

Capitolo 8

TRATTAMENTI DEI FANGHI

8.1 CALCOLO QUANTITÀ DI RIFIUTI

Rifiuti derivanti dai Pretrattamenti

La quantità di rifiuti che viene raccolta dalle griglie è molto variabile, dipendendo dalle caratteristiche del sistema fognante, dalla sua posizione geografica, dalla presenza di particolari tipi di industrie allacciate alla fognatura dal tipo e dalla spaziatura delle barre delle griglie utilizzate.

Per la determinazione della quantità di grigliato si può utilizzare la seguente espressione, che lega il rapporto tra il quantitativo di grigliato e la portata influente, allo spazio tra le barre della griglia :

$$F_{RSU} \text{ [Kg/d]} = \gamma_{GR} \cdot q_{RSU} \cdot 24 \cdot Q_{med} / 1000$$

$$q_{RSU} \text{ [l/1000m}^3\text{]} = 471.5166 \cdot e^{(-0.85281 \cdot b)}$$

dove:

Q_{med} = portata media del liquame in ingresso [m³/h]

γ_{GR} = peso specifico medio dei rifiuti pari a 0.6 [Kg/dm³]

q_{RSU} = quantitativo di grigliato che può essere raccolto espresso come [l/1000m³] di liquame trattato

b = distanza fra le barre [cm].

Se si considera un peso specifico medio dei rifiuti pari a $\gamma_{GR} = 0,6 \div 0,75$ [Kg/m³] e la portata di liquame influente Q [m³/h], si ricava *la stima del carico di rifiuti prodotti giornalmente dalla sezione di grigliatura*:

$$F_{GR} \text{ [Kg/d]} \approx 0,576 \cdot Q$$

Per le stesse ragioni come nella grigliatura, i quantitativi di sabbia che possono essere raccolti nella fase di dissabbiatura sono anch'essi molto variabili e possono essere stimati mediamente intorno a *75 litri per 1000m³* di liquame trattato, pertanto se si considera un peso specifico medio dei rifiuti pari a $\gamma_{DS} = 2$ [Kg/dm³], la portata di liquame Q [m³/h], si ricava *la stima del carico di sabbia prodotta giornalmente dalla sezione di dissabbiatura*:

$$F_{DS} \text{ [Kg/d]} \approx (0.075 \cdot 2 \cdot 24) \cdot Q = 3.6 \cdot Q$$

Fanghi derivanti dalla Sedimentazione Primaria

La *quantità in peso dei fanghi prodotti* sono esprimibili considerando il contributo delle singole parti componenti, vale a dire, i solidi sedimentabili e l'acqua:

$$F_p \text{ [Kg/d]} = F_{ss} + F_{H_2O}$$

Si definisce la *percentuale in peso (tenore) di solidi nel fango*:

$$SSp\% = 100 \cdot F_{ss} / (F_{ss} + F_{H_2O}) = F_{ss} / F_p \text{ [%]}$$

A parità di quantità di solidi sedimentabili F_{ss} in fanghi con differente contenuto di umidità, sussiste la seguente relazione:

$$SSp1\%/SSp2\% = (F_{ss}/F_{p1}) \cdot (F_{p2}/F_{ss}) = F_{p2}/F_{p1}$$

Dalla precedente relazione si deduce che, ad esempio, se attraverso una riduzione dell'acqua contenuta nel fango si raddoppia la percentuale in peso di solidi ($SSp2\% = 2 \cdot SSp1\%$), a parità di quantità di solidi (F_{ss}), si ha una riduzione del peso del fango del 50% ($F_{p2} = 0.5 \cdot F_{p1}$), con i notevoli vantaggi che ne derivano dalla gestione dei relativi processi di trattamento.

Si comprende perciò, la *grande importanza che presenta la rimozione dell'acqua nei processi di trattamento del fango*.

Quando il tenore di solidi $SSp\% > 20-25\%$ (oppure, il tenore di acqua $< 80-75\%$), il fango passa allo stato solido e può essere rimosso con una pala: si parla appunto di **fango "palabile"**.

Un fango è detto "secco" quando la sua umidità è inferiore a circa il 50%.

Le stesse relazioni numeriche valgono approssimativamente per i volumi di fango, finché esso resta allo stato liquido ($SSp\% < 10 \div 15\%$)

$$V_2/V_1 = F_{p2}/F_{p1} = SSp1\%/SSp2\% = (100-U_1)/(100-U_2)$$

Dove U_1 e U_2 è il tenore in acqua o umidità del fango.

I solidi contenuti nel fango hanno un peso specifico rispetto a quello dell'acqua che varia da ~ 1 per le sostanze organiche, a ~ 2.5 per le sostanze minerali.

Fintanto che il fango è allo stato liquido si ha che: $\gamma_{fango/acqua} \approx 1 \div 1.05$

Volendo considerare i volumi e, quindi, le portate di fango prodotto, si ha che essendo $F_p = F_{ss}/SSp\% = \gamma_{fango/acqua} \cdot \rho_{H_2O} \cdot V_F$ (dove $\rho_{H_2O} = 1000 \text{ Kg/m}^3$) risulta:

$$V_F \text{ [m}^3\text{/d]} = 100 \cdot F_{ss} / (\text{SSp}\% \cdot \gamma_{\text{fangolo/acqua}} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}}) \approx 100 \cdot F_{ss} / 1000 \cdot \text{SSp}\%$$

In un impianto di depurazione convenzionale la **produzione giornaliera di fanghi primari** è data da:

$$F_{ss} \text{ [kg/d]} = Q_{24h} \cdot \Delta\text{SST}$$

dove:

$$Q_{24h} \text{ [m}^3\text{/d]} = Q_{\text{med}24} \text{ [m}^3\text{/h]} \cdot 24 \text{ [h/d]}: \text{portata giornaliera di liquame}$$

$$\Delta\text{SST} \text{ [kg/m}^3\text{]} = \text{SSTin} \text{ [mg/l]} \cdot \text{Ab.SST} / 1000 : \text{SST abbattuti}$$

$$\text{SSTin} \text{ [mg/l]} = \text{Solidi Sospesi Totali nei fanghi in ingresso}$$

$$\text{Ab.SST} = \text{Abbattimento SST}$$

Considerando che i *fanghi primari* contengono mediamente un tenore di solidi **SSp% = 4** ed hanno un peso specifico - rispetto al peso specifico dell'acqua - che vale $\gamma_p = 1.1$, si ha:

$$Q_p \text{ [m}^3\text{/d]} = 100 \cdot F_{ss} / (\text{SSp}\% \cdot \gamma_p \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}})$$

dove:

$$\gamma_p = \rho_{\text{fangolo}} / \rho_{\text{H}_2\text{O}} \text{ (dove } \rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1000 \text{ kg/m}^3\text{)}$$

Una stima della quantità giornaliera di fanghi prodotti si può ottenere nel seguente modo:

$$F_{ss} = \eta_p \cdot f_{ss} \cdot N_{ac} / 1000 \text{ [kg/d]}$$

dove:



η_p = rendimento in sedimentazione primaria relativo ai solidi sospesi sedim. ($\eta_p \approx 0.9$)

f_{ss} = apporto unitario di solidi sedimentabili [60 g/AE · d]

N_{ac} = numero di abitanti equivalenti

Il rendimento di sedimentazione, in mancanza di dati sperimentali, è stimabile intorno al 60%, mentre l'apporto unitario di *solidi sedimentabili* risulta normalmente di 80 g/ab· d.

Quindi, per le considerazioni precedenti, risulta:

$$Q_p \text{ [m}^3\text{/d]} = 100 \cdot F_{ss} / (\text{SSp}\% \cdot \gamma_p \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}}) \approx 1.2 \cdot N_{ac} / 1000$$

Conservativamente il programma considera il massimo tra i valori così determinati.

Fanghi derivanti dal Trattamento Biologico (supero)

Per il calcolo dei fanghi biologici di supero si ricorda che:

$$F_w = 24 \cdot Q_i \cdot (y \cdot \eta_b \cdot \text{BOD}_{5i} - \text{SSe}) / 1000 \text{ [kg/d]}$$

dove:

y = rendimento netto di crescita (varia tra 0.6 e 0.9 - v. tr. sec.)

η_b = rendimento di abbattimento del BOD in aerazione ($\eta_b \approx 0.9$)

Q_i = portata del liquame in aerazione [m³/h]

BOD_{5i} = BOD in ingresso aerazione [$\approx 0.7 \text{ BOD}_{5i}$ ingresso impianto con primario]

Considerando che i *fanghi biologici (di supero)* contengono mediamente un tenore di solidi $SSb\% = 0.7$ ed hanno un peso specifico - rispetto al peso specifico dell'acqua - che vale $\gamma_b = 1.01$, considerando ancora $\eta_b = 0.9$ si ha:

$$Q_w [m^3/d] = 100 \cdot F_w / SSb\% \cdot \gamma_b \cdot \rho_{H_2O} \approx 2.8 \cdot Q \cdot BOD_{5i} / 1000$$

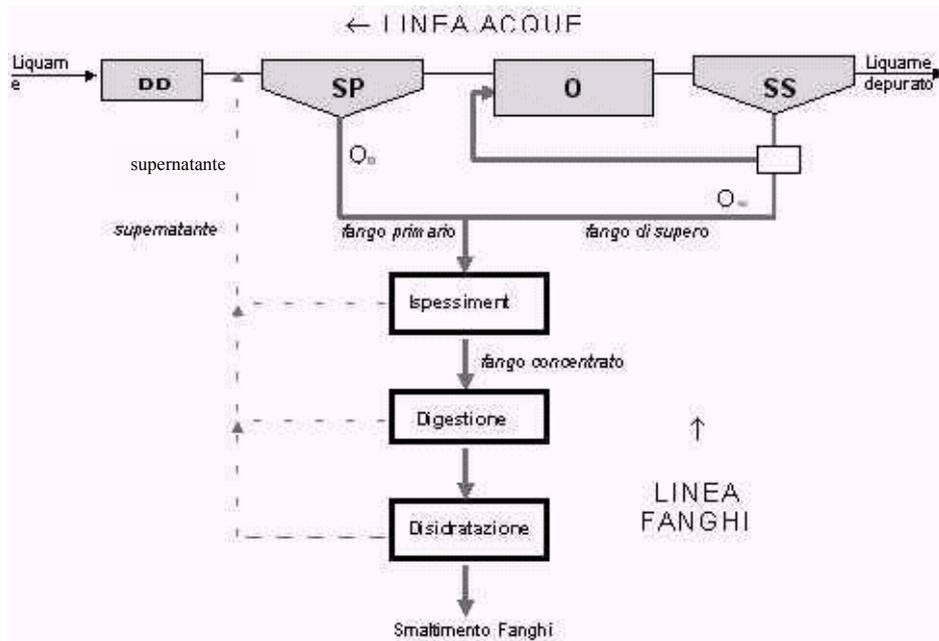


Fig. 6.1 - Schema dei flussi idraulici in un impianto di depurazione acque reflue

8.2 ISPESSIMENTO FANGHI

Parametri di Funzionamento e Dimensionamento

I parametri di funzionamento di un ispessitore a gravità sono (nel caso non sia predominante la funzione di accumulo dell'ispessitore) il *tempo di ritenzione del fango* ed il *carico superficiale di solidi*, fissati il volume e la superficie utile. Viceversa, nel caso del dimensionamento, fissato il tempo di ritenzione si ricava il volume utile dell'ispessitore e se ne verifica il carico superficiale di solidi.

La profondità liquida delle vasche di ispessimento è $H_{isp}=3\div 5$ [m] onde consentire la realizzazione di una zona di sedimentazione di massa ed una zona di compressione, cioè di effettivo ispessimento.

Nel caso in cui sia prevalente la funzione di accumulo, il dimensionamento viene effettuato invece, in base al volume di fango che la vasca deve accumulare, tenuto conto anche del supernatante che viene allontanato nel caso di concomitante funzione di ispessimento. Se i cicli d'immissione e di prelievo del fango sono particolari, il dimensionamento (o verifica) del volume avviene con i classici criteri di calcolo del volume dei serbatoi di raccolta dell'acqua.

Si adottano i seguenti valori del *Tempo di Ritenzione* dei fanghi immessi:

$$TR_{ISP} = V_{isp}/(Q_p + Q_w) = 1 \div 2 \text{ [d]}$$

dove:

V_{isp} [m³]: volume utile dell'ispessitore

Q_p [m³/d]: portata di fanghi primari

Q_w [m³/d]: portata di fanghi di supero

Occorre inoltre verificare che il *Carico superficiale di solidi sospesi* (espresso in m³ di fango trattato per m² di superficie dell'ispessitore e riferito al giorno) che interessano gli ispessitori, sia minore dei valori massimi ammissibili caratteristici per ogni tipo di fango:

$$Cs_{ISP}[\text{KgSS}/\text{m}^2\cdot\text{d}] = (\mathbf{Q_p \cdot SS_p\% \cdot 10} + \mathbf{Q_w \cdot SS_w\% \cdot 10}) / A_{isp} = 20 \div 150$$

dove:

A_{isp} [m²): area utile dell'ispessitore

- per il fango fresco della sedimentazione primaria $Cs_{ISP} = 100 \div 150$ [KgSS/m²·d]
- per il fango biologico fresco (fanghi attivi) $Cs_{ISP} = 20 \div 40$ [KgSS/m²·d]
- per fanghi combinati (primario + biologico) $Cs_{ISP} = 70 \div 90$ [KgSS/m²·d]
- per fanghi digeriti aerobicamente $Cs_{ISP} = 35 \div 50$ [KgSS/m²·d]

Imponendo un Cs_{ISP} ottimale, a seconda dei casi sopracitati, si ricava A_{isp} e, quindi, attraverso H_{isp} , il Volume ottimale dell'ispessitore.

In funzione della portata di fanghi immessi: i tempi di ritenzione assunti sono tanto più ridotti quanto più il fango è putrescibile.

Il ***grado di ispessimento*** e, quindi la riduzione di portata di fango ottenibile all'uscita dall'ispessitore si può valutare considerando il bilancio di massa seguente:

$$Q_p \cdot \text{SSp}\% + Q_w \cdot \text{SSw}\% = Q_{isp} \cdot \text{SSisp}\%$$

(il contenuto di solidi nel fango ispessito risulta mediamente pari a $\text{SSisp}\% = 4\% \div 9\%$ a seconda che si presenti solo fango primario o combinato con fango di supero).

Per cui risulta che la **portata di fanghi ispessiti** destinata alla stabilizzazione biologica vale:

$$Q_{isp} = (Q_p \cdot \text{SSp}\% + Q_w \cdot \text{SSw}\%) / \text{SSisp}\% \text{ [m}^3/\text{d]}$$

Come desiderato, si ha quindi: $Q_{isp} \ll (Q_p + Q_w)$ e la **portata di supernatante** da ricircolare vale:

$$Q_{sur-isp} = (Q_p + Q_w) - Q_{isp} \text{ [m}^3/\text{d]}$$

Prestazioni Operative dell'Ispezzitore

Per un definito ispezzitore a gravità in esercizio, caratterizzato da un carico superficiale massimo $C_{SISP-max}$ e soggetto ad una portata del liquame variabile da un minimo ad un massimo, il funzionamento regolare viene individuato sul piano (C_{SISP}, Q_{isp}) da tutti i punti aventi $C_{SISP} < C_{SISP-max}$.

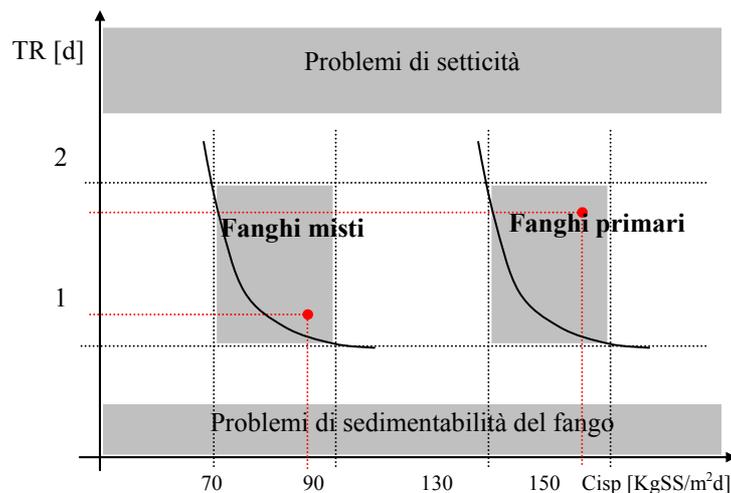


Fig. 6.2 - Area di funzionamento di un Ispezzitore

I rettangoli indicati rappresentano rispettivamente le aree di funzionamento "regolare" degli ispezzitori che ricevono fango primario e fango misto (primario+supero).

È possibile definire per ciascuna tipologia di funzionamento, **un indicatore di funzionalità dell'ispezzitore**:

$$IP_{isp} = SS_{in} \% / (2 \cdot SS_{ott} \%)$$

dove:

$SS_{in}\%$: media pesata delle % di solidi sedimentabili in ingresso all'ispezzitore;

$SS_{ott}\%$: è il valore al quale si ha un funzionamento ottimale dell'ispezzitore.

Range di funzionamento regolare $[0 \div 1]$, con 0.5 come valore ottimale.

8.3 DIGESTIONE ANAEROBICA

La digestione anaerobica permette il completamento del processo di degradazione (fermentazione) della sostanza organica (SSV) presente nel fango, già iniziato, in maniera più o meno spinta, nella fase di ossidazione biologica (MLSSV).

Affinché un fango possa essere considerato "tecnicamente" digerito per via anaerobica, occorre realizzare una riduzione dei solidi sospesi volatili SSV di circa il 50%. Ciò significa che, per fanghi di provenienza dal trattamento di liquami urbani ($SSV \approx 0.72 \cdot SST$), in uscita dalla digestione anaerobica il fango deve avere le seguenti caratteristiche:

$$SST_{dig} \approx (0.5 \cdot 0.7 \cdot SST_{isp} + 0.3 \cdot SST_{isp}) \approx 0.65 \cdot SST_{isp}$$

Nel caso in cui non avvenga un'ispessimento contemporaneo (e quindi non si produca acqua di ricircolo), la **portata di fango in uscita dalla digestione anaerobica** è stimabile:

$$Q_{dig} \approx 0.65 \cdot Q_{isp} \text{ [m}^3\text{/d]}$$

La quantità in peso di fanghi destinati al trattamento successivo di disidratazione, considerando che il peso specifico medio dei fanghi digeriti è: $\gamma_{dg} \approx 1.1$, vale invece:

$$F_{dig} \approx \gamma_{dig} \cdot Q_{dig} = 0.715 \cdot Q_{isp} \text{ [t/d]}$$

Descrizione del Processo

Il processo di digestione anaerobica, secondo le più recenti modellazioni, può essere rappresentato come un *processo a tre stadi e a quattro popolazioni*.

- I. Nel primo stadio si ha l'idrolisi e la decomposizione dei composti organici complessi con la produzione di acidi volatili (acido acetico, acido propionico e butirrico), CO_2 , H_2 , ad opera di batteri anaerobici e facoltativi detti *acidogeni*.
- II. Nel secondo stadio gli acidi propionico e butirrico vengono convertiti in acido acetico, CO_2 e H_2 , ad opera di alcuni batteri detti *acetogeni* (OHPA: Obligate Hydrogen Producing Acetogens).
- III. Nel terzo stadio, infine, i due gruppi di batteri *metanogeni* acetoclasti e *CO_2 riduttori*, completano la degradazione trasformando rispettivamente l'acido acetico in CH_4 e CO_2 e la CO_2 in H_2 e CH_4 .

Le cinetiche che caratterizzano i quattro gruppi di popolazioni sono estremamente diverse.

Infatti, mentre gli acidogeni hanno velocità di accrescimento elevate, i metanogeni acetoclasti e gli acetogeni (OHPA) presentano cinetiche di accrescimento piuttosto basse e costituiscono, pertanto, le fasi critiche del processo di degradazione anaerobico.

Il processo di digestione anaerobica può essere realizzato nei seguenti modi:

- a) ***a basso carico ad uno stadio;***
- b) ***ad alto carico ad uno o due stadi;***
- c) ***a due stadi con ricircolo.***

Nel primo caso la digestione avviene a temperatura ambiente in un'unica apparecchiatura.

Nel secondo caso la digestione avviene in apparecchiature riscaldate ed agitate: l'intero volume dell'apparecchiatura è utilizzato per il processo e la temperatura di esercizio è scelta in modo da rendere ottimale la velocità di reazione.

Se si usano apparecchiature a due stadi, il secondo stadio è riservato per la separazione del fango digerito dal supernatante e per il completamento del rilascio dei gas prodotti.

Il terzo caso è adatto al trattamento di effluenti industriali aventi un elevato contenuto di materie organiche e differisce dal processo a due stadi in quanto una parte dei fanghi uscente dalla seconda unità viene riciclata nel primo.

In questa trattazione ci riferiremo soltanto ai processi di tipo b) data la loro più larga diffusione.

Il fango, una volta uscito dall'unità di digestione anaerobica, pur avendo un contenuto in solidi volatili basso (circa il 50% in meno rispetto a quello iniziale) contiene ancora molta acqua per cui viene mandato all'unità di disidratazione.

Da questa unità uscirà una corrente di fango disidratato (con un contenuto in acqua che non supera il 75-80%) e una corrente di acqua del fango, più o meno carica di sostanze inquinanti che viene riciclata in testa all'impianto di depurazione.

Il processo di digestione anaerobica dei fanghi è uno dei processi più instabili, e ciò ha ostacolato la sua diffusione nel campo sia degli scarichi domestici che industriali.

Questa instabilità deriva dalla natura del processo stesso. Infatti la degradazione viene effettuata da una catena trofica di microrganismi che operano in serie; le popolazioni batteriche in fondo alla catena, in particolare gli acetogeni (che producono acido acetico a partire da acido butirrico e propionico) ed i metanogeni acetoclasti (che producono CH_4 e CO_2 a partire dall'acido acetico) sono le popolazioni più sensibili alle variazioni ambientali per cui essi possono bloccare le reazioni terminali della degradazione dei fanghi.

Quindi, il funzionamento dei digestori può presentare fenomeni di instabilità che devono essere rilevati e controllati il più tempestivamente possibile tenendo presente la notevole inerzia di massa caratteristica di reattori che operano a tempi di residenza idraulici elevati.

Le principali cause di funzionamento instabile sono variazioni di temperatura, sovraccarico, organico, sovraccarico di tossici e formazioni di schiume.

Variazioni di temperatura dell'ordine di qualche °C, soprattutto verso il basso, possono portare ad una diminuzione dell'attività dei metanogeni acetoclasti.

Gli aumenti del carico organico provocano un aumento della concentrazione degli acidi volatili e abbassamento del pH a causa della diversa cinetica dei microrganismi acidogeni e metanogeni.

Sovraccarichi dovuti a tossici sono i più pericolosi perché difficilmente rilevabili. Questi possono essere dovuti a composti organici (pesticidi, solventi, detergenti, fenoli, etc) oppure inorganici (metalli alcalini, alcalino terrosi, metalli pesanti, ammoniaca, solfuri etc,).

La formazione di schiume diminuisce il volume utile del digestore diminuendo così il tempo di residenza idraulico causando il "washout" della biomassa.

E' quasi sempre *difficile diagnosticare la natura dei problemi* che può presentare un processo di digestione.

Per poter capire in anticipo se si sta per manifestare un problema operativo si può monitorare il *carico in solidi volatili*, la *produzione totale di gas* da parte del processo, la *concentrazione di acidi volatili* nei fanghi in via di digestione e la *percentuale di anidride carbonica* nei gas prodotti.

Con tale pratica si riesce anche ad avere valide indicazioni sulle cause dei problemi che stanno per manifestarsi.

Infatti, la produzione dei gas è variabile in funzione del carico organico, il contenuto di acidi volatili è normalmente stabile per ogni dato carico specifico e per ogni temperatura, mentre la percentuale di anidride carbonica dovrebbe rimanere sempre costante.

Un monitoraggio del processo digestivo effettuato per mezzo della misura del pH non è raccomandabile in quanto una caduta del valore di tale parametro non preannuncia il guaio, ma indica solo che esso è già avvenuto.

Parametri Funzionali di Processo

I parametri che caratterizzano la funzionalità del processo di digestione anaerobica e che si riferiscono quindi, anche al dimensionamento delle apparecchiature (digestori), sono trattati qui di seguito.

Tempo di Residenza Idraulico TR_{dig}

Il tempo di residenza idraulico è dato dal rapporto tra il volume del digestore considerato e la portata di alimentazione:

$$TR_{dig} = V_{dig} / Q_{isp} = 10 \div 30 [d]$$

dove:

V_{dig} [m³]: volume utile del reattore (digestore)

Q_{isp} [m³/d]: portata di fanghi ispessiti

Esso rappresenta effettivamente il tempo di residenza di un qualsiasi elemento fluido solo nel caso dei reattori con flusso a pistone, che non vengono praticamente utilizzati per la digestione di fanghi, mentre per i reattori a regime completamente miscelato (ai quali possono essere assimilati digestori ben agitati) esso rappresenta la media aritmetica dei tempi di residenza di tutti gli elementi fluidi.

Vi saranno quindi particelle di fanghi che stazionano nel reattore per tempi anche notevolmente più brevi del tempo di residenza idraulico, e ciò influenza sia l'efficienza complessiva del processo che l'abbattimento relativo a particolari componenti; quali i patogeni contenuti nei fanghi freschi.

Il tempo di residenza idraulico per i digestori di fanghi viene di norma mantenuto tra 10 e 30 giorni.

Tempo di Residenza dei fanghi

Il tempo di residenza dei fanghi (o dei solidi sospesi) è definito come il rapporto tra la massa totale di fanghi contenuti nel sistema e la portata (in massa) di fanghi spurgati.

Nei digestori per fanghi di norma non si applica il riciclo dei solidi. Ciò significa che, per reattori con buona miscelazione (e quindi con contenuto omogeneo e di concentrazione pari a quella dello spurgo), il tempo di residenza idraulico e quello dei fanghi sono praticamente uguali.

Se il contenuto è stratificato si possono spurgare frazioni con concentrazioni di solidi maggiori o minori rispetto alla media, a seconda del punto di spillamento.

In alcuni casi si usa arrestare la miscelazione del reattore per alcune ore e successivamente scaricare il supernatante a minore concentrazione.

Si aumenta così la concentrazione di solidi nel reattore e quindi il tempo di residenza dei fanghi che risulta di conseguenza superiore al tempo di residenza idraulico.

Quando si opera a tempi di residenza dei solidi non abbastanza elevati, possono diventare limitanti le reazioni di idrolisi o di metanogenesi e ciò incide ovviamente sull'efficienza di stabilizzazione.

Fattore di Carico Organico Volumetrico FCV_{dig}

Questo parametro è definito come la portata in massa di fanghi riferita all'unità di volume del digestore.

$$FCV_{dig} = Q_{isp} \cdot SST_{isp} / 1000 \cdot V_{dig} \approx 10 \cdot Q_{isp} \cdot SS_{isp} \% / V_{dig} = \\ 10 \cdot SS_{isp} \% / TR_{dig} \text{ [KgSS/m}^3 \cdot \text{d]}$$

Ricordando inoltre che:

$$V_F = 100 \cdot F_{ss} / (SSp\% \cdot \gamma_{\text{fangolo/acqua}} \cdot \rho_{H_2O}) \approx 100 \cdot F_{ss} / 1000 \cdot SSisp\% \quad \text{si ha che:}$$

$$SST_{isp} = 1000 \cdot F_{ss} / V_F = 1000 \cdot SSisp\% \cdot \gamma_{\text{fangolo/acqua}} \cdot \rho_{H_2O} / 100 \approx 10.000 \cdot SSisp\%$$

dove:

V_{dig} [m^3]: volume utile del digestore.

Q_{isp} [m^3/d]: portata di fanghi ispessiti

SSV_{isp} [mg/l]: concentrazione di solidi volatili nel fango ispessito

SST_{isp} [mg/l]: concentrazione di solidi sedimentabili nel fango ispessito

SSisp%: percentuale in peso dei solidi sedimentabili nel fango ispessito

FCV_{dig} è un parametro molto utilizzato nella pratica perché permette una facile valutazione delle dimensioni di un digestore in funzione del carico da trattare. Occorre però verificare che la concentrazione in solidi sospesi dell'alimento sia tale da consentire un sufficiente tempo di residenza dei fanghi e quindi una sufficiente stabilizzazione degli stessi.

Tenendo conto che il carico organico volumetrico si può esprimere come rapporto tra la concentrazione dei fanghi immessi nel digestore ed il tempo di residenza idraulico dello stesso, è facile verificare la congruenza tra i suddetti parametri.

Abbattimento dei Solidi Sospesi Volatili SSV_{dig}

Dato che l'obiettivo primario della digestione anaerobica dei fanghi è la stabilizzazione degli stessi, il migliore parametro per valutare il funzionamento del processo consiste nella riduzione percentuale dei solidi volatili tra il fango fresco e quello digerito.

La concentrazione di solidi sospesi in un fango fresco varia dall'1 al 10%, di cui circa il 70-80% organico ed il resto costituito da ceneri.

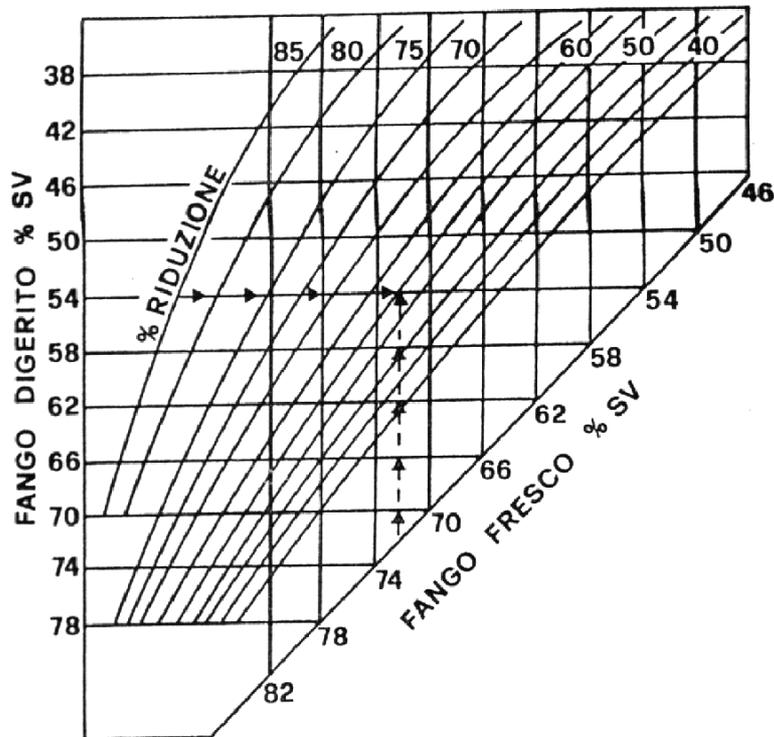


Fig. 6.3 - Nomogramma per determinare la stabilizzazione dei SSV (Masotti)

I solidi organici o volatili vengono suddivisi, a seconda delle loro caratteristiche di biodegradabilità, in due frazioni entrambe pari al 50%: i solidi volatili putrescibili o gassificabili (rapidamente biodegradabili) e l'humus (biodegradabile a cinetiche molto lente). Quest'ultima frazione non può quindi essere ulteriormente degradata nei normali impianti di digestione a causa degli elevatissimi tempi di residenza richiesti per la sua mineralizzazione (cioè la trasformazione in composti inorganici e metano).

In un fango ben digerito la concentrazione di solidi totali sale al 5-12% con un abbattimento della frazione di volatili a valori dell'ordine del 50%.

Il nomogramma riportato nella figura 5.3, permette di determinare facilmente la percentuale di riduzione di volatili in un digestore congiungendo le due linee

relative alle percentuali di solidi volatili (SV) nel fango fresco ed in quello digerito.

Come già accennato, affinché un fango possa essere considerato "tecnicamente" digerito per via anaerobica, occorre realizzare una riduzione dei solidi sospesi volatili SSV di circa il 50%.

Ovvero: $\text{Abb.SSV}_{\text{out}} \approx 0,5 \cdot \text{SSV}_{\text{in}}$

L'abbattimento di SSV_{in} dipende dalla temperatura T di digestione, dal tempo di residenza idraulico TR_{dig} , dalla portata dei fanghi Q_{isp} , dalla concentrazione dei solidi SST_{isp} in ingresso e dal volume V_{dig} del digestore, secondo la seguente espressione euristica:

$$\text{Abb.SSV}_{\text{out}} \approx 0,014 \cdot \text{TR}_{\text{dig}}^{\text{med} + 0,9}$$

Da analisi e considerazioni euristiche si evidenzia la correlazione tra alcune delle precedenti variabili:

$$\text{TR}_{\text{dig}} = \text{SST}_{\text{isp}} / (1000 \cdot F_{\text{cv}}) \approx 129,558 e^{-0,05 T}$$

D'altra parte: $\text{TR}_{\text{dig}} = V_{\text{dig}} / Q_{\text{isp}}$

Da cui: $\text{TR}_{\text{dig}}^{\text{med}} = (\text{TR}_{\text{dig}} + 129,558 e^{-0,05 T}) / 2$

Ciò significa che, per fanghi di provenienza dal trattamento di liquami urbani ($\text{SSV} \approx \alpha \cdot \text{SST}$), in uscita dalla digestione anaerobica il fango deve avere le seguenti caratteristiche:

$$\text{SST}_{\text{dig}} \approx (\text{Abb.SSV}_{\text{out}} \cdot \alpha \cdot \text{SST}_{\text{isp}} + (1 - \text{Abb.SSV}_{\text{out}}) \cdot \text{SST}_{\text{isp}})$$

Temperatura

La scelta della temperatura di esercizio T_{dig} è di grande importanza per l'ottimizzazione del processo anaerobico sia dal punto di vista della stabilizzazione dei fanghi che da quello del bilancio energetico.



A parità di tempo di residenza e di concentrazione dei fanghi alimentati, la degradazione degli stessi è una funzione crescente della temperatura, ad eccezione di una limitata zona di transizione sui 40-45°C tra i processi mesofili e termofili dove sono state verificate condizioni di funzionamento instabile.

Di conseguenza, *all'aumentare della temperatura diminuisce il tempo di residenza necessario per ottenere una buona stabilizzazione dei fanghi*. Entro determinate condizioni di esercizio (FCV_{dig}) vale infatti:

$$T_{dig} \cdot TR_{dig} = \text{cost}$$

A titolo indicativo, sono necessari circa 45 giorni di digestione a 20°C, mentre ne bastano 25 a 35°C e meno di 10 a 50 °C.

Dal punto di vista dell'ottimizzazione del bilancio energetico, la temperatura di esercizio influisce ovviamente sui costi di coibentazione, su quelli relativi al generatore ed agli scambiatori di calore e sulla quantità di energia termica eventualmente ricavabile come surplus dal processo.

I digestori termofili non sono diffusi soprattutto per ragioni legate al bilancio energetico (che può essere negativo se i fanghi non sono sufficientemente concentrati), ma presentano indubbi vantaggi per quanto riguarda l'abbattimento dei patogeni.

Produzione del Biogas

La produzione, sia quantitativa che qualitativa, del biogas (P.c.s. 6000÷7000 kCal/m³) nel processo di digestione dei fanghi dipende da numerosi fattori, tra i quali i più importanti sono: *composizione dei solidi sospesi, concentrazione e tempo di residenza dei fanghi, temperatura di esercizio*.

In particolare, trattando fango secondario che ha già subito un processo ossidativo aerobico, la produzione di biogas è, comparativamente, tanto più bassa quanto più elevato è il grado di ossidazione del fango, e quindi l'età del fango.

Pertanto, volendo massimizzare la produzione di biogas in un impianto dotato di fase ossidativa (specialmente nel caso in cui il gas biologico sia riutilizzato per la produzione di energia), conviene operare a fattori di carico medio-alti in fase ossidativa.

Un fango risulta "tecnicamente" digerito anaerobicamente quando esso non produce più del 10-15% del gas che produrrebbe allo stato fresco.

Nella figura seguente viene riportato il tempo di digestione tecnica rapportato alla temperatura e al tempo e la relativa produzione di biogas riferita a condizione di regime.

La produzione specifica riferita alla massa di fanghi è strettamente correlata alla riduzione di solidi volatili e, per fanghi a composizione costante, i due parametri possono essere considerati come direttamente proporzionali.

La conversione di un substrato biodegradabile in metano ed anidride carbonica dipende sostanzialmente dal rapporto C/O/H/N del substrato stesso, e cioè dal suo COD. E' noto che dalla conversione completa di 1 kg di COD si ottengono 0.35 m³ di metano, indipendentemente dalla composizione del substrato.

Ne consegue che, più un composto organico è ridotto (ha cioè poco ossigeno ed azoto rispetto al carbonio ed all'idrogeno e quindi un COD elevato), più metano può formare per unità di massa.

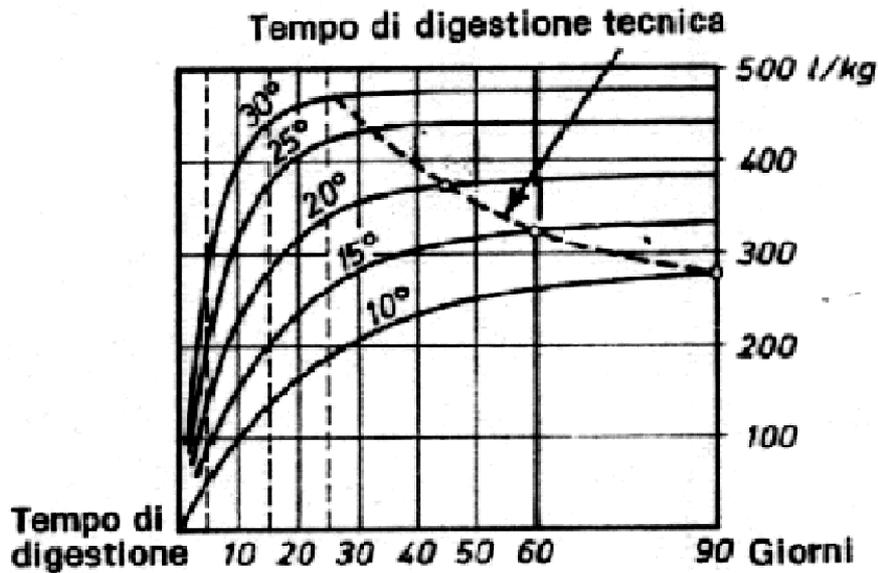


Fig. 6.4 - Nomogramma per determinare la produzione di biogas (Imoff)

	Digestori Riscaldati $B_{gas} = 20 \cdot FCV_{dig} + 12,5$ [l/AE·d]	Non riscaldati (rid.20÷25%) $B_{gas} = 20 \cdot FCV_{dig} + 8$ [l/AE·d]
Impianti con solo primario	20÷25 [l/AE·d]	16÷20 [l/AE·d]
Imp. con primario e secondario	35÷50 [l/AE·d]	28÷40 [l/AE·d]

Tab. 6.1 - Produzioni specifiche di biogas in funzione degli abitanti AE

La composizione incide invece sulla produzione di anidride carbonica nel biogas che, a parità di COD dei fanghi da digerire, sarà tanto più elevata quanto più alta è la frazione di carbonio e tanto più bassa quanto più alta è la frazione di azoto (derivante dai gruppi amminici che vengono convertiti in ammonio e combinati alla CO_2 nella fase liquida come bicarbonato di ammonio).

Il biogas prodotto da fanghi contiene anche piccole percentuali di idrogeno solforato; derivante dalla riduzione dei solfati e dello zolfo organico presenti nei fanghi, vapor d'acqua tracce di H_2 , di N_2 e di altri gas.

Volume di Funzionamento del Digestore Anaerobico

Per un definito digestore anaerobico in esercizio, caratterizzato da un carico volumetrico FCV_{dig} , funzionante ad una determinata temperatura T e soggetto ad un tempo di residenza idraulico variabile da un minimo ad un massimo, il *funzionamento regolare* viene individuato dal volume racchiuso dalla superficie dello spazio a tre dimensioni ($TR_{dig}, FCV_{dig}, T_{dig}$), costituito da tutti i punti caratterizzati da una digestione tecnica completa (riduzione di circa il 50%SSV) e che pertanto soddisfano i seguenti requisiti:

- impianti a basso carico*: $(T \cdot Età)_{dig} = 1800 \div 2000$ [$^{\circ}C \cdot d$] $FCV_{dig} = 0.2 \div 0.5$ [$KgSSV/m^3 \cdot d$]
- impianti a medio carico*: $(T \cdot Età)_{dig} = 1200 \div 1400$ [$^{\circ}C \cdot d$] $FCV_{dig} = 0.8 \div 1.5$ [$KgSSV/m^3 \cdot d$]
- impianti a alto carico*: $(T \cdot Età)_{dig} = 600 \div 800$ [$^{\circ}C \cdot d$] $FCV_{dig} = 3 \div 8$ [$KgSSV/m^3 \cdot d$]

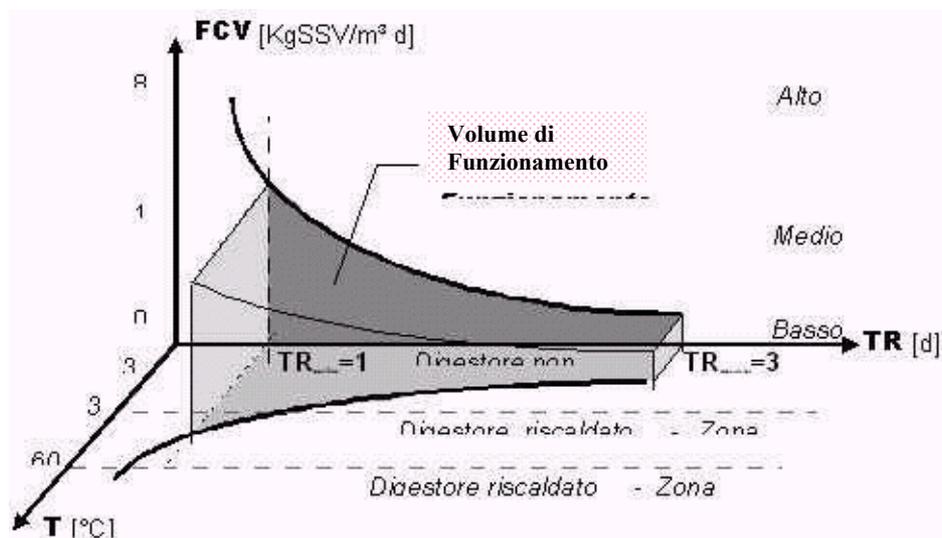


Fig. 6.5 - Area di funzionamento di un Digestore

E' possibile definire rispetto al carico volumetrico FCV (che riassume in se il tempo di detenzione idraulico e, indirettamente, la temperatura), **un indicatore di funzionalità del digestore**.

$$IP_{\text{dig}} = (\text{FCV}_{\text{dig}} - \text{FCV}_{\text{dig-min}}) / (\text{FCV}_{\text{dig-max}} - \text{FCV}_{\text{dig-min}})$$

Range di funzionamento regolare [0 ÷ 1], con 0.5 come valore ottimale

Verifica del Dimensionamento

E' tradizione che i digestori convenzionali monostadio vengano dimensionati in base al numero degli abitanti equivalenti al carico che grava sull'impianto di trattamento.

Nel caso di fanghi primari e di fanghi attivi secondari il *volume specifico del digestore* viene generalmente dimensionato *per impianti di piccola taglia*, pari a: $V_{\text{dig}} = 0.17 \text{ [m}^3/\text{AE]}$.

Il volume totale di digestione può venire calcolato tramite l'equazione seguente la cui applicazione presuppone tuttavia la conoscenza delle caratteristiche dei fanghi sia grezzi sia digeriti.

$$V_{\text{dig}} = ((V_1 + V_2)/2) \cdot \text{TR}_1 + V_2 \cdot \text{TR}_2$$

dove:

$V_{\text{dig}} \text{ [m}^3\text{]} =$ volume totale del digestore

$V_1 \text{ [m}^3/\text{d]} =$ portata del fango immesso nel digestore

$V_2 \text{ [m}^3/\text{d]} =$ volume del fango digerito ed accumulato

$\text{TR}_1 \text{ [d]} =$ periodo necessario per la digestione (all'incirca 30 giorni con $T = 30\text{-}35 \text{ }^\circ\text{C}$)

$\text{TR}_2 \text{ [d]} =$ periodo di stoccaggio dei fanghi digeriti

Il volume necessario al digestore del primo stadio di un impianto bistadio è funzione del massimo carico in solidi volatili e del minimo tempo di ritenzione.

Per le unità di nuova progettazione viene normalmente considerato un massimo carico volumetrico $FCV=1.3$ [$KgSSV/m^3 \cdot d$] con un minimo tempo di ritenzione pari a 10 giorni.

Usando tali parametri si riescono ad ottenere, con temperature di $35\text{ }^\circ C$, abbattimenti dei solidi volatili di almeno il 50 %.

Non esiste alcun criterio specifico per il dimensionamento dei bacini del secondo stadio perché sia l'addensamento sia le caratteristiche che debbono avere i fanghi digeriti dipendono dalle procedure praticabili per l'eliminazione dei fanghi stessi.

Fissato il carico organico al quale si vuole che funzioni il processo di depurazione anaerobica, il corrispondente prodotto $T_{dig} \cdot Et\grave{a}$ (correlato al carico organico) consente di determinare l'età del fango (per una prefissata temperatura):

	Basso		1800
Carico =	Medio	→	$T_{dig} \cdot Et\grave{a}$ [$^\circ C \cdot d$] = 1300
	Alto		700

Da cui risulta l'**Età del Fango**: $Et\grave{a} [d] = (T_{dig} \cdot Et\grave{a}) / T_{dig}$

L'età del fango (in giorni) è data dal rapporto fra la quantità in peso di fango complessivamente presente nel reattore e la quantità in peso del fango uscente. È calcolata tramite un bilancio di materia approssimato sul reattore dei solidi totali sospesi:

$$F_{ss_{in}} = F_{ss_{out}} + q_{sur} \cdot SS_{sur} + \frac{V_{dig} \cdot \Delta SS}{Et\grave{a}}$$

dove :



F_{ssin} = portata massica Solidi Sospesi in ingresso;

F_{ssout} = portata massica Solidi Sospesi in uscita;

q_{sur} = portata volumetrica di surnatante;

SS_{sur} = concentrazione Solidi Sospesi nel surnatante

V_{dig} = volume del digestore;

ΔSS = abbattimento dei solidi sospesi in condizioni ottimali;

Età = Età del fango.

Il bilancio dei solidi all'interno del digestore, porta alle seguenti valutazioni:

- portata massica di Solidi Sospesi in ingresso al di gestore ($\gamma_{fango/acqua} \approx 1 \div 1.05$):

$$F_{ss_{in}} \text{ [Kg/d]} = Q \cdot \gamma_{fango/acqua} \cdot \rho_{H_2O} \cdot SS\%_{0_{in}} / 100 = 10 \cdot Q \cdot SS\%_{0_{in}}$$

- portata massica di Solidi Sospesi Volatili in ingresso al digestore:

$$F_{ssv_{in}} \text{ [Kg/d]} = \alpha \cdot F_{ss_{in}}$$

Nelle condizioni ideali, la digestione tecnica dei fanghi si realizza quando viene abbattuto almeno il 50% (v. Abb.SSV) dei solidi volatili, pertanto la portata massica di Solidi Sospesi in uscita dal digestore risulta:

$$F_{ss_{out}} \text{ [Kg/d]} = (F_{ss_{in}} - F_{ssv_{in}}) + 0,5 \cdot F_{ssv_{in}}$$

dove:



Q [m^3/d]: portata di fango in ingresso al di gestore

$SS\%_{in}$ [%]: concentrazione dei fanghi in ingresso al di gestore

La massa di fango presente nel digestore vale allora:

$$M \text{ [KgSS]} = F_{ss_{out}} \cdot Et\grave{a}$$

Inoltre, la concentrazione del fango in uscita dal digestore pu\`o essere fissata o calcolata. Nel caso in cui venga calcolata sar\`a uguale a:

$$SS_{out}\% \text{ [%]} = SS\%_{in} \cdot F_{ss_{out}} / F_{ss_{in}}$$

La concentrazione dei solidi volatili nel fango in uscita sar\`a ottenuta come:

$$SSV_{out} \text{ [mg/l]} = 1000 \cdot F_{ssv_{out}} / Q_{out}$$

con

$$Q_{out} \text{ [m}^3\text{/d]} = F_{ss_{out}} / (10 \cdot SS_{out}\%)$$

dove:

SSV_{out} [mg/l]: concentrazione dei Solidi Sospesi Volatili nel fango in uscita dal digestore

Q_{out} [m^3/d]: portata di fango in uscita dal digestore

Considerando che i Solidi Sospesi Volatili subiscono un abbattimento del 50% e che il rapporto tra SSV e SST \`e pari a 0,72, il termine ΔSS \`e dato da:

$$\Delta SS = SST_{in}(1-0,5-0,72) \Leftrightarrow \Delta SS = SST_{in} \cdot 0,64$$

Con SST_{in} : concentrazione Solidi Sospesi Totali in ingresso al digestore.

Trascurando il prodotto relativo al surnatante l'Et\`a del fango \`e valutata dalla seguente formula approssimata:



$$Età \approx \frac{V_{dig}}{Q_{isp}} \cdot \frac{0,64 \cdot SST_{in}}{SST_{in} \cdot (1 - \frac{Fss_{out}}{Fss_{in}})} \approx TR_{dig} \cdot \frac{0,64}{1 - 0,64} \approx TR_{dig} \cdot 1,78$$

Con TR_{idr} : tempo di ritenzione idraulico.

La concentrazione di fango all'interno del digestore sarà uguale a:

$C_d \text{ [KgSS/m}^3\text{]} = 10 \cdot SS_{out}\%$

Avendo fissato il livello di carico da trattare vengono fissati I valori corrispondenti di $(T \cdot Età)_{dig}$ e di **FCV**. Ricavando il volume dalla formula dell'**Età** (**V'**) e dalla definizione di **FCV** (**V''**) si ha:

$$V' = Q_{isp} \cdot \frac{Età}{1,78} = Q_{isp} \cdot \frac{(T \cdot Età)_{dig}}{T \cdot 1,78} \quad (\text{globale})$$

$$V'' = \frac{Q_{isp} \cdot SST_{isp}}{1000 \cdot FCV} \quad (\text{istantanea})$$

L'espressione di **V'** tiene conto del fatto che il digestore, per funzionare, deve lavorare ad una certa temperatura, indipendentemente dalla percentuale di Solidi Sospesi in ingresso; è per questo che esprime la funzionalità globale del digestore.

L'espressione di V'' , invece, fornisce il valore del volume richiesto al digestore perché funzioni con una determinata alimentazione di Solidi Sospesi, interpretando la funzionalità istantanea del reattore.

È evidente che solo dal rispetto di entrambe le condizioni, si ottiene il volume del digestore che assicura il corretto funzionamento.

Imponendo l'uguaglianza dei due volumi:

$$V' = V'' = V_{\text{dig}}$$

si ricava:

$$SST_{\text{isp}} = \frac{(T \cdot Età)_{\text{dig}} \cdot FCV}{T \cdot 1,78}$$

che sostituita nell'espressione di V'' fornisce l'espressione per il calcolo del volume:

$$V = \frac{(T \cdot Età)_{\text{dig}}}{1,78} \cdot \frac{Q}{T}$$

Il rapporto $(T \cdot Età)_{\text{dig}}/1,78$ è una costante, una volta fissato il carico in ingresso al digestore, per cui il volume sarà una funzione crescente della portata volumetrica di fanghi in ingresso al reattore e decrescente della temperatura di esercizio.

La **produzione giornaliera di biogas** per unità di solidi sospesi volatili è ricavata attraverso l'equazione seguente:

y : produzione di biogas [l/kgSSV_{eliminati}]

x : età del fango



z : Temperatura

$$y = 1.1 \cdot x / (\theta_1(z) \cdot x + \theta_2(z))$$

$$\theta_1 = 0.00192 - 0.0000242 \cdot z$$

$$\theta_2 = 0.16232 \cdot 0.87918^z$$

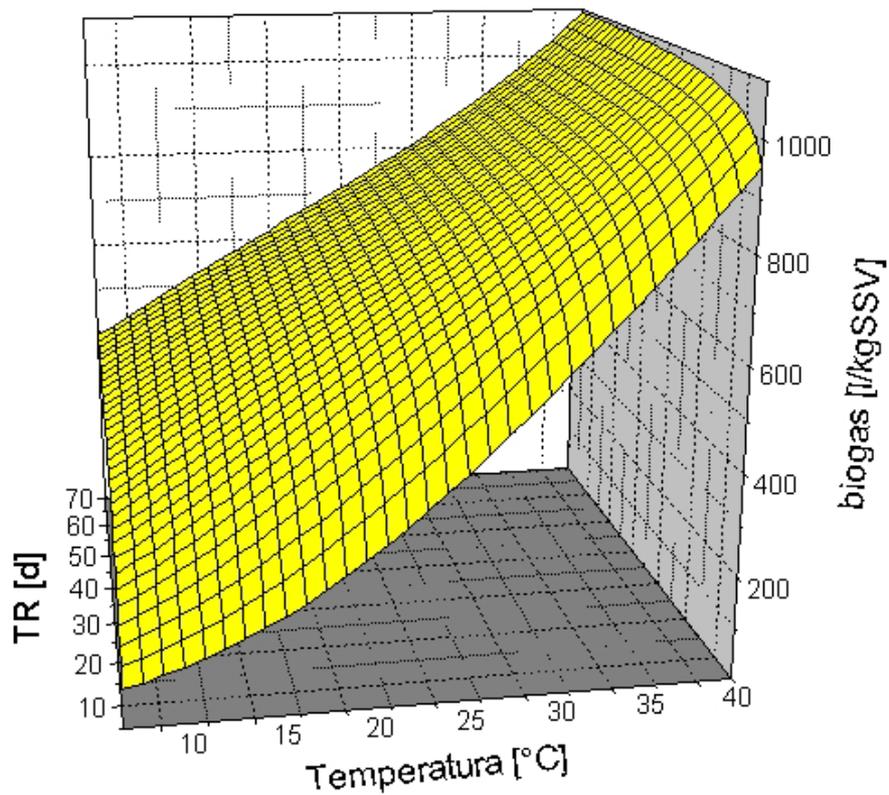


Fig. 6.6 – Correlazione tra produzione specifica di biogas, temperatura e tempo di ritenzione

Perdita di calore	P_c	Kcal/l*d
Calore specifico fango	C_p	Kcal/l*°C
Temperatura ingresso fango	T_{f_{in}}	°C
temperatura ingresso acqua	T_{a_{in}}	°C
temperatura uscita acqua	T_{a_{out}}	°C
Coefficiente di scambio	U_b	Kcal/m2*h* °C
potere calorifico biogas	H	Kcal/Nm3

Tab. 6.2 - Calcolo della superficie di scambio dello scambiatore

$$U_{b_{tot}} \text{ [Kcal/m}^2 \cdot \text{h]} = U_b \cdot [(T_{a_{in}} + T_{a_{out}}) / 2 - T_{dig}]$$

Il calore necessario per ottenere la temperatura desiderata nel digestore si calcola secondo la seguente espressione:

$$Cal_{tot} \text{ [Kcal/d]} = 1000 \cdot [P_c \cdot V + (T_{dig} - T_{f_{in}}) \cdot C_p \cdot Q]$$

Il **biogas** necessario per lavorare nelle condizioni desiderate è pari a:

$$Q_{gas} \text{ [m}^3/\text{d]} = Cal_{tot} / 0.85H$$

La **superficie dello scambiatore** si ricava invece attraverso l'equazione seguente:

$$S \text{ [m}^2\text{]} = Cal_{tot} / 24U_{b_{tot}}$$

8.4 DIGESTIONE AEROBICA

La digestione aerobica dei fanghi è un processo che ha come obiettivo la stabilizzazione dei fanghi mediante una fermentazione aerobica eterotrofa. Con la digestione aerobica si completano i processi di degradazione biologica delle sostanze organiche già iniziate nei processi secondari della linea acque degli impianti di depurazione.

La digestione aerobica è applicata principalmente in impianti a fanghi attivi a schema semplificato, cioè senza sedimentazione primaria, e di dimensioni medio-piccole. Poiché i digestori aerobici sono alimentati direttamente con i fanghi provenienti dalla fase biologica, il rapporto substrato microrganismi è basso, di conseguenza le cinetiche di demolizione sono tipiche della respirazione endogena. In questo modo si ha una diminuzione della carica batterica eterotrofa. Il fango si considera digerito quando non produce più cattivi odori, o tecnicamente quando si ha una riduzione dei solidi volatili del 40%.

La scelta tra digestione aerobica e anaerobica dipende fortemente dalle osservazioni riportate di seguito:

- il rendimento dei due sistemi è praticamente lo stesso
- la digestione aerobica non dà problemi di cattivi odori
- il fango digerito anaerobicamente è più facilmente disidratabile
- il digestore aerobico ha un costo d'impianto inferiore a quello anaerobico, ma ha costi di esercizio maggiori; per tale motivo è impiegato principalmente negli impianti medio-piccoli.

Criteri di dimensionamento

Per determinare il volume del digestore aerobico è necessario determinare la quantità di solidi volatili in ingresso al reattore, e l'età del fango che permette di avere una riduzione dei Solidi Sospesi Volatili pari almeno al 40%.

Di seguito saranno riportate le formule utilizzate per il dimensionamento del digestore aerobico.

La portata massica di Solidi Sospesi in ingresso al digestore si determina attraverso la formula seguente:

$$F_{ss_{in}} \text{ [Kg/d]} = 10 \cdot Q \cdot SS\%_{in}$$

dove:

Q [m^3/d]: portata di fango in ingresso al di gestore

$SS\%_{in}$ [%]: concentrazione dei fanghi in ingresso al digestore

10 [Kg/m^3]: fattore di conversione

potendo anche essere calcolata, in alternativa, come:

$$F_{ss_{in}} \text{ [Kg/d]} = Q \cdot SSr / 1000$$

La portata massica di Solidi Sospesi Volatili in ingresso al digestore invece è pari a

$$F_{ssv_{in}} \text{ [Kg/d]} = \alpha \cdot F_{ss_{in}}$$

Dove α ($\sim 0,72$) è il rapporto tra $SSVr/SSTr$ dei fanghi di ricircolo e supero, è calcolato come indicato a pag. 3-31 del Capitolo 3.

Mentre la portata massica di Solidi Sospesi in uscita dal digestore si ricava nel modo seguente:

$$F_{ss_{out}} \text{ [Kg/d]} = (F_{ss_{in}} - F_{ssv_{in}}) + F_{ssv_{out}}$$

con

$$F_{ssv_out} [Kg/d] = F_{ssv_in} \cdot (1 - Rid\%/100)$$

dove:

SSr [mg/l]: concentrazione dei solidi sospesi nei fanghi in uscita dal sedimentatore secondario

Rid% [%]: percentuale di riduzione dei solidi sospesi volatili

F_{ssv_{out}} [Kg/d]: portata massica di Solidi Sospesi Volatili in uscita dal digestore.

La concentrazione dei solidi volatili nel fango in uscita sarà ottenuta come:

$$SSV_{out} [mg/l] = 1000 \cdot F_{ssv_out} / Q_{out}$$

con

$$Q_{out} [m^3/d] = F_{ss_out} / C_d$$

dove:

SSV_{out} [mg/l]: concentrazione dei Solidi Sospesi Volatili nel fango in uscita dal digestore

Q_{out} [m³/d]: portata di fango in uscita dal digestore

C_d [Kg/m³]: concentrazione di fango all'interno del digestore (SS_{dig}).

Definendo il valore della percentuale degli SSV è possibile determinare l'età del fango complessiva che permette di ottenere la riduzione impostata, nota che sia la temperatura.

Il modello per la determinazione dell'età del fango, noti temperatura e riduzione percentuale degli SSV è rappresentato dalle equazioni seguenti.

$$y = T [°C] \times Età_{tot} [d]$$



$x = \% \text{ riduzione SSV}$

$$y = \begin{cases} (ax-1)/(c-bx) & \text{per } x \leq 48.4 \\ (x-q)/m & \text{per } x > 48.4 \end{cases}$$

$a = 2.00811$
$b = 0.00834$
$c = 0.5$
$m = 0.0093$
$q = 39.1161$

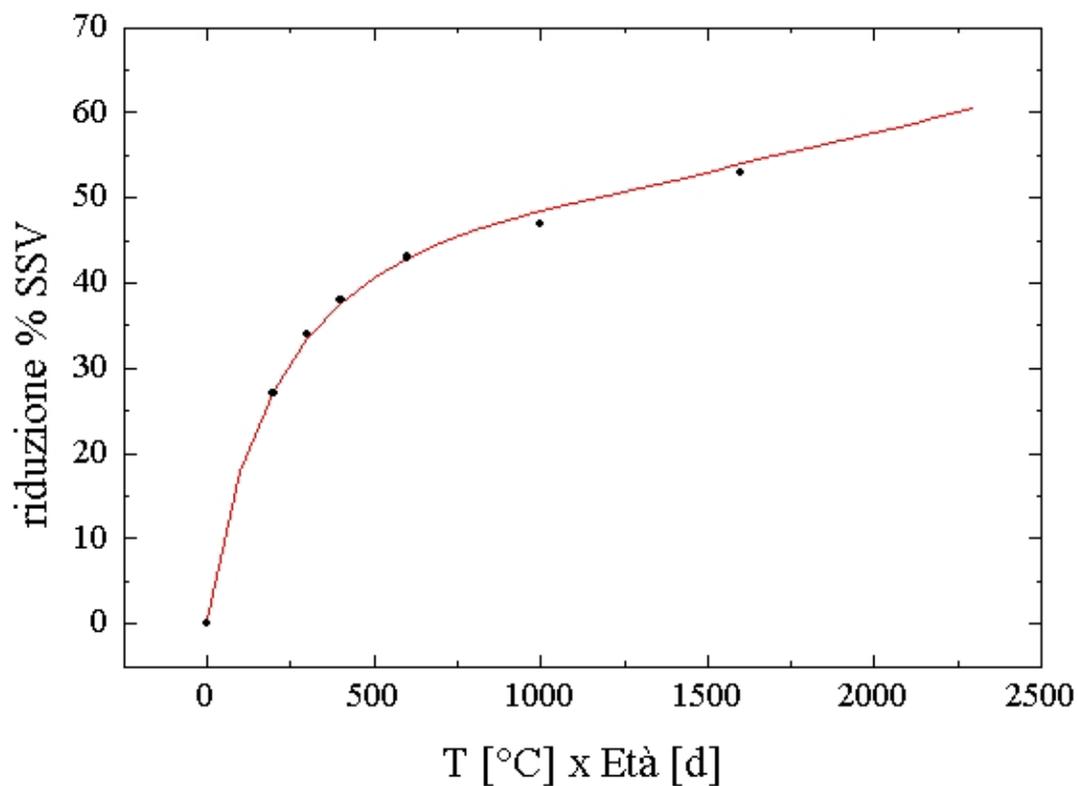


Fig. 6.7 – Modello per la riduzione percentuale dei solidi in funzione del parametro T*Età

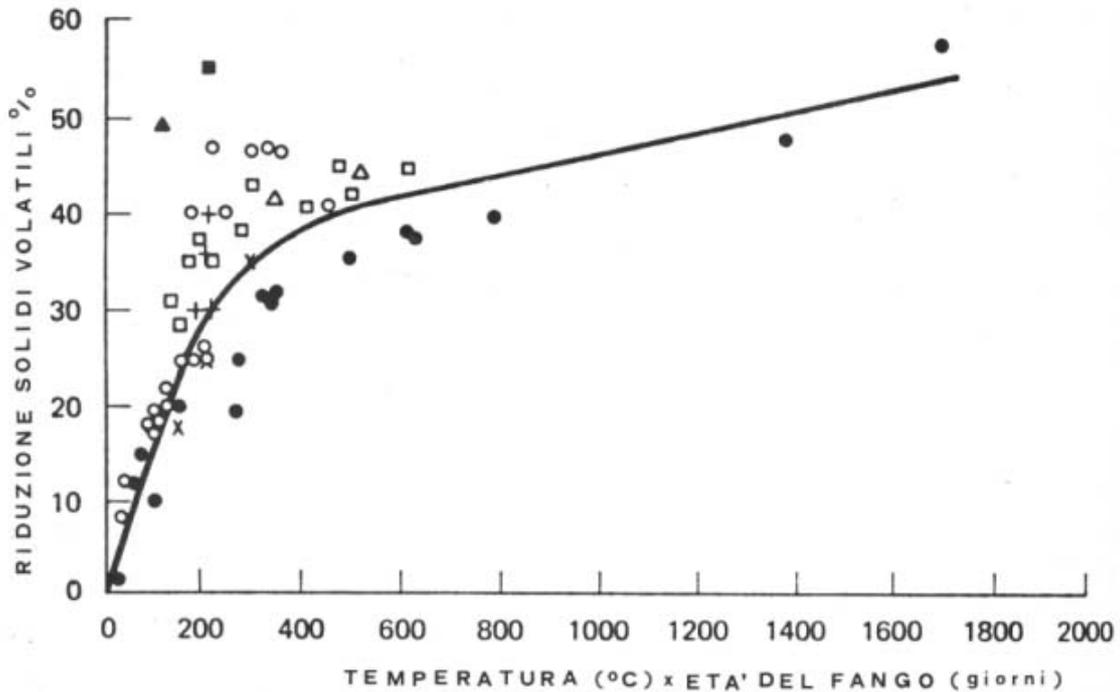


Fig. 6.8 – Riduzione percentuale dei solidi in funzione del parametro T*Età (Masotti)

Noto il prodotto ($T \times Età_{tot}$), conoscendo la temperatura, si determina l'età totale attraverso la formula seguente.

$$Età_{tot} = T \times Età_{tot} / T$$

Ai fini del dimensionamento del di gestore è necessario conoscere l'età del fango di digestione, che si ricava attraverso la formula seguente

$$Età_{dig} = Età_{tot} - Età_{sec}$$

dove

$Età_{tot}$: età del fango calcolata secondo il modello illustrato precedentemente

$Età_{sec}$: età del fango raggiunta durante i trattamenti secondari

La quantità totale di fango M presente nel digestore si ricava attraverso la formula seguente:

$$M \text{ [KgSS]} = F_{ss_{out}} \cdot Età_{dig}$$

Inoltre, la concentrazione del fango in uscita dal digestore si può impostare o farla calcolare dal programma. Nel caso in cui viene calcolata sarà uguale a:

$$SS_{out}\% \text{ [%]} = SS\%_{in} \cdot F_{ss_{out}} / F_{ss_{in}}$$

Pertanto, la concentrazione di fango all'interno del digestore sarà uguale a:

$$C_d \text{ [KgSS/m}^3\text{]} = 10 \cdot SS_{out}\%$$

Nota la massa totale di fango presente nel digestore e la sua concentrazione, è possibile ricavarsi il volume del digestore attraverso tale equazione

$$V \text{ [m}^3\text{]} = M / C_d$$

Il fattore di carico volumetrico come illustrato per la digestione anaerobica si calcola tramite la formula seguente

$$F_{cv} \text{ [KgSS/m}^3\text{d]} = 10 \cdot Q \cdot SS\%_{in} / V$$

Il valore del fattore di carico volumetrico così calcolato lo si può confrontare con il valore massimo del carico volumetrico applicabile al digestore, funzione delle caratteristiche del fango e della temperatura di lavoro.

Di seguito è riportato il modello per la determinazione del valore del Fattore di Carico Volumetrico limite al variare della temperatura e delle condizioni operative.

$$F_{cv_lim} = a / (1 + b \times e^{-kT})$$

dove

T [°C]: temperatura

a, b, k: costanti

	Sed. Primaria presente	Sed. Primaria assente
A	4.0966	3.09814
B	25.37872	26.22994
K	0.2452	0.22434

Tab. 6.3 – Valori dei parametri per il calcolo dell'Fcv limite

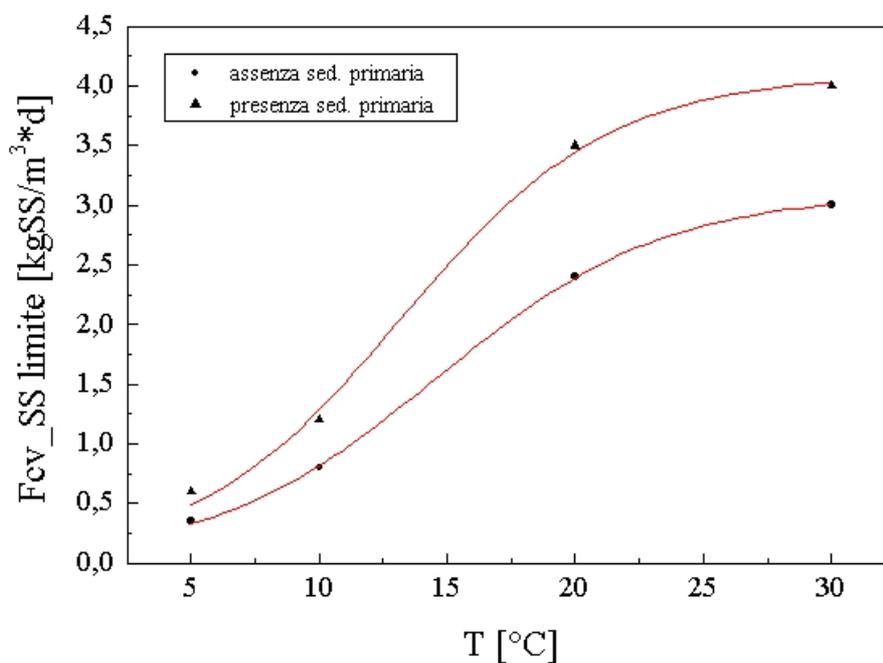


Fig. 6.9 – Modello per la valutazione dell'Fcv limite in funzione della T

L'indicatore di processo viene definito dal rapporto:

$$\mathbf{IP = F_{cv}/F_{cv-lim}}$$

La **quantità di ossigeno** da erogare invece si ricava attraverso la formula seguente:

$$\mathbf{F_{O_2} [KgO_2/d] = 2 \cdot Rid \cdot 0.72 \cdot F_{ss_{in}}/100}$$

dove:

Rid [%]: percentuale di riduzione dei solidi sospesi volatili

F_{ss_{in}} [KgSS/d]: portata massica dei fanghi in ingresso.

8.5 POST ISPESSIMENTO FANGHI

Parametri di Funzionamento e Dimensionamento

Si ricorre al Post Ispessimento per ridurre, anche in maniera considerevole, il volume ed il peso del fango da inviare alle successive fasi di disidratazione e smaltimento. L'obiettivo è conseguito abbattendo il tenore d'acqua che di norma accompagna il fango prodotto nella fase di digestione.

In funzione della riduzione della quota d'acqua contenuta nel fango è possibile realizzare un risparmio, anche notevole, nella realizzazione della sezione di disidratazione essendo necessari volumi più piccoli, nel trasporto (su gomma, su ferro o tramite imbarcazioni) e nell'eventuale incenerimento.

I parametri di funzionamento di un ispessitore a gravità sono (nel caso non sia predominante la funzione di accumulo dell'ispessitore) il *tempo di ritenzione del fango* ed il *carico superficiale di solidi*, fissati il volume e la superficie utile. Viceversa, nel caso del dimensionamento, fissato il tempo di ritenzione si ricava il volume utile dell'ispessitore e se ne verifica il carico superficiale di solidi.

La profondità liquida delle vasche di ispessimento è $H_{isp} = 3 \div 5$ [m] onde consentire la realizzazione di una zona di sedimentazione di massa ed una zona di compressione, cioè di effettivo ispessimento.

Nel caso in cui sia prevalente la funzione di accumulo, il dimensionamento viene effettuato invece, in base al volume di fango che la vasca deve accumulare, tenuto conto anche del supernatante che viene allontanato nel caso di concomitante funzione di ispessimento. Se i cicli d'immissione e di prelievo del fango sono particolari, il dimensionamento (o verifica) del volume avviene con i classici criteri di calcolo del volume dei serbatoi di raccolta dell'acqua.

Si adottano i seguenti valori del *Tempo di Ritenzione* dei fanghi immessi:

$$TR_{p-isp} = V_{p-isp} / Q_{ox} = 1 \div 2 \text{ [d]}$$

dove:

V_{isp} [m³]: volume utile dell'ispessitore;

Q_{ox} [m³/d]: portata di fanghi proveniene dalla digestione aerobica.

Occorre inoltre verificare che il *Carico superficiale di solidi sospesi* (espresso in m³ di fango trattato per m² di superficie dell'ispessitore e riferito al giorno) che interessa l'ispessitore, sia minore dei valori massimi ammissibili caratteristici per ogni tipo di fango:

$$C_{s_{p-isp}} = (Q_{ox} \cdot SS_{in} \% \cdot 10) / A_{isp} = 35 \div 50 \text{ [KgSS/m}^2 \cdot \text{d]}$$

dove:

A_{isp} [m²]: area utile dell'ispessitore;

Per fanghi digeriti aerobicamente $C_{s_{p-isp}} = 35 \div 50 \text{ [KgSS/m}^2 \cdot \text{d]}$.

In funzione della portata di fanghi immessi: i tempi di ritenzione assunti sono tanto più ridotti quanto più il fango è putrescibile.

Il ***grado di ispessimento*** e, quindi la riduzione di portata di fango ottenibile all'uscita dell'ispessitore si può valutare considerando il bilancio di massa seguente:

$$Q_{ox} \cdot SS_{in} \% = Q_{p-isp} \cdot SS_{p-isp} \%$$

il *contenuto di solidi ne fango ispessito* risulta mediamente pari a $SS_{p-isp} \% = 2.5\% \div 4\%$.

Per cui risulta che la **portata di fanghi ispessiti** destinata alla stabilizzazione biologica vale:

$$Q_{p-isp} = Q_{ox} \cdot SS_{in} \% / SS_{p-isp} \% \text{ [m}^3\text{/d]}$$

Come desiderato, si ha quindi: $Q_{isp} < Q_{ox}$ e la **portata di supernatante** da ricircolare vale:

$$q_{sur_p-isp} = Q_{ox} - Q_{isp} \text{ [m}^3\text{/d]}$$

Prestazioni Operative del Post Ispessitore

Per un definito ispessitore a gravità in esercizio, caratterizzato da un carico superficiale massimo $C_{SISP-max}$ e soggetto ad una portata del liquame variabile da un minimo ad un massimo, il funzionamento regolare viene individuato sul piano (C_{SISP}, Q_{isp}) da tutti i punti aventi $C_{SISP} < C_{SISPmax}$.

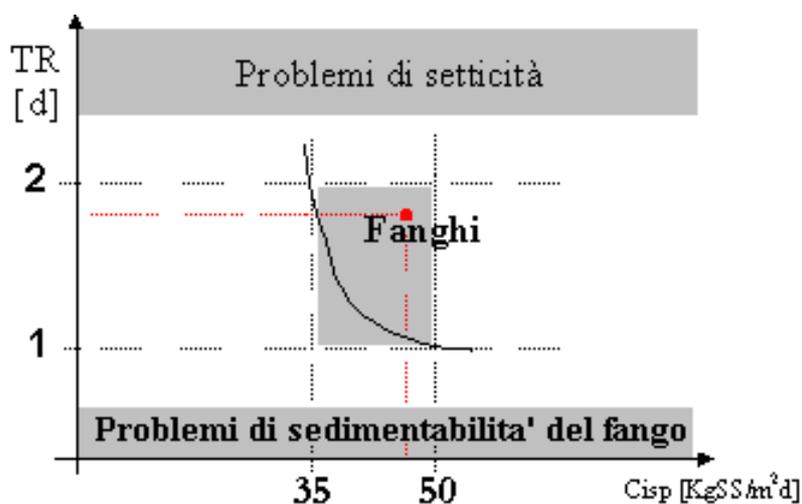


Fig. 6.10 - Area di funzionamento di un Ispessitore

Il rettangolo indicato rappresenta l'area di funzionamento "regolare" degli ispessitori che ricevono fango proveniente dalla digestione aerobica.

È possibile definire per ciascuna tipologia di funzionamento, **un indicatore di funzionalità dell'ispessitore**:

$$IP_{p-isp} = SS_{in} \% / (2 \cdot SS_{p-isp} \%)$$

dove:

$SS_{in} \%$: % di solidi sedimentabili in ingresso all'ispessitore;

$SS_{p-isp} \%$: è il valore al quale si ha un funzionamento ottimale dell'ispessitore.

Range di funzionamento regolare $[0 \div 1]$, con 0.5 come valore ottimale.

8.6 DISIDRATAZIONE DEI FANGHI

Equazioni di bilancio dei flussi

Considerando i flussi di che entrano ed escono dalla fase di disidratazione è possibile stimare le portate idrauliche di fango e di ricircolo considerando gli obiettivi di aumento del tenore di solidi raggiungibili.

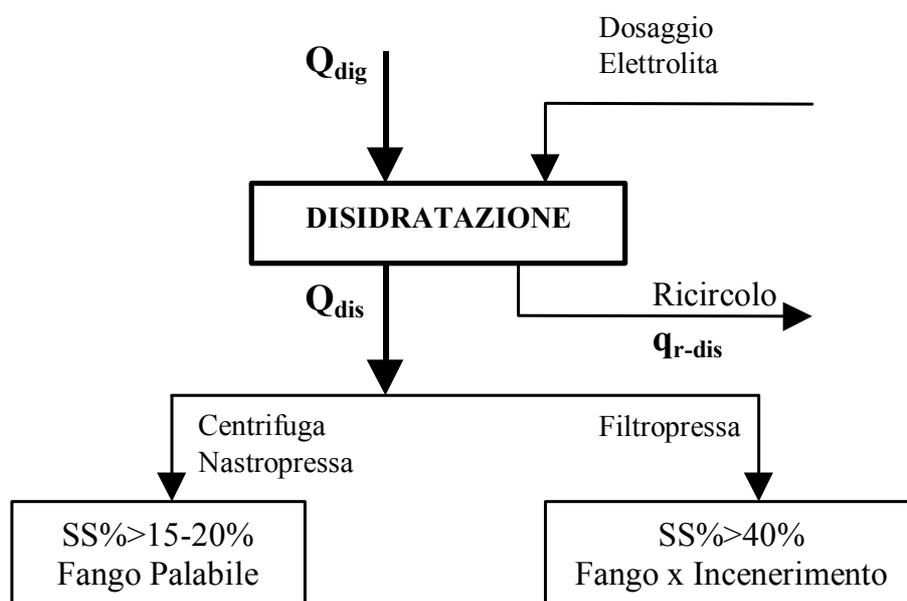


Fig. 6.11 - Schema a blocchi della disidratazione

$$Q_{dis} = Q_{dig} \cdot SS_{dig}\% / SS_{dis}\% = 0.65 \cdot Q_{isp} \cdot SS_{isp}\% / SS_{dis}\% \text{ [m}^3/\text{d]}$$

$$q_{r-dis} = Q_{dig} - Q_{dis} \text{ [m}^3/\text{d]}$$

$$F_{dis} = F_{dig} \cdot SS_{dig}\% / SS_{dis}\% = 0.715 \cdot Q_{isp} \cdot SS_{isp}\% / SS_{dis}\% \text{ [t/d]}$$