.2 $\eta_{\text{COD,P}} / \eta_{\text{SST}} = 1.1$
BOD/N (a valle del trattamento)	gBOD/gN	4.2	3.7	3.9	4.1
Portata d'aria	[m ³ h ⁻¹ , 20 °C, 1 atm]	8527 (-)	7755 (- 9 %)	8029 (- 6 %)	8299 (- 3 %)
Efficienza SST	[%]	50 (-)	59.4 (+ 19 %)	56.3 (+ 13 %)	53.1 (+ 6 %)
Efficienza BOD	[%]	33.5 (-)	41.9 (+ 25 %)	39.1 (+ 17 %)	36.3 (+ 8 %)
Efficienza COD	[%]	35.4 (-)	43.3 (+ 22%)	40.7 (+ 15 %)	38.1 (+ 8 %)

Capitolo 3: risultati e discussioni

Non sono infine stati quantificati impatti negativi sul comparto biologico in termini di peggioramento della capacità denitrificante dovuta alla maggiore rimozione del COD: la concentrazione di azoto totale nell'effluente si è infatti mantenuta stabile (leggermente superiore a 5 mg/L) in tutti gli scenari, nonostante la maggiore riduzione del rapporto BOD/N (calcolato a monte e a valle del trattamento primario) nel caso dei filtri Salsnes. A conferma del risultato della modellazione, Ruiken et al. (2013) hanno riportato che il mantenimento di un rapporto BOD/N intorno a 4 gBOD/gN non comporta un peggioramento della capacità denitrificante del sistema.

3.9.2. Impatti sulla linea fanghi

Per l'elaborazione dello scenario 1 (studio della potenziale produzione di biogas e metano a Truccazzano) è stato necessario calcolare la portata di fango misto estratta a Truccazzano. È stato pertanto impostato un bilancio di massa a cavallo dei sedimentatori primari dell'impianto, considerando i dati medi di portata e concentrazione degli SST in ingresso con l'influente (a costituire il fango primario) e con il fango di supero (utilizzando lo stesso dato implementato in Biowin).

È stata quindi calcolata la produzione media giornaliera di fango misto su base secca, ipotizzando un rendimento di rimozione degli SST in sedimentazione primaria pari al 50 %. Il bilancio svolto è stato sintetizzato in Tabella 24.

Tabella 24. Bilancio di massa alla sedimentazione primaria di Truccazzano.

Parametro	Influente	Fango supero	Fango misto
Q_{MEDIA} [m ³ d ⁻¹]	76 866	500	-
SST [mg L ⁻¹]	144	12000	-
η Rimozione SST [%]	50		-
SST _{Fango} [kg SST d ⁻¹]	5534	3000	8534

Per quantificare gli SST e gli SSV in digestione anaerobica dei diversi flussi di fango (fango primario, di supero e surnatante della pressa) nei due scenari individuati (sedimentazione primaria e filtrazione primaria) sono stati effettuati i calcoli riportati nel paragrafo 2.4.2, utilizzando i dati riportati in Tabella 25 (dove con * sono stati indicati i dati misurati e con ** i dati stimati da letteratura).

In particolare:

Capitolo 3: risultati e discussioni

- Il rapporto SSV/SST è stato fornito da Gruppo Cap per quanto riguarda il fango primario e di supero di Truccazzano (flussi pre-ispessiti in ingresso alla digestione) ed è stato calcolato nella presente ricerca per il surnatante della pressa.
- Il rapporto COD/SSV è stato ipotizzato in base ai dati classici di letteratura per il fango primario e di supero di Truccazzano, mentre è stato calcolato per il surnatante della pressa.
- Il BMP è stato ipotizzato per il fango misto di Truccazzano considerando due valori distinti per il fango primario e di supero, in linea con i BMP ottenuti dai fanghi primari e di supero in Lombardia (Catenacci et al., 2018).

Per il surnatante è stato invece utilizzato il valore medio dei BMP ottenuti sui flussi di fango cellulosico disidratato del 25 e 26 marzo, in quanto rappresentativi della condizione operativa standard dell'impianto pilota (il valore, pari a 297 NmL CH₄ g⁻¹ SSV, è comunque molto prossimo alla media (302 NmL CH₄ g⁻¹ SSV) tra i BMP di tutti i campioni di fango cellulosico processati).

*Tabella 25. Principali parametri, BMP e biodegradabilità anaerobica dei flussi di fango: con * sono stati indicati i dati misurati, con ** i dati stimati da letteratura.*

Parametro	Fango primario (pre-ispessito)	Fango di supero (pre-ispessito)	Surnatante (pre-ispessito)
Umidità [%]	95 (**)	95 (**)	95 (**)
SSV/SST [%]	0.56 (*)	0.56 (*)	0.67 (*)
COD/SSV [%]	1.59 (**)	1.42 (**)	1.3 (*)
BMP [NmL CH ₄ g ⁻¹ SSV]	250 (**)	120 (**)	297 (*)
Biodegradabilità anaerobica [%]	49	26	72

Lo studio degli impatti sulla linea fanghi ha infine previsto il calcolo di una stima della produzione di biogas e metano considerando, come trattamento primario, sia la sedimentazione che la filtrazione primaria. È stata infine calcolata la differenza in termini % tra i due scenari. I risultati ottenuti sono stati riassunti in Tabella 26, insieme ai principali parametri operativi del digestore anaerobico.

Capitolo 3: risultati e discussioni

Tabella 26. Parametri rappresentativi del digestore anaerobico e portate di biogas e di metano ottenibili nei due differenti scenari (sedimentazione primaria e filtrazione primaria).

Parametro	Scenario 1 Sedimentazione primaria	Scenario 2 Filtrazione primaria	Variazione tra scenari %
HRT digestore [d]	14	22	+ 62
η digestore [%]	75	83	+ 11
Q_{BIOGAS} [Nm ³ biogas / d]	1232	997	- 19
Q_{CH_4} [Nm ³ CH ₄ / d]	694	499	- 28

Come si evince dai risultati di Tabella 26, l'implementazione della filtrazione primaria provocherebbe, trattando il surnatante in linea fanghi, una riduzione decisamente più contenuta delle portate di biogas (- 19 %) e di metano (- 28 %) ottenute in digestione, rispetto alle riduzioni che si avrebbero gestendo il surnatante in linea acque (pari alle intere portate corrispondenti allo scenario 1). Ciò confermerebbe quindi la scelta di trattare il surnatante della pressa a vite in linea fanghi, rendendo possibile la valorizzazione di un flusso caratterizzato da una biodegradabilità anaerobica del 72 %. Si riporta in Figura 3.17 un grafico riassuntivo delle portate di metano e biogas ottenute nei due scenari e la variazione in termini % rispetto allo scenario iniziale (sedimentazione primaria).

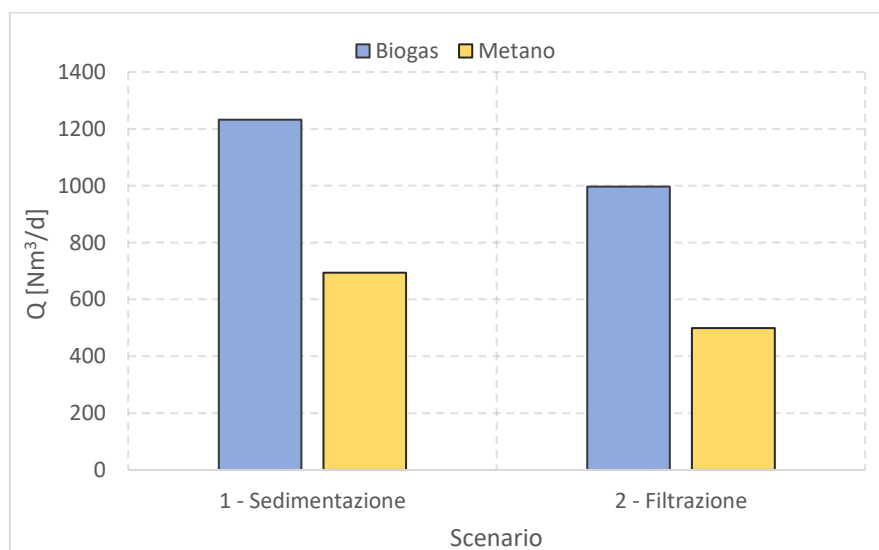


Figura 3.17. Impatti sulla linea fanghi in termini di produzioni di biogas e metano tra i due scenari studiati.

Capitolo 3: risultati e discussioni

L'impatto negativo dovuto alla minore produzione di biogas non sarebbe comunque l'unico impatto sulla linea fanghi a seguito dell'implementazione del processo Cellvation® a piena scala. A tal riguardo, infatti, il principale vantaggio che si avrebbe dal recupero del fango cellulosico sulla filiera del trattamento dei fanghi, oltre al ricavo dalla vendita della cellulosa come prodotto, sarebbe la netta riduzione delle portate di fanghi da trattare e, successivamente, da smaltire. Il costo di smaltimento dei fanghi risulta infatti essere un importante onere nella gestione degli impianti di depurazione. In particolare, lo scenario 2 consentirebbe una riduzione nell'estrazione di fango dal comparto primario del 39 % (passando da 8534 kg_{SST}/d con la sedimentazione primaria a 5169 kg_{SST}/d con la filtrazione primaria).

Per ulteriori dettagli si rimanda comunque la questione a futuri approfondimenti di carattere economico, che esulano dallo scopo del presente elaborato.

Conclusioni

La presente ricerca è stata condotta su un impianto pilota (Cellvation®) per studiare le potenzialità del recupero della cellulosa presente nelle acque reflue urbane. L'ottimizzazione dei parametri operativi del pilota è stata effettuata impostando il massimo livello idrico a monte del filtro Salsnes (42 cm), per rendere possibile la rimozione degli SST più piccoli rispetto alla spaziatura dei pori del filtro (*cake filtration*). La pressa a vite è risultata essere la componente del pilota più difficilmente ottimizzabile, per via dell'impossibilità di regolare il *tempo di running* in funzione delle caratteristiche del fango in ingresso.

Le efficienze di rimozione degli SST sono state calcolate tramite bilanci di massa, ad esclusione dell'efficienza del filtro a tamburo, stimata in media al 7 % attraverso campionamenti istantanei. L'efficienza del filtro Salsnes è risultata pari a 12 ± 14 %: i valori ottenuti potrebbero essere giustificati a partire dalla distribuzione granulometrica degli SST nel refluo di Truccazzano, che necessitano, per un'efficace rimozione, di una spaziatura dei pori inferiore a 350 μm . Inoltre, incertezze intrinseche legate al bilancio di massa ed alle condizioni operative (periodo di fine vita del filtro), hanno probabilmente comportato una sottostima dell'efficienza di rimozione del filtro in alcuni campionamenti. La resa di cattura della pressa a vite è risultata pari a 39 ± 22 %, verosimilmente a causa dell'assenza del dosaggio di polielettrolita e all'impossibilità di regolare da PLC alcuni parametri operativi. Le basse efficienze del sistema hanno determinato una produttività media di fango cellulosico pari a 7 ± 5 $\text{kg}_{\text{SST}}/\text{d}$. Ulteriori analisi hanno consentito inoltre la stima delle efficienze di rimozione del COD (6 %), del BOD (5 %) e del TKN (2 %). Le prove respirometriche svolte sul Fango Salsnes hanno infine confermato la limitatissima rimozione della componente rapidamente biodegradabile del COD.

Il fango cellulosico recuperato, potenzialmente utilizzabile nella produzione di bioplastiche o come additivo nell'asfalto, è stato caratterizzato in termini di contenuto di cellulosa, che ha raggiunto il 38 % su base secca. I risultati delle prove BMP sono stati compresi tra 196 e 417 $\text{NmL CH}_4 \text{ g}^{-1} \text{ SV}$, a seconda del tipo di fango recuperato nelle diverse condizioni operative.

Per quanto riguarda gli impatti del processo (a piena scala) sulla linea acque, è stata ottenuta (ipotizzando il raggiungimento delle efficienze di letteratura per i filtri Salsnes) una riduzione della portata d'aria nel comparto biologico compresa tra il 3 ed il 9 %, a causa della maggiore efficienza di rimozione del COD particolato. Stante il mantenimento di un buon rapporto BOD/N non sono stati riscontrati impatti negativi sulla capacità denitrificante del depuratore. Recuperando e vendendo il fango cellulosico, ma inviando il surnatante a digestione anaerobica, le portate di biogas e metano non verrebbero azzerate, ma ridotte, rispettivamente, del 19 % e del 28 % rispetto alla digestione dell'intero flusso di fango misto.

Conclusioni

Tra i possibili sviluppi futuri sono stati infine individuati i seguenti ambiti di ricerca:

- Analisi della distribuzione granulometrica dei solidi in ingresso all'impianto di Truccazzano e conseguente scelta di un'adeguata spaziatura dei pori per il filtro Salsnes.
- Studio della produttività del sistema con una pressa a vite avente una maggiore resa di cattura.
- Confronto tra le efficienze del filtro Salsnes ottenibili dal bilancio di massa impostato nella presente ricerca e da due campionatori automatici posti in ingresso ed in uscita dal filtro.
- Approfondimento delle caratteristiche del fango cellulosico recuperato, soprattutto in termini di contenuto di cellulosa e degradabilità anaerobica con e senza il filtro a tamburo in linea.
- Stesura di un business plan che consenta di valutare nel dettaglio gli impatti economici del sistema, considerando: i ricavi dalla vendita del fango cellulosico, la riduzione dei costi di smaltimento dei fanghi, la riduzione dei costi di aerazione del comparto biologico e la perdita di biogas dalla mancata digestione del fango misto.

Appendice

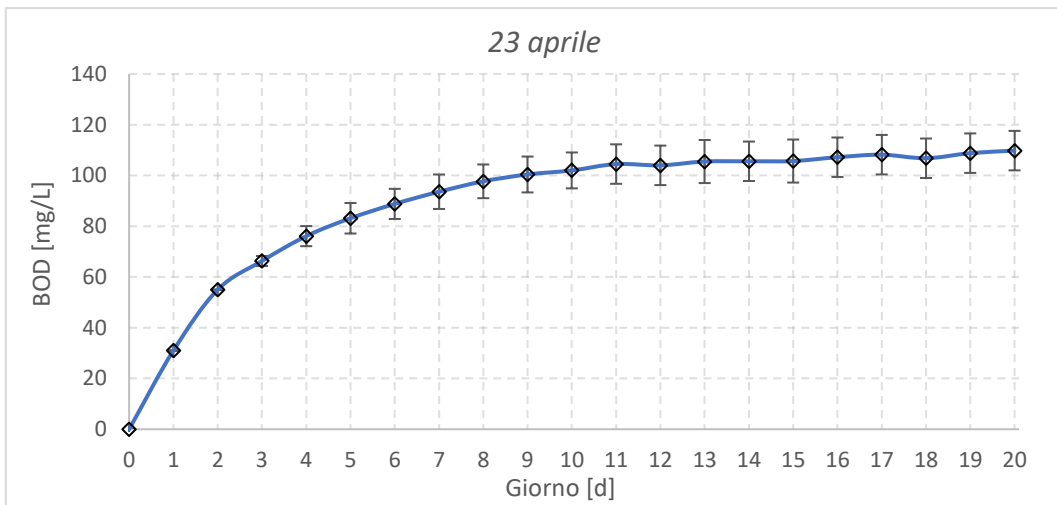
Tabella 1. Risultati delle analisi sui flussi di fango durante la fase 1.

Data campionamento	CELLULOSA		FANGO SALSNES	
	Tenore di secco [%]	SV/ST [%]	Tenore di secco [%]	SV/ST [%]
15/01/2021	40.8	86.8	2.5	79.9
19/01/2021	46.2	88	5.1	58.2
26/01/2021	42.8	84.3	3.6	81.4
29/01/2021	44.8	84.8	2.6	75.5
05/02/2021	40.8	82.7	3.6	75.3
09/02/2021	38.7	83.7	6.6	75.6
10/02/2021	40.1	89	-	-
11/02/2021	43.3	82.5	4.3	85.3

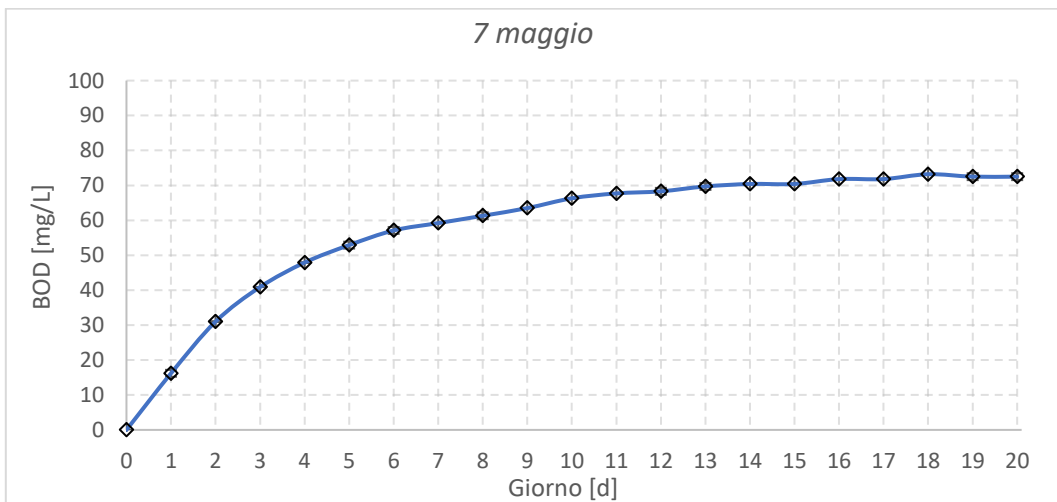
Tabella 2. Dataset in input a Biowin per il calcolo degli impatti sulla linea acque, costituito dai dati medi (2019) per l'influente del depuratore di Truccazzano (fonte: Gruppo CAP).

Parametro	Media 2019	Unità di misura
Portata	76866	m ³ d ⁻¹
COD	218	mg L ⁻¹
TKN = N _{TOT}	17.32	mg L ⁻¹
Fosforo totale	2.17	mg L ⁻¹
Nitrati	0	mg L ⁻¹
pH	7	-
ISS	26	mg L ⁻¹
Temperatura	17	°C

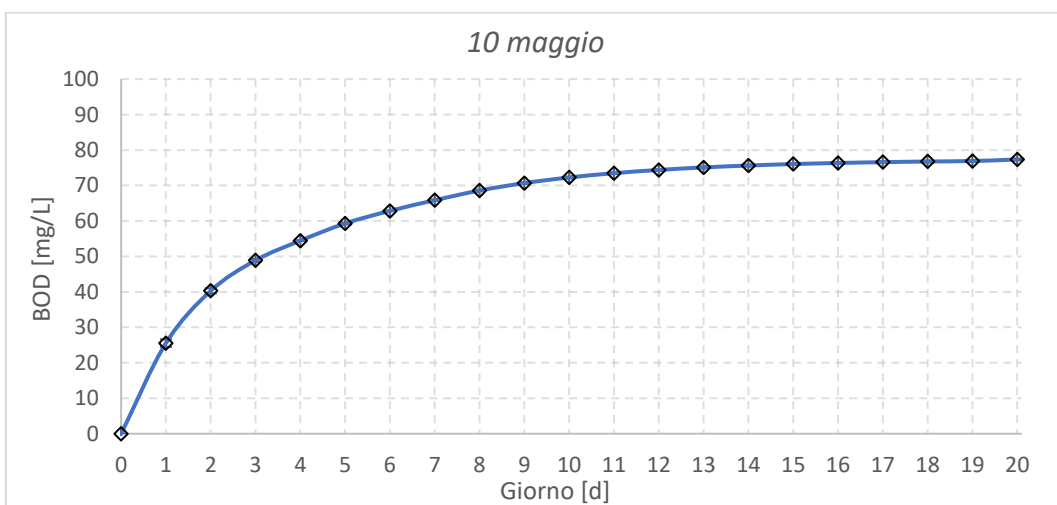
Appendice



(a)



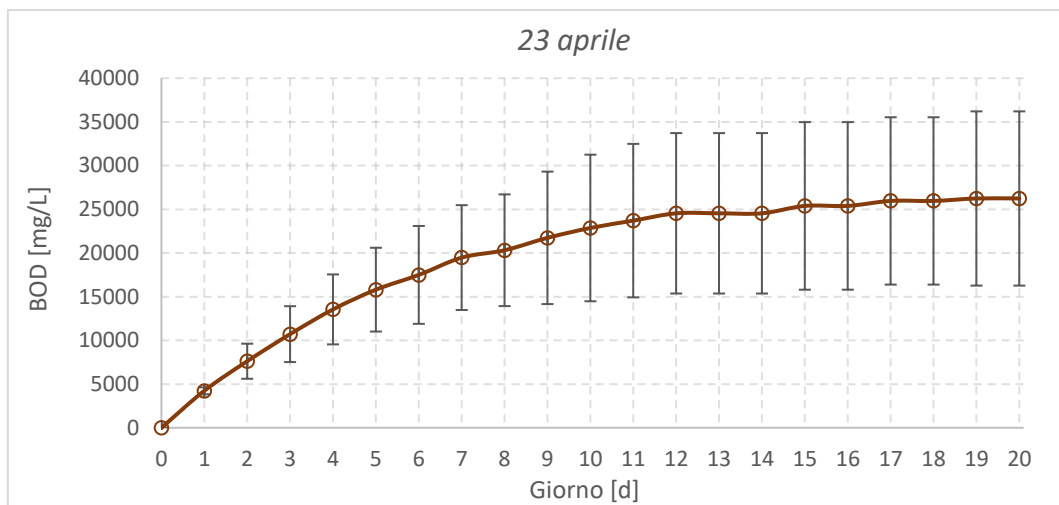
(b)



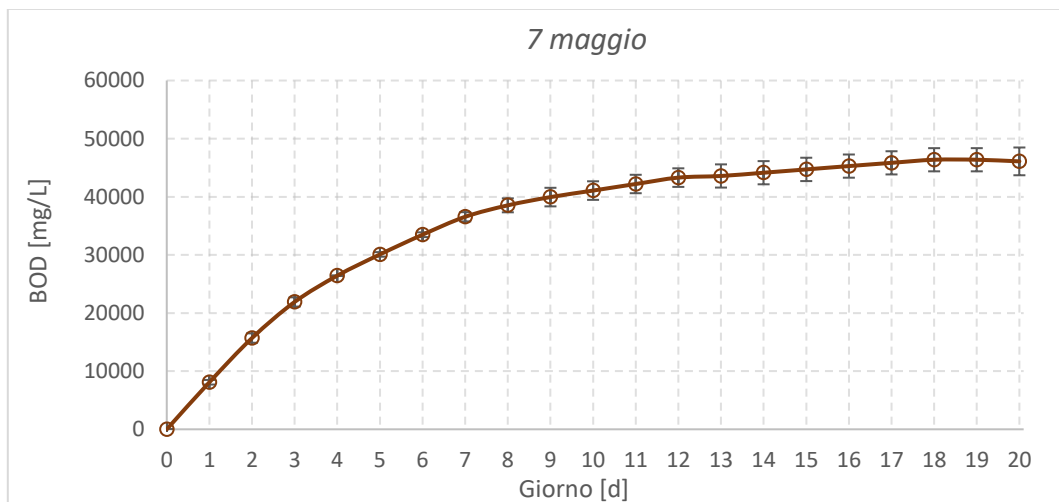
(c)

Figura 1. Prove di BOD per il refluo influente.

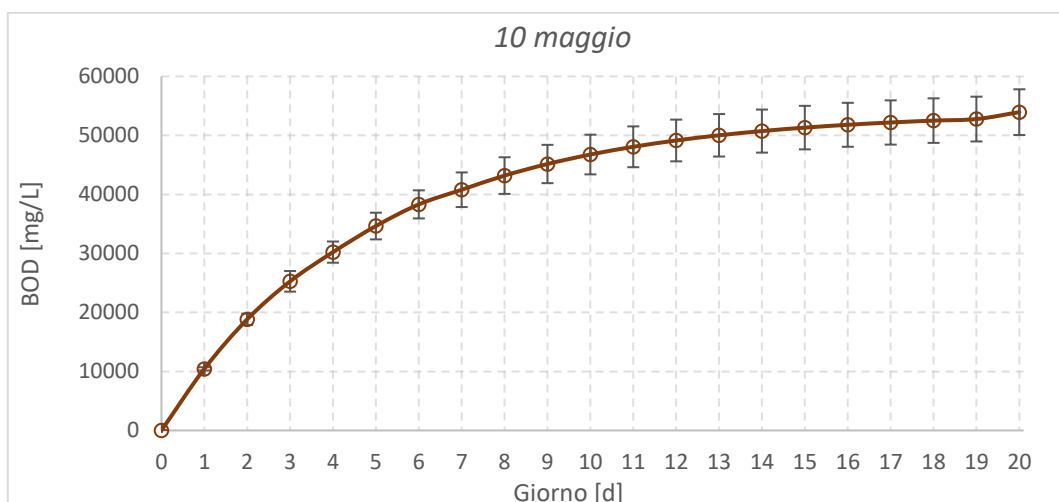
Appendice



(a)



(b)



(c)

Figura 2. Prove di BOD per il Fango Salsnes.

Bibliografia

- Ahmed, A. S., Bahreini, G., Ho, D., Sridhar, G., Gupta, M., Wessels, C., ... Nakhla, G. (2019). Fate of cellulose in primary and secondary treatment at municipal water resource recovery facilities. *Water Environment Research*, 91(11), 1479–1489. <https://doi.org/10.1002/wer.1145>
- Alaru, M., Olt, J., Kukk, L., Luna-delRisco, M., Lauk, R., & Noormets, M. (2011). Methane yield of different energy crops grown in Estonian conditions. *Agronomy Research*, 9(SPPL. ISS. 1), 13–22.
- Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J. L., Guwy, A. J., ... Van Lier, J. B. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: A proposed protocol for batch assays. *Water Science and Technology*, 59(5), 927–934. <https://doi.org/10.2166/wst.2009.040>
- Ardanuy, M., Claramunt, J., & Toledo Filho, R. D. (2015). Cellulosic fiber reinforced cement-based composites: A review of recent research. *Construction and Building Materials*, 79, 115–128. <https://doi.org/10.1016/j.conbuildmat.2015.01.035>
- Béguin, P., & Aubert, J.-P. (1994). The biological degradation of cellulose. *FEMS Microbiology Reviews*, 13, 25–58.
- Behera, C. R., Santoro, D., Gernaey, K. V., & Sin, G. (2018). Organic carbon recovery modeling for a rotating belt filter and its impact assessment on a plant-wide scale. *Chemical Engineering Journal*, 334 (October 2017), 1965–1976. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.11.091>
- Benneouala, M., Bareha, Y., Mengelle, E., Bounouba, M., Sperandio, M., Bessiere, Y., & Paul, E. (2017). Hydrolysis of particulate settleable solids (PSS) in activated sludge is determined by the bacteria initially adsorbed in the sewage. *Water Research*, 125, 400–409. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2017.08.058>
- Bhat, M. K., & Bhat, S. (1997). Cellulose degrading enzymes and their potential industrial applications. *Biotechnology Advances*, 15(3–4), 583–620. [https://doi.org/10.1016/S0734-9750\(97\)00006-2](https://doi.org/10.1016/S0734-9750(97)00006-2)
- Boiocchi, R., Behera, C. R., Sherratt, A., DeGroot, C. T., Gernaey, K. V., Sin, G., & Santoro, D. (2020). Dynamic model validation and advanced polymer control for rotating belt filtration as primary treatment of domestic wastewaters. *Chemical Engineering Science*, 217, 115510. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2020.115510>

Bibliografia

- Botturi, A., Daneshgar, S., Cordioli, A., Foglia, A., Eusebi, A. L., & Fatone, F. (2020). An innovative compact system for advanced treatment of combined sewer overflows (CSOs) discharged into large lakes: Pilot-scale validation. *Journal of Environmental Management*, 256(September 2019), 109937. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2019.109937>
- Boztas, S. (2017). The ick factor: Dutch project making bike lanes and bottles from used loo roll. *The Guardian*.
- Catenacci, A., Azzellino, A., & Malpei, F. (2019). Development of statistical predictive models for estimating the methane yield of Italian municipal sludges from chemical composition: A preliminary study. *Water Science and Technology*, 79(3), 435–447. <https://doi.org/10.2166/wst.2019.063>
- Cragg, S. M., Beckham, G. T., Bruce, N. C., Bugg, T. D. H., Distel, D. L., Dupree, P., ... Zimmer, M. (2015). Lignocellulose degradation mechanisms across the Tree of Life. *Current Opinion in Chemical Biology*, 29, 108–119. <https://doi.org/10.1016/j.cbpa.2015.10.018>
- Crutchik, D., Frison, N., Eusebi, A. L., & Fatone, F. (2018). Biorefinery of cellulosic primary sludge towards targeted Short Chain Fatty Acids, phosphorus and methane recovery. *Water Research*, 136, 112–119. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.02.047>
- Da Ros, C., Conca, V., Eusebi, A. L., Frison, N., & Fatone, F. (2020). Sieving of municipal wastewater and recovery of bio-based volatile fatty acids at pilot scale. *Water Research*, 174. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2020.115633>
- DeGroot, C. T., Sheikholeslamzadeh, E., Soleymani, A., Santoro, D., Batstone, D. J., & Rosso, D. (2015). Understanding primary treatment performance and carbon diversion potential of rotating belt filters using computational fluid dynamics. *88th Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference, WEFTEC 2015*, 11(January), 1249–1262. <https://doi.org/10.2175/193864715819556273>
- Dinuccio, E., Balsari, P., Gioelli, F., & Menardo, S. (2010). Evaluation of the biogas productivity potential of some Italian agro-industrial biomasses. *Bioresource Technology*, 101(10), 3780–3783. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.12.113>
- Dittenber, D. B., & Gangarao, H. V. S. (2012). Critical review of recent publications on use of natural composites in infrastructure. *Composites Part A: Applied Science and Manufacturing*, 43(8), 1419–1429. <https://doi.org/10.1016/j.compositesa.2011.11.019>

Bibliografia

- Eichhorn, S. J., Dufresne, A., Aranguren, M., Marcovich, N. E., Capadona, J. R., Rowan, S. J., ... Peijs, T. (2010). *Review: Current international research into cellulose nanofibres and nanocomposites. Journal of Materials Science* (Vol. 45). <https://doi.org/10.1007/s10853-009-3874-0>
- Feofilova, E. P., & Mysyakina, I. S. (2016). Lignin: Chemical structure, biodegradation, and practical application (a review). *Applied Biochemistry and Microbiology*, 52(6), 573–581. <https://doi.org/10.1134/S0003683816060053>
- Franchi, A., & Santoro, D. (2015). Current status of the rotating belt filtration (RBF) technology for municipal wastewater treatment. *Water Practice and Technology*, 10(2), 319–327. <https://doi.org/10.2166/wpt.2015.038>
- Ghasimi, D. S. M., de Kreuk, M., Maeng, S. K., Zandvoort, M. H., & van Lier, J. B. (2016). High-rate thermophilic bio-methanation of the fine sieved fraction from Dutch municipal raw sewage: Cost-effective potentials for on-site energy recovery. *Applied Energy*, 165, 569–582. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.12.065>
- Ghasimi, D. S. M., Zandvoort, M. H., Adriaanse, M., van Lier, J. B., & de Kreuk, M. (2016). Comparative analysis of the digestibility of sewage fine sieved fraction and hygiene paper produced from virgin fibers and recycled fibers. *Waste Management*, 53, 156–164. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.04.034>
- Guerra-Gorostegi, N., González, D., Puyuelo, B., Ovejero, J., Colón, J., Gabriel, D., ... Ponsá, S. (2021). Biomass fuel production from cellulosic sludge through biodrying: Aeration strategies, quality of end-products, gaseous emissions and techno-economic assessment. *Waste Management*, 126, 487–496. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2021.03.036>
- Gupta, M., Giaccherini, F., Sridhar, G. R. D., Batstone, D., Santoro, D., & Nakhla, G. (2019). Application of respirometric techniques to determine cod fractionation and biokinetic parameters of sieved wastewater. *91st Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference, WEFTEC 2018*, 106–121. <https://doi.org/10.2175/193864718825138079>
- Gupta, M., Ho, D., Santoro, D., Torfs, E., Doucet, J., Vanrolleghem, P. A., & Nakhla, G. (2018). Experimental assessment and validation of quantification methods for cellulose content in municipal wastewater and sludge. *Environmental Science and Pollution Research*, 25(17), 16743–16753. <https://doi.org/10.1007/s11356-018-1807-7>

Bibliografia

- Hames, B., Ruiz, R., Scarlata, C., Sluiter, A., Sluiter, J., & Templeton, D. (2008). Preparation of Samples for Compositional Analysis: Laboratory Analytical Procedure (LAP); Issue Date 08/08/2008, (August).
- Hao, Z., Yang, B., & Jahng, D. (2018). Spent coffee ground as a new bulking agent for accelerated biodrying of dewatered sludge. *Water Research*, 138, 250–263. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.03.049>
- He, Y., Pang, Y., Liu, Y., Li, X., & Wang, K. (2008). Physicochemical characterization of rice straw pretreated with sodium hydroxide in the solid state for enhancing biogas production. *Energy and Fuels*, 22(4), 2775–2781. <https://doi.org/10.1021/ef8000967>
- Hendriks, A. T. W. M., & Zeeman, G. (2009). Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, 100(1), 10–18. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2008.05.027>
- Henze M., Grady C. P. L. Jr, Gujer W., Marais G. v. R. and Matsuo T. (1987) Activated sludge model No. 1. *Scientific and Technical Report No. 1*, IAWPRC, London.
- Holliger, C., Astals, S., de Lacroix, H. F., Hafner, S. D., Koch, K., & Weinrich, S. (2016). Towards a standardization of biomethane potential tests: A commentary. *Water Science and Technology*, 83(1), 247–250. <https://doi.org/10.2166/wst.2020.569>
- Holliger, C., Lacroix, F. De, Hafner, S. D., Koch, K., Astals, S., Alves, M., ... Wierinck, I. (2020). Requirements for measurement and validation of biochemical methane potential (BMP) * Requirements for BMP measurement Analysis of substrate and inoculum, 1–5.
- Houfani, A. A., Anders, N., Spiess, A. C., Baldrian, P., & Benallaoua, S. (2020). Insights from enzymatic degradation of cellulose and hemicellulose to fermentable sugars– a review. *Biomass and Bioenergy*, 134(January 2019), 105481. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105481>
- Kehrein, P., Van Loosdrecht, M., Osseweijer, P., Garfí, M., Dewulf, J., & Posada, J. (2020). A critical review of resource recovery from municipal wastewater treatment plants-market supply potentials, technologies and bottlenecks. *Environmental Science: Water Research and Technology*, 6(4), 877–910. <https://doi.org/10.1039/c9ew00905a>
- Li, S., Wu, Z., & Liu, G. (2019). Degradation kinetics of toilet paper fiber during wastewater treatment: Effects of solid retention time and microbial community. *Chemosphere*, 225, 915–926. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2019.03.097>

Bibliografia

- Lindman, B., Karlström, G., & Stigsson, L. (2010). On the mechanism of dissolution of cellulose. *Journal of Molecular Liquids*, 156(1), 76–81. <https://doi.org/10.1016/j.molliq.2010.04.016>
- Lübken, M., Kosse, P., Koch, K., Gehring, T., & Wichern, M. (2015). Influent Fractionation for Modeling Continuous Anaerobic Digestion Processes. *Biogas Science and Technology*. <https://doi.org/10.1007/978-3-319-21993-6>
- Mahmood, A., & Honermeier, B. (2012). Chemical composition and methane yield of sorghum cultivars with contrasting row spacing. *Field Crops Research*, 128, 27–33. <https://doi.org/10.1016/j.fcr.2011.12.010>
- Mannina, G., Ekama, G., Ødegaard, H., & Olsson, G. (2019). *Advances in Wastewater Treatment. Advances in Wastewater Treatment*. <https://doi.org/10.2166/9781780409719>
- Marcelis, P., & Wessels, C. (2019). Recovery and valorisation of cellulose from wastewater, 8–11. Retrieved from https://www.smart-plant.eu/images/publications/circular-economy/30_2019-04-19_Recovery_and_valorisation_of_cellulose.pdf
- Metcalf, L., Harrison, P. E., & Tchobanoglous, G. (2014). *Wastewater engineering: treatment, disposal, and reuse*. (McGraw-Hill New York, Ed.).
- Miron, Y., van Lier, J. B., & Lettinga, G. (2000). The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Research*, 34(5), 1705–1713.
- Monlau, F., Sambusiti, C., Barakat, A., Guo, X. M., Latrille, E., Trabaly, E., ... Carrere, H. (2012). Predictive models of biohydrogen and biomethane production based on the compositional and structural features of lignocellulosic materials. *Environmental Science and Technology*, 46(21), 12217–12225. <https://doi.org/10.1021/es303132t>
- Nussbaum, B. L., Soros, A., Mroz, A., & Rusten, B. (2006). Removal of Particulate and Organic Matter from Municipal and Industrial Wastewaters Using Fine Mesh Rotating Belt Sieves. *Proceedings of the Water Environment Federation*, (10), 3052–3056. <https://doi.org/10.2175/193864706783750907>
- Oleskowicz-Popiel, P., Thomsen, A. B., & Schmidt, J. E. (2011). Ensiling - Wet-storage method for lignocellulosic biomass for bioethanol production. *Biomass and Bioenergy*, 35(5), 2087–2092. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.02.003>

Bibliografia

- Oslaj, M., Mursec, B., & Vindis, P. (2010). Biogas production from maize hybrids. *Biomass and Bioenergy*, 34(11), 1538–1545. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.04.016>
- Palmieri, S., Cipolletta, G., Pastore, C., Giosuè, C., Akyol, Ç., Eusebi, A. L., ... Fatone, F. (2019). Pilot scale cellulose recovery from sewage sludge and reuse in building and construction material. *Waste Management*, 100, 208–218. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2019.09.015>
- Paulsrud, B., Rusten, B., & Aas, B. (2014). Increasing the sludge energy potential of wastewater treatment plants by introducing fine mesh sieves for primary treatment. *Water Science and Technology*, 69(3), 560–565. <https://doi.org/10.2166/wst.2013.737>
- Pererva, Y., Miller, C. D., & Sims, R. C. (2020). Existing empirical kinetic models in Biochemical Methane Potential (BMP) testing, their selection and numerical solution. *Water (Switzerland)*, 12(6), 11–13. <https://doi.org/10.3390/w12061831>
- Pérez, J., Muñoz-Dorado, J., De La Rubia, T., & Martínez, J. (2002). Biodegradation and biological treatments of cellulose, hemicellulose and lignin: An overview. *International Microbiology*, 5(2), 53–63. <https://doi.org/10.1007/s10123-002-0062-3>
- Razafimanantsoa, V. A., Ydstebø, L., Bilstad, T., Sahu, A. K., & Rusten, B. (2014). Effect of selective organic fractions on denitrification rates using Salsnes Filter as primary treatment. *Water Science and Technology*, 69(9), 1942–1948. <https://doi.org/10.2166/wst.2014.110>
- Reijken, C., Giorgi, S., Hurkmans, C., Pérez, J., & van Loosdrecht, M. C. M. (2018). Incorporating the influent cellulose fraction in activated sludge modelling. *Water Research*, 144, 104–111. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.07.013>
- Ruiken, C. J., Breuer, G., Klaversma, E., Santiago, T., & van Loosdrecht, M. C. M. (2013). Sieving wastewater - Cellulose recovery, economic and energy evaluation. *Water Research*, 47(1), 43–48. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.08.023>
- Rusten, B., & Ødegaard, H. (2019). *Primary treatment: Particle separation by rotating belt sieves. Advances in Wastewater Treatment*. <https://doi.org/10.2166/9781780409719>

Bibliografia

- Rusten, B., & Ødegaard, H. (2006). Evaluation and testing of fine mesh sieve technologies for primary treatment of municipal wastewater. *Water Science and Technology*, 54(10), 31–38. <https://doi.org/10.2166/wst.2006.710>
- Rusten, B., Rathnaweera, S. S., Rismyhr, E., Sahu, A. K., & Ntiako, J. (2017). Rotating belt sieves for primary treatment, chemically enhanced primary treatment and secondary solids separation. *Water Science and Technology*, 75(11), 2598–2606. <https://doi.org/10.2166/wst.2017.145>
- Saha, B. C. (2003). Hemicellulose bioconversion. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*, 30(5), 279–291. <https://doi.org/10.1007/s10295-003-0049-x>
- Sahu, A. K., Rathnaweera, S., Szatkowska, B., & Rusten, B. (2017). IWA Specialist Conference On Sludge Management SludgeTech 2017 Enhanced filtration with rotating belt filter for higher methane potential from primary wastewater sludge Enhanced filtration with rotating belt filter for higher methane potential from primar, (July).
- Sambusiti, C., Ficara, E., Rollini, M., Manzoni, M., & Malpei, F. (2012). Sodium hydroxide pretreatment of ensiled sorghum forage and wheat straw to increase methane production. *Water Science and Technology*, 66(11), 2447–2452. <https://doi.org/10.2166/wst.2012.480>
- Schwarz, W. H. (2001). The cellulosome and cellulose degradation by anaerobic bacteria. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 56(5–6), 634–649. <https://doi.org/10.1007/s002530100710>
- Sluiter, A., Hames, B., Ruiz, R. O., Scarlata, C., Sluiter, J., Templeton, D., & Energy, D. of. (2004). Determination of Structural Carbohydrates and Lignin in Biomass. *Biomass Analysis Technology Team Laboratory Analytical Procedure*, (April), 1–14.
- Taboada-Santos, A., Lema, J. M., & Carballa, M. (2019). Opportunities for rotating belt filters in novel wastewater treatment plant configurations. *Environmental Science: Water Research and Technology*, 5(4), 704–712. <https://doi.org/10.1039/c8ew00899j>
- Tas, D. O., Karahan, Ö., İnsel, G., Övez, S., Orhon, D., & Spanjers, H. (2009). Biodegradability and Denitrification Potential of Setttable Chemical Oxygen Demand in Domestic Wastewater. *Water Environment Research*, 81(7), 715–727. <https://doi.org/10.2175/106143009x425942>

Bibliografia

- Thomsen, S. T., Spliid, H., & Østergård, H. (2014). Statistical prediction of biomethane potentials based on the composition of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology*, *154*, 80–86. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.12.029>
- Tien, C. (2012). Principles of filtration. *Elsevier, Oxford, U.K.*
- Tong, X., H.Smith, L., & L.McCarty, P. (1990). Methane fermentation of selected lignocellulosic materials, *Biomass* *21*.
- Triolo, J. M., Sommer, S. G., Møller, H. B., Weisbjerg, M. R., & Jiang, X. Y. (2011). A new algorithm to characterize biodegradability of biomass during anaerobic digestion: Influence of lignin concentration on methane production potential. *Bioresource Technology*, *102*(20), 9395–9402. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.07.026>
- Triolo, J. M., Pedersen, L., Qu, H., & Sommer, S. G. (2012). Biochemical methane potential and anaerobic biodegradability of non-herbaceous and herbaceous phytomass in biogas production. *Bioresource Technology*, *125*, 226–232. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.08.079>
- Van Der Hoek, J. P., De Fooij, H., & Struker, A. (2016). Wastewater as a resource: Strategies to recover resources from Amsterdam's wastewater. *Resources, Conservation and Recycling*, *113*, 53–64. <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2016.05.012>
- Visigalli, S., Spinosa, L., & Canziani, R. (2020). Tecnologie di disidratazione dei fanghi. *Ingegneria Dell'Ambiente*, *6*(4), 241–268. <https://doi.org/10.32024/ida.v6i4.235>
- Vu, H. P., Nguyen, L. N., Vu, M. T., Johir, M. A. H., McLaughlan, R., & Nghiem, L. D. (2020). A comprehensive review on the framework to valorise lignocellulosic biomass as biorefinery feedstocks. *Science of the Total Environment*, *743*, 140630. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.140630>
- Wang, J., Yue, Z. B., Chen, T. H., Peng, S. C., Yu, H. Q., & Chen, H. Z. (2010). Anaerobic digestibility and fiber composition of bulrush in response to steam explosion. *Bioresource Technology*, *101*(17), 6610–6614. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.03.086>
- Wang, B., Nges, I. A., Nistor, M., & Liu, J. (2014). Determination of methane yield of cellulose using different experimental setups. *Water Science and Technology*, *70*(4), 599–604. <https://doi.org/10.2166/wst.2014.275>

Bibliografia

- Wu, S., Ye, Q., Li, N., & Yue, H. (2007). Effects of fibers on the dynamic properties of asphalt mixtures. *Journal Wuhan University of Technology, Materials Science Edition*, 22(4), 733–736. <https://doi.org/10.1007/s11595-006-4733-3>
- Wyman, C. E., Decker, S. R., Himmel, M. E., Brady, J. W., Skopec, C. E. S., & Viikari, L. (2013). Acid Hydrolysis of Cellulose and Hemicellulose. *Handbook of Cellulosic Ethanol*, 247–281. <https://doi.org/10.1002/9781118878750.ch7>
- Yang, J., Ching, Y. C., & Chuah, C. H. (2019). Applications of lignocellulosic fibers and lignin in bioplastics: A review. *Polymers*, 11(5), 1–26. <https://doi.org/10.3390/polym11050751>
- Yim, H., Haselbeck, R., Niu, W., Pujol-Baxley, C., Burgard, A., Boldt, J., ... Van Dien, S. (2011). Metabolic engineering of *Escherichia coli* for direct production of 1,4-butanediol. *Nature Chemical Biology*, 7(7), 445–452. <https://doi.org/10.1038/nchembio.58>

Ringraziamenti

Ringrazio in primo luogo la professoressa Elena Ficara, Davide Scaglione e Michele Platè, per avermi proposto questa esperienza di tirocinio e per il costante e prezioso supporto fornitomi.

Ringrazio inoltre Arianna Catenacci, Adriano Zaratti e tutto il personale tecnico ed operativo dell'impianto di depurazione di Truccazzano, il cui aiuto si è rivelato estremamente importante per la buona riuscita della sperimentazione.

Ringrazio infine la mia famiglia, gli amici e tutti i compagni di corso che hanno contribuito a rendere speciali questi intensi anni universitari.