



Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino

Appunti universitari

Tesi di laurea

Cartoleria e cancelleria

Stampa file e fotocopie

Print on demand

Rilegature

NUMERO: 1831A -

ANNO: 2016

A P P U N T I

STUDENTE: D'Angelo Deva

MATERIA: Ingegneria sanitaria ambientale e complementi
(Esercizi svolti + Temi d'esame di Stato risolti)

Il presente lavoro nasce dall'impegno dell'autore ed è distribuito in accordo con il Centro Appunti.

Tutti i diritti sono riservati. È vietata qualsiasi riproduzione, copia totale o parziale, dei contenuti inseriti nel presente volume, ivi inclusa la memorizzazione, rielaborazione, diffusione o distribuzione dei contenuti stessi mediante qualunque supporto magnetico o cartaceo, piattaforma tecnologica o rete telematica, senza previa autorizzazione scritta dell'autore.

**ATTENZIONE: QUESTI APPUNTI SONO FATTI DA STUDENTIE NON SONO STATI VISIONATI DAL DOCENTE.
IL NOME DEL PROFESSORE, SERVE SOLO PER IDENTIFICARE IL CORSO.**

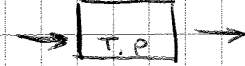
BILANCI

Ossidazione di biossido di zolfo a triossido → Equilibrio in condizioni isobare:



1. REATTORE MONO STADIO OMOGENEO

$T = cost = 500^\circ C$
 $p = cost = 1 atm$



Miscela di partenza (% in volume):

- $O_2 \rightarrow 10,8\%$
- $SO_2 \rightarrow 7,8\%$
- $N_2 \rightarrow 81,4\%$

Nota: $K_p = 89 \rightarrow K_p = \frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2} \cdot [P_{O_2}]^{1/2}}$

Si vuole sapere quanta SO_3 si forma e la resa del processo.

Si deve valutare cosa succede nel reattore all'equilibrio
 ⇒ Tabella → valore IN e OUT (bilancio di materia basato sulle stechiometrie)

	SO_2	O_2	N_2	SO_3	TOT
IN	7,8	10,8	81,4	0	100
OUT	$7,8 - x$	$10,8 - \frac{1}{2}x$	81,4	x	$100 - \frac{x}{2}$

x = quantità di SO_3 che si forma all'equilibrio
 Per collegare K_p a x, uso le frazioni molari:

$$K_p = \frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2} \cdot [P_{O_2}]^{1/2}} = \frac{y_{SO_3} \cdot P_{TOT}}{y_{SO_2} \cdot P_{TOT} \cdot [y_{O_2} \cdot P_{TOT}]^{1/2}}$$

$$= \frac{y_{SO_3}}{y_{SO_2} \cdot [y_{O_2} \cdot P_{TOT}]^{1/2}}$$

Dato che: $y = \frac{n \text{ MOLE COMPONENTE}}{n \text{ MOLE TOT}} \Rightarrow$ Sostituendo le moli all'equilibrio:

$$K_p = \frac{\frac{x}{100 - \frac{x}{2}}}{\left(\frac{7,8 - x}{100 - \frac{x}{2}}\right) \cdot \left(\frac{10,8 - \frac{1}{2}x}{100 - \frac{x}{2}}\right)^{1/2}} = 89$$

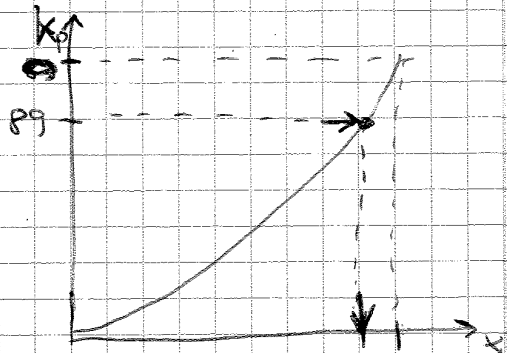
METODO GRAFICO PER RICAVARE X :

x varia tra [0, 7,8]

⇒ l'angolo dei valori di x e ricavo le corrispondenti K_p

x	K_p
1	-
2	-
3	-
4	-
5	-
6	-
7	-
7,7	-
7,8	-

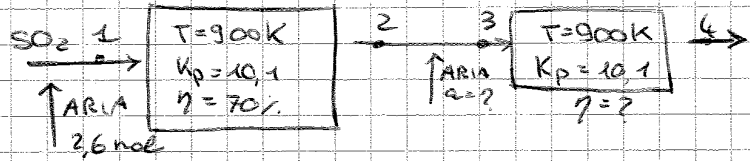
⇒ Disegno il grafico:
 Poi, prendo su ordinate $K_p = 89$ e ricavo il x corrispondente
 ⇒ $x = 7,49$



3. REATTORE A 2 STADI CON IMMISSIONE

Ulteriore modifica alle condizioni al contorno del proc.

ARIA IN: 2,6 mol
 $\Rightarrow O_2 \rightarrow 0,52$ mol
 Stadio I = vale T₀
 cor. de aereare Trovato.



Si vuole trovare:

- Aria ossigeno tra i 2 stadi
- Resa di conversione del 2° stadio (ovvero quanto SO₃ si forma)

Individuo 4 punti del sistema in cui fare il bilancio di massa:

	SO ₂	O ₂	N ₂	SO ₃	Tot
1	1	0,52	4,052 = 2,08	0	1 + 5 · 0,52 = 3,6
2	1 - 0,7 = 0,3	0,52 - $\frac{0,7}{2}$ = 0,17	2,08	0,7	3,25
3	0,3	0,17 + a	2,08 + 4a	0,7	3,25 + 5a
4	0,3 - x	0,17 + a - $\frac{x}{2}$	2,08 + 4a	0,7 + x	5a + 3,25 - $\frac{x}{2}$

K_p: cioè 4 mole di SO₂ in ingresso

Stadio I → Resa del 70%

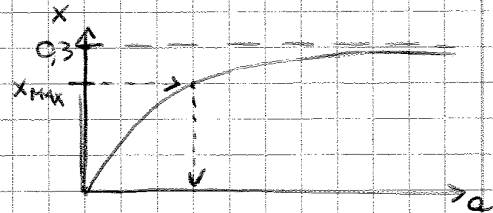
In ③ → La SO₂ = cost, varia l'aria → Aggiungo 5a = incognita

In ④ → Resa sconosciuta, si formano x moli di SO₃

Esempio lo stadio II:

re Pesano tra x ed a e di questo tipo

⇒ Si vuole trovare a fare da aere
 $x = x_{MAX} \rightarrow$ Valore subito noto e costante.
 e l'incognita corrisponde a $x = 0,3 = [SO_2]_{IN}$
 al 2° stadio



Si deve utilizzare la K_p:

$$K_p = \frac{(0,7+x)(5a+3,25-\frac{x}{2})^{1/2}}{(0,3-x)(0,17+a-\frac{x}{2})^{1/2}} = 10,1$$

⇒ Equazione a 2 incognite: uso delle coppie (x, a) per disegnare il grafico (da me x e calcolo la a)

x	a	
0,03		⇒ Si ricava graficamente la x _{MAX} (vale x _{MAX} = 0,1187)
0,3		⇒ Si ricava analiticamente la a
		⇒ Si ottiene a: 5a ≈ 5234

Il calcolo della resa è:

$$\eta_{II} = \frac{[SO_3]_F}{[SO_2]_i} = \frac{0,3 - 0,1187}{0,3} = 0,6$$

BILANCIO ENTALPICO

Facendolo, troveremo una retta che interseca con la curva del bilancio di materia e dà il punto di funzionamento del sistema.

$$H_{in} + M_{GEN} = H_{out} + M_{ACCUMULATA}$$

dove:

- H_{in} = dei reagenti
- M_{GEN} = libertà della reazione
- H_{out} = dei prodotti
- $M_{ACC} = 0$, in questo caso.

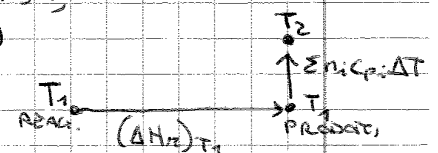
Per risolvere, si possono fare 2 ipotesi:

1° HP: Tutta la reazione avviene a $T = T_1 = 400^\circ C = 673K$, e tutto il calore prodotto dalla reazione (esotermica)

scalda il miscela fino a T_{out}

Ci sono 2 calori coinvolti:

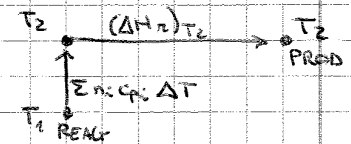
- di reazione: $(\Delta H_r)_{T_1}$ = noto
- per scaldare: $\sum n_i c_{p,i} \Delta T \rightarrow$ incognito



2° HP: Scaldo reagenti a T_2 e la reazione avviene a T_2

Calori coinvolti:

- di reazione: $(\Delta H_r)_{T_2}$ = incognito
- per scaldare: $\sum n_i c_{p,i} \Delta T \rightarrow$ incognito



\Rightarrow Scelgo la 1° hp, avendo un solo incognito.

Il $(\Delta H_r)_{T_1}$ corrisponde alla M_{GEN} , ed è dato in riferimento al bilancio entalpico ad $\pm T_{nota}$ ($T = 20^\circ C$)

$$(\Delta H_r)_{673K} = (\Delta H_r)_{293K} + (\sum \nu c_{p,i}) \cdot (T - T_0)$$

dove:

- ν = coeff. stechiometrici
- $c_{p,i}$ = calore specifico molare
- $T = 673K$
- $T_0 = 293K$

↳ \sum contribuisce ENTALPIE TOTALI AL RISCALDAMENTO DEI PRODOTTI = COMP. ENT. PROD. AL RISCALDAMENTO DEI REAGENTI

$(\Delta H_r)_{293K}$ = entalpia generata dalla reazione a $20^\circ C$:

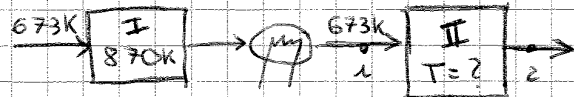
$$\begin{aligned} (\Delta H_r)_{293K} &= \left(\sum \Delta H_{f,i} \right)_{PROD} - \left(\sum \Delta H_{f,i} \right)_{REAG} = \rightarrow \text{entalpie di formazione} \\ &= \Delta H_{f,SO_3} - \Delta H_{f,SO_2} - \Delta H_{f,O_2} = \\ &= -94,95 - (-70,96) - 0 = -23,99 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \end{aligned}$$

Non è questo a $20^\circ C$, si calcola a $673K$:

~~$(\Delta H_r)_{673K} = -23,99$~~ (Nota: n_i = coeff. stechiometrici dei composti)

E. SISTEMA ADIABATICO A 2 STADI CON RAFFREDDAMENTO

Dopo il 1° stadio, la T è riportata a 673K



Ingressi: $p = 1 \text{ atm}$

Miscela di partenza = nota:

$\text{SO}_2 \rightarrow 7,8\%$

$\text{O}_2 \rightarrow 10,8\%$

$\text{N}_2 \rightarrow 81,4\%$

S. vuole determinare:

- x → miscela del 2° stadio
- T_2 → del 2° stadio

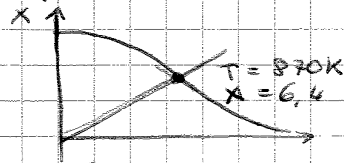
Il 1° stadio è uguale a prima ⇒ Nota la composizione miscela:

$\text{SO}_3 \rightarrow 6,4\%$

$\text{SO}_2 \rightarrow 1,4\%$

$\text{O}_2 \rightarrow 7,6\%$

$\text{N}_2 \rightarrow 81,4\%$



Bilancio entalpico applicato a I può essere applicato anche a II ⇒ S. deve ricavare l'intera retta (x, t) che come punto iniziale non avrà $x=0, T=673$, ma partirà dalla $x=6,4$ già raggiunta e dalla $T=673$ (post raffreddato).

La composizione sarà x_{II} ; la tabella di partenza per le moli è:

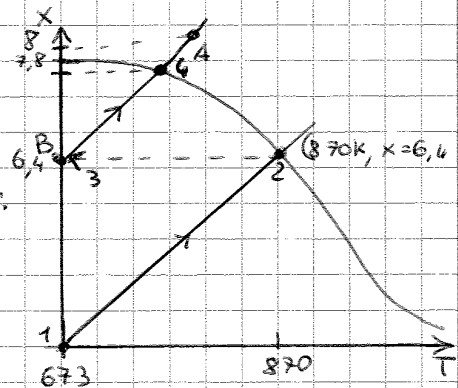
	SO_2	O_2	N_2	SO_3	TOT
1	1,4	7,6	81,4	6,4	96,8
2	$1,4 - x_{II}$	$7,6 - \frac{x_{II}}{2}$	81,4	$6,4 + x_{II}$	$96,8 - \frac{x_{II}}{2}$

⇒ Ponendo la condizione del riscaldamento:

$$23,27 \cdot x_{II} = \sum n_i \cdot c_{pi} \cdot \Delta T = [c_{p\text{SO}_2} \cdot (1,4 - x_{II}) + c_{p\text{N}_2} \cdot 81,4 + c_{p\text{O}_2} \cdot (7,6 - \frac{x_{II}}{2}) + c_{p\text{SO}_3} \cdot (6,4 + x_{II})] \cdot \sqrt{(T_2 - 673)}$$

Imponendo 2 valori di T, si trovano le x e si traccia la retta:

T(K)	$c_{p\text{SO}_2}$	$c_{p\text{SO}_3}$	$c_{p\text{O}_2}$	$c_{p\text{N}_2}$	x_{II}
723	15,52	11,08	7,46	7,124	1,6 = A
673					0 = B



Queste sono le x_{II} , ma nel grafico sono indicate alle x_I (reale condizione di partenza):

$$A = 6,4 + 1,6 = 8$$

$$B = 6,4 + 0 = 6,4$$

Le 2 rette sono parallele e riferite allo stesso equilibrio nella stessa condizione adiabatica

④ = più di funzionamento → con excel:

$$\begin{cases} T = 710 \text{ K} \\ x_I + x_{II} = 7,7 \\ x_{II} = 7,7 - 6,4 = 1,3 \end{cases}$$

Reso del processo: $\eta = \frac{7,7}{7,8} \sim 98,7\%$

⇒ Molto aumentato rispetto al non-stadio

ESEMPIO DI VALUTAZIONE PRELIMINARE PER LA SCELTA DI UN IMPIANTO

Impianto x emissione aeriforme di metano (alcol metilico) CH_3OH

Si deve aprire qual'è l'alternativa + economica

Proprietà del retardo \Rightarrow possibili trattamenti:

- A. Lavaggio in acqua (è molto solubile)
Serve xò aprire una fase poi dell'acqua
- B. Combustione (è organico)
- C. Adsorbimento su carbone attivo (organico).

Condizioni di riferimento di partenza:

- Dato relativo al flusso da trattare
- obiettivo di trattamento

Tutti e 3 i trattamenti possono arrivare a tale obiettivo.

Per ogni alternativa si richiede:

1. Bilancio di materia (e di calore x Co B)
2. Dimensionamento di massima
3. Costo orario di esercizio, in hp di ammortizzare in 10 anni al tasso del 5% annuo (rata costante).

- Dati:
- Flusso di ozio = $50000 \text{ Nm}^3/\text{h}$
 - In tale flusso c'è CH_3OH = 80 kg/h
 - Temperatura del flusso = 40°C
 - Lavoro: 260 g/h e 16 h/d
 - Limite del retardo: $150 \frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3}$

A. LAVAGGIO

Dati:

- Iniziale di equilibrio: $\gamma = 0,5804x$
- hp: $L/G = \text{cost}$
- Per il n° stadi teorici: $\frac{L}{G} = 1,2 \cdot \left(\frac{L}{G}\right)_{\text{min}}$
- Dimensionamento dell'unità di lavaggio:
 - Tempo di contatto = $0,5 \text{ s/stadio teorico}$
 - Velocità specifica del gas = $1,2 \text{ Nm}^3/\text{sm}^2$
 - Perdita di carico = 125 mmca/stadio
 - Costo Elettrico = $0,137 \text{ €/kWh}$
 - Rendimento ventilatore = 60%
 - Costo acquisto ed installazione unità = $15.500,00 \text{ €/m}^3$
 - Costo trattamento acqua = $2,40 \text{ €/kg CH}_3\text{OH}$

Il passo = calcolo i valori di γ per il gas in condizioni note: W e OUT:

• Condizioni IN:

il flusso aeriforme ha perdita e contenuto di CH_3OH noti

Se γ = frazione molare \Rightarrow Carica e concentrazione in ingresso:

$$C_{\text{IN}} = \frac{\text{Flusso di } \text{CH}_3\text{OH}}{\text{Flusso di ozio}} = \frac{80 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{50000 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}} \cdot 10^6 \frac{\text{mg}}{\text{kg}} = 1600 \frac{\text{mg CH}_3\text{OH}}{\text{Nm}^3}$$

$$\text{Avendo: } MW_{\text{CH}_3\text{OH}} = 12 + 4 + 16 = 32 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

Per passare dalle portate moli alle portate in massa:

$$L_{(MASSA)} = L_{(MOLI)} \cdot MW_{H_2O} = 1,47 \cdot 10^6 \frac{\text{mole}}{h} \cdot 18 \frac{g}{\text{mole}} = 26 \cdot 10^6 \frac{g}{h}$$

Essendo acqua, si ricava il valore:

$$L = 26 \frac{m^3}{h}$$

Per determinare il n° di stadi:

Si ripete nel diagramma la rete di lavoro reale ($\frac{G}{L} = 0,66$), da parte del pto $(0, y_0)$.

Per trovare il valore x_i , ci sono 2 metodi:

- Dal grafico, e intersezione di rete di lavoro e quote y_i
- Bilancio complessivo della colonna:

$$G \cdot (y_i - y_0) = L(x_i - x_0) = L \cdot x_i$$

$$\Rightarrow x_i = \frac{G}{L} (y_i - y_0) = \frac{1}{0,66} (1,2 \cdot 10^{-3} - 0,5 \cdot 10^{-4}) = 1,62 \cdot 10^{-3}$$

Date le coordinate di partenza (x_{i-1}, y_{i-1}) , costruisco ordinatamente i gradini, fino ad avere una $y < y_0 = 0,5 \cdot 10^{-4}$:

Una le equazioni di equilibrio e di rete di lavoro:

$$y_n = 0,5804 \cdot x_{n-1}$$

$$x_n = x_0 + \frac{G}{L} (y_{n+1} - y_0)$$

$$\rightarrow \text{con: } \begin{cases} x_0 = 0 \\ y_0 = 0,510 \cdot 10^{-4} \end{cases}$$

$$1. y_1 = 0,5804 \cdot 1,62 \cdot 10^{-3} = 0,94 \cdot 10^{-3}$$

$$2. x_2 = \frac{1}{0,66} \cdot (y_1 - y_0) = 1,347 \cdot 10^{-3}$$

$$3. y_3 = 0,5804 \cdot x_2 = 7,82 \cdot 10^{-4}$$

$$4. x_4 = \frac{1}{0,66} \cdot (y_3 - y_0) = 1,11 \cdot 10^{-3}$$

\Rightarrow Alla fine, si trovano 10 stadi
 $\Rightarrow N = 10$ STADI

Avendo nota il tempo di contatto per stadio, si trova il tempo di contatto complessivo:

$$T = N \cdot T_{\text{stadio}} = 10 \cdot 0,5 s = 5 s$$

Da tale T si determina il volume della Torre di assorbimento, avendo nota la portata di aria:

$$V = T \cdot F = 5 s \cdot 50000 \frac{Nm^3}{h} \cdot \frac{1 h}{3600 s} \cdot \left(\frac{273+40}{273} \right)^{\frac{m^3}{Nm^3}} \approx 80 m^3$$

La portata normale è espansa per il rapporto di espansione

Per valutare la sezione, si usa la velocità specifica: $v_s = \frac{F}{\text{SEZIONE LORNA}}$:

$$\Rightarrow S = \frac{F}{v_s} = \frac{50000 \frac{Nm^3}{h}}{1,2 \frac{Nm^3}{s \cdot m^2}} \cdot \frac{1 h}{3600 s} = 11,57 m^2$$

Il diametro della colonna: $D = \sqrt{\frac{S}{\pi/4}} = \sqrt{\frac{11,57}{0,785}} = 3,8 m$

Nota: si potrebbe già pensare di farne 2 m//
 $x \uparrow$ l'espansione

A ricordo dei con, si ed n versione (si evita di fare ammortamenti troppo accelerati x le' del troppo i profitti); in questo caso:

n=5

i = 3% → La perdita di valore del denaro negli anni, dipende da ^{fattori} molti

⇒ $\frac{R}{C} = 0,218$

→ Ogni anno, si deve tenere da parte il 21,8% del valore dell'ipotesi:

$C_{INV} = C_{ACC} \cdot \frac{R}{C} = 1240000 \cdot 0,218 = 270760 \frac{\text{€}}{\text{y}}$

Gli altri costi sono orari, si deve quindi convertire:

$C_{INV} = 270760 \frac{\text{€}}{\text{y}} \cdot \frac{1 \cdot \text{y}}{260 \text{ d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{16 \text{ h}} = 65 \frac{\text{€}}{\text{h}}$

• Costo dell'energia per il funzionamento:

$C_{EN} = P_{ASS} \cdot C_{ENER} = 324,4 \text{ KW} \cdot 0,137 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = 44,4 \frac{\text{€}}{\text{h}}$

• Costo x trattare il flusso aereo orientato nel modo: serve elaborare il concetto di retinale, che equivale alla quantità amorbita nel processo.

$q_{CH_3OH} = G \cdot (y_1 - y_0) = 2,23 \cdot 10^6 \cdot (1,12 \cdot 10^{-3} - 0,5 \cdot 10^{-4}) = 2386,1 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$

$q_{(MASSA)} = q_{MOLI} \cdot MW = 2386,1 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \cdot 32 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 76,36 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Per il costo:

$C_{TRATT} = q \cdot C_{UNIT} = 76,36 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 2,40 \frac{\text{€}}{\text{kg}} = 183,36 \frac{\text{€}}{\text{h}}$

• Costi di manutenzione e rinnovo per: in tutte e 3 le soluzioni di trattamento, sono paragonabili.

⇒ Non è considerata x il confronto.

Riassunto dei costi:

$C_{INV} = 65 \text{ €/h}$

$C_{EN} = 44,4 \text{ €/h}$

$C_{TRAT} = 183,36 \text{ €/h}$

⇒ $C_{TOT} = 292,76 \text{ €/h}$ → Realistico



$$\Rightarrow Q_{CH_4} = \frac{1,05(50000 \cdot 1,29 \cdot 700) - (80 \cdot 19940 - 50000 \cdot 1,29 \cdot 350)}{38720}$$

$$\Rightarrow Q_{CH_4} = 600 \frac{Nm^3}{h}$$

Poco incidente nella F \Rightarrow Approssimazione fatta \bar{e} accettabile
(alimenti, riscaldare, per: $F_{CH_4} = F + Q_{CH_4}$)

Questioni economiche:

- Costo d'acquisto \rightarrow legato al V del combustore.
Il V e il V necessario \times convertire il tempo di permanenza nudo:

$$V = (F + Q_{CH_4}) \cdot T = (50000 + 600) \frac{Nm^3}{h} \cdot 1s \cdot \frac{1h}{3600s} \cdot \left(\frac{273+700}{273}\right) \frac{Nm^3}{Nm^3} = 50 m^3$$

$$\Rightarrow C_{ACA} = C_{UNIT} \cdot V = 26000 \frac{€}{m^3} \cdot 50 m^3 = 1,3 \cdot 10^6 €$$

Per ammortamento, in anni devono rientri dati del caso (A):

$$\Rightarrow \frac{R}{C} = 0,218$$

$$\Rightarrow C_{AMM} = 1,3 \cdot 10^6 € \cdot 0,218 \frac{1}{y} \cdot \frac{1y}{260d} \cdot \frac{1d}{16h} = 68 \frac{€}{h}$$

- Costo per l'energia elettrica = molto inferiore agli altri \Rightarrow trascurabile
- Costo del metano:

$$C_{CH_4} = Q_{CH_4} \cdot (PCI)_{CH_4} \cdot C_{UNIT} = 600 \frac{Nm^3}{h} \cdot 38,72 \frac{MJ}{Nm^3} \cdot 0,017 \frac{€}{MJ} = 395 \frac{€}{h}$$

Quindi, i costi:

$$C_{AMM} = 68 \frac{€}{h}$$

$$C_{CH_4} = 395 \frac{€}{h}$$

$$\Rightarrow C_{TOT} = 463 \frac{€}{h}$$

Considerazione: scarsi del recuperatore, gas del camino
non a $T = 350^\circ C$

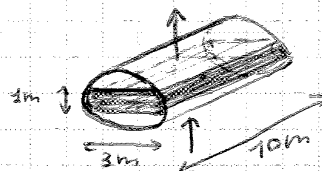
\Rightarrow Possibile risparmio energetico se c'è un'utenza termica vicina.

E' + cordo prendere il cilindro e farlo attraversare trasversalmente.

Spessore della matita = 1m

Se $D < 3m \Rightarrow$ la matita sarà lunga $\sim 10m$

\Rightarrow Fatta bene, ma e' + cordo fare 2 cilindri uguali di $L = 5m$



Perdita di carica totale:

$$\Delta P = L \cdot \Delta P_{UNIT} = 10m \cdot 220 \text{ mmca/m} = 2200 \text{ mmca}$$

La potenza, in questi casi, e' correlata con la perdita di carica \Rightarrow sfratto la relazione A e faccio i proporzioni:

$$P_A = 324,4 \text{ kW}$$

$$\Delta P_A = 1250 \text{ mmca}$$

$$\Rightarrow P_C / \Delta P_C = P_A / \Delta P_A \Rightarrow P_C = \frac{\Delta P_C}{\Delta P_A} \cdot P_A = \frac{2200 \text{ mmca}}{1250 \text{ mmca}} \cdot 324,4 \text{ kW}$$

$$\Rightarrow P_C = 57 \text{ kW}$$

Si pensa ai costi:

• Costo per l'energia:

e' la stessa del caso A \Rightarrow Anal'emo e' correlata, faccio B proporzioni:

$$C_C / \Delta P_C = C_A / \Delta P_A \Rightarrow C_C = \frac{\Delta P_C}{\Delta P_A} \cdot C_A = \frac{2200 \text{ mmca}}{1250 \text{ mmca}} \cdot 44,4 \frac{\text{€}}{\text{h}} = 7,8 \frac{\text{€}}{\text{h}}$$

• Costo dell'apparecchiatura, serve la quantita' di CA:

$$M_{CA} = V \cdot \rho = 32 \text{ m}^3 \cdot 500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 16000 \text{ kg} = 16 \text{ t}$$

\Rightarrow Costo del CA:

$$C_{CA} = M_{CA} \cdot C_{UNIT} = 16000 \text{ kg} \cdot 1,55 \frac{\text{€}}{\text{kg}} = 24800 \text{ €}$$

Costo dell'apparecchiatura:

$$C_{APP} = 1,5 \cdot C_{CA} = 1,5 \cdot 24800 \text{ €} = 37200 \text{ €}$$

Il costo per l'amortamento:

$$C_{AMM} = C_{APP} \cdot \frac{R}{C} = 37200 \text{ €} \cdot 0,218 \frac{\text{€}}{\text{€}} \cdot \frac{1}{260} \cdot \frac{1}{16 \text{ h}} = 2 \frac{\text{€}}{\text{h}}$$

• Costo del reagente = del CA che viene consumato

$$C_{REAG} = \text{Consumo CA} \cdot C_{UNIT} = 230,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 1,55 \frac{\text{€}}{\text{kg}} = 356 \frac{\text{€}}{\text{h}}$$

Quindi:

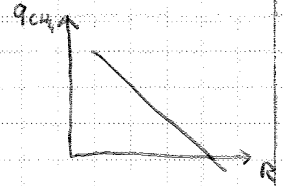
$$C_{EN} = 7,8 \frac{\text{€}}{\text{h}}$$

$$C_{AMM} = 2 \frac{\text{€}}{\text{h}}$$

$$C_{REAG} = 356 \frac{\text{€}}{\text{h}}$$

$$\Rightarrow C_{TOT} = 365,8 \frac{\text{€}}{\text{h}}$$

⇒ Se ↑ R ⇒ ↓ bisogno di oltre dell'ext
 Potrebbe ↓ fra sul ozzerare la Q_{CH_4} , ma bisogna poi vedere se tale condizione è proponibile o no.



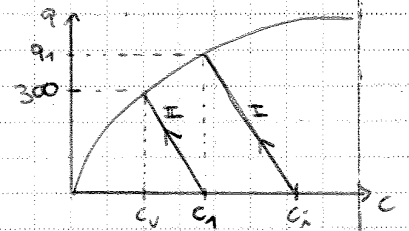
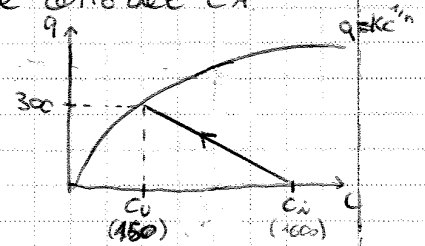
D, perché da:
$$\frac{(F-R) \cdot c_u \cdot p_{CH_3OH}}{(F-R) \cdot c_f}$$

Se ↑ R ⇒ ↓(F-R) ⇒ ↓ V ⇒ ↑ [CH₃OH] ⇒ ↓ Q_{CH₄} ⇒ C_{COMBUSTIB}
 ⇒ Risolto quello che era il problema principale dei costi.

MODIFICA ALL'ADSORBIMENTO: FRAZIONAMENTO

Adsorbim su CA → Altri costi di gestione dovuti al costo del CA
 il sistema era ad uno stadio.

avendo c_u e c_i
 ⇒ Provo $q \sim 300 \frac{kg}{g}$



Se 1. frazione il processo in 2 stadi in serie:

Stadio intermedio: $c_i > c_1 > c_u$
 ⇒ Le q_i sono espresse fra le due.

Se 1. esaurisce capacità adsorbente di I ⇒ E no è mano, ed il II è reso al suo posto

⇒ ↓ Consumo di CA
 ⇒ ↓ C_{CA}, che era il costo principale

Facendo il rapporto tra il volume richiesto V ed il consumo orario, si trova il tempo di esaurimento:

Monostadio:

$$\tau = \frac{M_{ca}}{C_{ans}} = \frac{32 m^3 \cdot \frac{kg}{m^3}}{230,67 \frac{kg}{h}} \approx 69 h$$

⇒ È il tempo x il quale il sistema è in grado di adsorbire, oltre il quale andrà sostituito.

ES

Calcolo il pH di una soluzione $8,62 \cdot 10^{-3} \text{ M}$ di HCl.Reazione di dissociazione: $\text{HCl} \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{Cl}^-$ Per la stechiometria: $[\text{HCl}] = [\text{H}^+] = [\text{Cl}^-] = 8,62 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$

$$\Rightarrow \text{pH} = -\log [\text{H}^+] = -\log (8,62 \cdot 10^{-3}) = 2,064$$

ES

Trovare il pH di una soluzione di $\text{Ca}(\text{OH})_2$ di concentrazione $4,44 \cdot 10^{-2} \text{ M}$.Reazione: $\text{Ca}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{Ca}^{2+} + 2\text{OH}^-$ → Stechiometria: $2[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 2[\text{Ca}^{2+}] = [\text{OH}^-]$

$$\Rightarrow [\text{OH}^-] = 2 \cdot [\text{Ca}(\text{OH})_2] = 2 \cdot 4,44 \cdot 10^{-2} \text{ M} = 8,88 \cdot 10^{-2} \text{ M}$$

$$\Rightarrow \text{pOH} = -\log [\text{OH}^-] = 1,05$$

$$\Rightarrow \text{pH} = 14 - \text{pOH} = 12,95$$

Oppure, si usa il prodotto ionico:

$$[\text{H}^+] = \frac{K_w}{[\text{OH}^-]} = \frac{1 \cdot 10^{-14}}{8,88 \cdot 10^{-2}} = 1,13 \cdot 10^{-13} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$\Rightarrow \text{pH} = -\log [\text{H}^+] = 12,95$$

ES

Calcolare la solubilità in $\frac{\text{mol}}{\text{L}}$ di $\text{Fe}(\text{OH})_3$ a $\text{pH}=3$ e $\text{pH}=8$, sapendo che $K_{ps} = 1,1 \cdot 10^{-36}$.Reazione: $\text{Fe}(\text{OH})_3 \rightleftharpoons \text{Fe}^{3+} + 3\text{OH}^-$

$$\Rightarrow K_{ps} = [\text{Fe}^{3+}] \cdot [\text{OH}^-]^3 = 1,1 \cdot 10^{-36} \left(\frac{\text{mol}}{\text{L}} \right)^4$$

- A $\text{pH}=3$, si determina la $[\text{OH}^-]$ come segue:

$$[\text{H}^+] = 1 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$\Rightarrow [\text{OH}^-] = \frac{K_w}{[\text{H}^+]} = \frac{1 \cdot 10^{-14}}{1 \cdot 10^{-3}} = 1 \cdot 10^{-11} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

Usando la K_{ps} :

$$[\text{Fe}^{3+}] = \frac{K_{ps}}{[\text{OH}^-]^3} = \frac{1,1 \cdot 10^{-36}}{(1 \cdot 10^{-11})^3} = 1,1 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

- A $\text{pH}=8$:

$$[\text{OH}^-] = \frac{K_w}{[\text{H}^+]} = \frac{10^{-14}}{10^{-8}} = 1 \cdot 10^{-6} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$\Rightarrow [\text{Fe}^{3+}] = \frac{K_{ps}}{[\text{OH}^-]^3} = \frac{1,1 \cdot 10^{-36}}{1 \cdot 10^{-18}} = 1,1 \cdot 10^{-18} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

Dalle stechiometrie: $n_{CO_2} = n_{CaCO_3} = 0,46 \text{ mol}$

=> Queste sono le moli di base reagite producendo CO_2 , corrispondono ad una massa:

$$M_{CaCO_3 \text{ REAG}} = n \cdot MW = 0,46 \text{ mol} \cdot 100,09 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \approx 46 \text{ g}$$

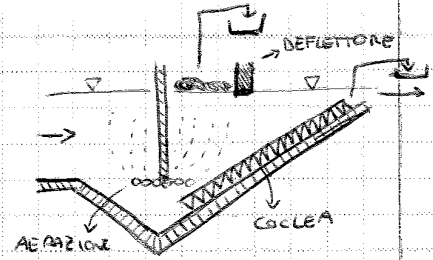
La quantità di non da reagire (= resto ideale):

$$M_{\text{residuo}} = 80 - 46 = 34 \text{ g}$$

DISOLEATURA + DISSABBIAZIONE

Le fazioni oliere in un dissabbiatore aerato
Vasca con profilo conico.

Sabbia → decanta nel fondo, poi è raccolta da una coclea e recata a parte (coclea = dispositivo di rotte verso nero rispetto ad abrasione).



Oli e sabbie = raccolti, molto da deflettore, dette
→ 2 prodotti di scarto: sabbie e Oli/sabbie.

Dati:

- Tempo di permanenza: $T \sim 10 \text{ min}$
- Portata d'aria necessaria: $Q_{\text{ARIA, UNIT}} = 16 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}}$ LUNGHEZZA LINEARE VASCA
- Quantità di sabbia estratta: $V_{\text{SABBIA, UNIT}} = 300 \frac{\text{e}}{1000 \text{h}^3 \text{ ACQUA TRATTATA}}$
- Rendimento deprivativo: $\eta = 0,7$
- Oli e grammi ingresso all'impianto: $g \frac{\text{kg}}{\text{AE} \cdot \text{y}} = 9100 \text{ kg}$

Nota la portata da trattare (500m), calcolo le volume vasca necessaria:

$$V_{\text{min}} = Q \cdot T = 62 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 10 \text{ min} \cdot \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 10,42 \text{ m}^3$$

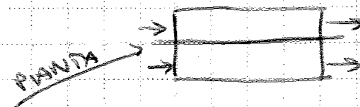
La vasca dovrà essere 1 po' + grande (cautelativa).

Vasca → valori minimi proporzionali:

- Lunghezza = 4 m
- Profondità = 1,5 m
- Larghezza = 2 m

⇒ $V_{\text{TOT}} = 12 \text{ m}^3$ ⇒ in accordo con il V_{min} calcolato.

Si usano 2 vasche a 2 canali paralleli:



La portata d'aria necessaria:

$$Q_{\text{ARIA}} = Q_{\text{ARIA, UNIT}} \cdot L_{\text{VASSA}} = 16 \frac{\text{m}^3}{\text{h} \cdot \text{m}} \cdot 4 \text{ m} = 64 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Stima della sabbia estratta ogni giorno

$$V_{\text{SABBIA}} = V_{\text{SABBIA, UNIT}} \cdot Q_{\text{W}} = \frac{300 \text{ e}}{1000 \text{ m}^3} \cdot 62,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} = 450 \frac{\text{e}}{\text{d}}$$

Quantità di oli (~~anche~~ → ~~anche~~ 1 po' di acqua, non è un ~~quantità~~ ~~netto~~) ~~richiamati~~:

$$q = q_{\text{INOLE}} \cdot P \cdot \eta = 9 \frac{\text{kg}}{\text{AE} \cdot \text{y}} \cdot 1500 \text{ AE} \cdot 0,7 \cdot \frac{1 \text{ y}}{365 \text{ d}} = 25,9 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Questa è la quantità netta di oli, in realtà; non estratta anche 1 litro ⇒ anche acqua

⇒ La quantità realmente estratta potrebbe essere anche il 50% in t,

⇒ Meglio considerare:

$$q_{\text{REALE}} = 1,5 \cdot q = 38,85 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \sim 40 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

• Volume del sedimentatore : $V = Q \cdot T$

$\Rightarrow V = Q_m \cdot T(m) = 56,25 \frac{m^3}{h} \cdot 2h = 112,5 m^3$

• Area della vasca (della vasca) : $h = \frac{V}{A}$

$\Rightarrow h = \frac{112,5 m^3}{31,5 m^2} = 3,6 m$

In genere, in varie opere $h \approx 2 - 3,5 m$ (e sedimentazione e invece alta)

Ora, voglio fare variare T e C_s nel caso classico Q_i e Q_m (e V non varia, in genere da la vasca non pare cambiare):

• $Q_i \rightarrow T = \frac{V}{Q_i} = \frac{112,5 m^3}{300 \frac{m^3}{d} \cdot \frac{1d}{24h}} = 9h \rightarrow$ Molto alta, può dare problemi di ossigeno

• $C_s = \frac{Q_i}{A} = \frac{300 \frac{m^3}{d}}{31,25 m^2} \cdot \frac{1d}{24h} = 0,4 \frac{m}{h} \rightarrow$ basso, ma accettabile

• $Q_p \rightarrow T = \frac{V}{Q_p} = \frac{112,5 m^3}{75 \frac{m^3}{h}} = 1,5 h \rightarrow$ accettabile

• $C_s = \frac{Q_p}{A} = \frac{75 m^3/h}{31,25 m^2} = 2,4 \frac{m}{h} \rightarrow$ accettabile

\Rightarrow E' corretta dimensionare per Q_m :

- Il ritorno risulta bene alla Q_p

- Problemi con Q_i : se loro misce zone con poche acque $\Rightarrow Q_m$ e Q_p sono poco frequenti \Rightarrow Spesa energetica con portate vicine a Q_i

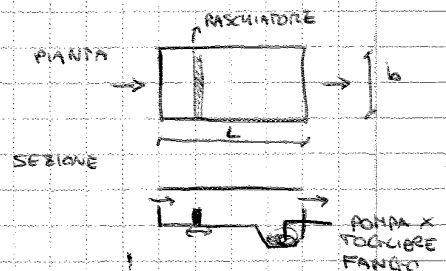
\rightarrow Bisogna prevedere copertura e deodorizzazione.

DIMENSIONAMENTO DELLA VASCA

2 possibili soluzioni da realizzare: - rettangolare (+ pratica x copertura)
- circolare

• Vasca rettangolare

Immersa e scivola nei fusti + costi, nella stessa direzione, fluisce logoritmica
Raschiatore su un parte mobile.



Si impone : $\frac{L}{b} = 3$

\Rightarrow Avendo nota $A = 31,25 m^2$, si calcola:

$A = 3b \cdot b$
 $L = 3b \Rightarrow b = \sqrt{\frac{A}{3}} = \sqrt{\frac{31,25}{3}} \Rightarrow b = 3,25 m$
 $\Rightarrow L = 9,75 m$

Conservativo: si dimensiona 1 vasca poco superiore: $(3,5 \times 10) m^2$

• Vasca circolare

Più frequente, soprattutto in impianti medi e grandi

Reflo entra d'entro. Fluisce radiale

E' invece chiarificato esce dalle conchete di fango.

ESEMPIO: DIMENSIONAMENTO DI UN IMPIANTO A PANGHI ATTIVI

DOTI:

- Portata in regime: $Q_w = 315 \text{ m}^3/\text{h}$
- Rendimenti depurativi: $\eta_{SS} = 85\%$
 $\eta_{BOD} = 90\%$
- Fattore di carico organico nel comparto di ossidazione: $c_f = F_c = 0,4 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$
- Concentraz di biomassa nel comparto di aerazione: $X = c_a = 3 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3}$
- SS_{T0} = 100 mg/l
- Fabb. org. di O₂ per l'ossidazione: $\Delta O_{2_{unit}} = 1,5 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg BOD}}$ → da letteratura
- $[BOD]_{in} = 140 \frac{\text{mg O}_2}{\text{l}} = L_0$

• Calcolo il fattore di carico volumetrico:

$$c_v = c_f \cdot c_a = 0,4 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}} \cdot 3 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3} = 1,2 \frac{\text{kg BOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

• Calcolo il tempo di detenzione:

$$c_f = \frac{L_0}{X \cdot T} \Rightarrow T = \frac{L_0}{X \cdot c_f} = \frac{L_0}{c_v} = \frac{140 \frac{\text{mg O}_2}{\text{l}}}{1,2 \frac{\text{kg BOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}} =$$

$$\Rightarrow T = 2,8 \text{ h}$$

• Quantità di [BOD] rimosse:

$$[BOD]_{rimossa} = [BOD]_{in} \cdot \eta_{BOD} = 140 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 0,90 = 126 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 0,126 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Flusso di massa rimosso:

$$Q_{BOD, \text{rimosso}} = [BOD]_{rimossa} \cdot Q_w = 0,126 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 315 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 39,69 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

• Richiesta di ossigeno:

$$\Delta O_2 = \Delta O_{2_{unit}} \cdot Q_{BOD, \text{rimosso}} = 1,5 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg BOD}} \cdot 39,69 \frac{\text{kg BOD}}{\text{h}} = 59,94 \frac{\text{kg O}_2}{\text{h}}$$

• Volume del comparto di aerazione:

$$V = Q \cdot T = 315 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 2,8 \text{ h} = 882 \text{ m}^3 \quad (*)$$

• Concentrazioni alla scarica:

$$BOD_{out} = L_0 \cdot (1 - 0,9) = 140 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 0,1 = 14,0 \text{ mg/l} \rightarrow \text{accettabile, nei limiti}$$

$$SS_{T_{out}} = SS_{T0} \cdot (1 - 0,85) = 100 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 0,15 = 15,0 \text{ mg/l}$$

(*) Se si usa una vasca rettangolare (larghezza + comune)
 $h = 4-5 \text{ m}$ (valori riferite usati)

$$\Rightarrow \text{Sezione: } S = \frac{V}{h} = \frac{882 \text{ m}^3}{5 \text{ m}} = 176,4 \text{ m}^2$$

\Rightarrow Possibile usare una vasca (10x18) m

Es

Calcola la concentrazione di TKN all'uscita di un impianto di depurazione dotato di una linea classica:

TRATTAM. PRELIM. → TRATTAM. PRIMARIO → TRATTAM. SECONDARIO (nota: rimosse BOD)

Doti:

- $Q = 250 \text{ l/ab} \cdot \text{d}$ → Dotazione idrica giornaliera normale se assunto
- $BOD_{in} = 60 \text{ g/ab} \cdot \text{d}$ → carichi liquidi in ingresso al trattamento
- $TKN_{in} = 12 \text{ g/ab} \cdot \text{d}$ →
- $BOD_{out} = 12 \text{ mg/l}$ → efficienza depurata
- $\eta_{I BOD} = 25\%$ → Rendimenti depurativi del trattamento primario
- $\eta_{I TKN} = 10\%$

• Calcola le concentrazioni in ingresso al trattamento:

$$[BOD]_{in} = \frac{BOD_{in}}{Q} = \frac{60 \text{ g/ab} \cdot \text{d}}{250 \text{ l/ab} \cdot \text{d}} = 0,24 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 240 \text{ mg/l}$$

$$[TKN]_{in} = \frac{TKN_{in}}{Q} = \frac{12 \text{ g/ab} \cdot \text{d}}{250 \text{ l/ab} \cdot \text{d}} = 0,048 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 48 \text{ mg/l}$$

• Concentrazioni in uscita dal trattamento 1° ed entrano nel 2°:

$$BOD_{in II} = [BOD]_{in} \cdot (1 - \eta_{I BOD}) = 240 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 0,75 = 180 \text{ mg/l}$$

$$TKN_{in II} = [TKN]_{in} \cdot (1 - \eta_{I TKN}) = 48 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot 0,90 = 43,2 \text{ mg/l}$$

• Calcola la BOD rimosse dal trattamento secondario:

$$BOD_{rimosso II} = BOD_{in II} - BOD_{out} = 180 \frac{\text{mg}}{\text{l}} - 12 \frac{\text{mg}}{\text{l}} = 168 \text{ mg/l}$$

• Assume a tale BOD e rimosse il 5% di TKN:

$$TKN_{rimosso II} = 0,05 \cdot BOD_{rimosso II} = 0,05 \cdot 168 \text{ mg/l} = 8,4 \text{ mg/l}$$

• Calcola la TKN presente nel chiarificato in uscita:

$$TKN_{out} = TKN_{in II} - TKN_{rimosso II} = 43,2 - 8,4 = 34,8 \text{ mg/l}$$

• Rendimento depurativo del 2° stadio:

$$\eta_{II TKN} = \frac{[TKN]_{in} - TKN_{out}}{[TKN]_{in}} = \frac{48 - 34,8}{48} \approx 27,5\% \rightarrow \text{valore giusto, perché arriva ad altri numeri}$$

Calcola l'umidità della miscela:

- Fango = 40%
- Fango = 65%

$$\Rightarrow \text{CONTENUTO ACQUA} = M_{\text{FANCO}} \cdot \% \text{H}_2\text{O} + M_{\text{FANCO}} \cdot \% \text{H}_2\text{O} = 100\text{g} \cdot 0,40 + 15,43 \cdot 0,65 = 40\text{g} + 10,03\text{g}$$

$$\Rightarrow \text{CONTENUTO ACQUA MISCELA} = 50,03\text{g}$$

L'umidità è data dal rapporto con la massa totale:

$$\% \text{H}_2\text{O} = \frac{\text{CONTENUTO ACQUA}}{\text{MISCELA TOT}} = \frac{50,03\text{g}}{100\text{g} + 15,43\text{g}} = 100 = 43\%$$

-> insufficiente, bisogna aggiungere acqua.
Calcola la massa totale di fango:

$$\text{Secco TOT} = \text{MASSA TOT} - \text{CONTENUTO D'ACQUA} = 100\text{g} + 15,43\text{g} - 50,03 = 65,4\text{g}$$

Il secco totale ora corrisponde al 57% della miscela.
Noi vogliamo che corrisponda al 45%, quindi avere il 55% di umidità:

$$65,4\text{g} : 45\% = x\text{g} : 55\% \Rightarrow x = \frac{65,4\text{g} \cdot 55}{45} = 79,9\text{g acqua}$$

-> Questo è il contenuto d'acqua totale, ma per sapere quanto va aggiunto bisogna sottrarre quella che era già presente:

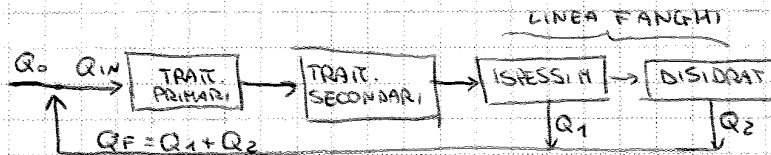
$$\Delta \text{H}_2\text{O} = 79,9\text{g} - 50,03\text{g} = 29,9\text{g H}_2\text{O}$$

ES. ACQUA DI FANGO

Valuta il contenuto dell'acqua del fango rispetto ai carichi da trattare in un impianto.

Dot.:

$Q_0 = 6 \text{ m}^3/\text{s}$	$Q_1 = 10.000 \text{ m}^3/\text{d}$	$Q_2 = 3.500 \text{ m}^3/\text{d}$
$SS_0 = 150 \text{ mg/l}$	$SS_1 = 100 \text{ mg/l}$	$SS_2 = 180 \text{ mg/l}$
$BOD_0 = 180 \text{ mg/l}$	$BOD_1 = 200 \text{ mg/l}$	$BOD_2 = 80 \text{ mg/l}$



• Calcolo effettiva portata in ingresso:

$$Q_{in} = Q_0 + Q_F = 6 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot \frac{3600\text{s}}{\text{h}} \cdot \frac{24\text{h}}{\text{d}} + 10.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} + 3.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 531.900 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

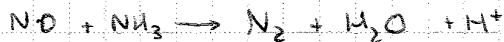
Calcola la portata (in massa) di NaOH necessaria:

$$Q_{NaOH} = MW_{NaOH} \cdot n_{NaOH} = 40 \frac{kg}{kmol} \cdot 1,026 \frac{kmol}{h} = 41,84 \frac{kg}{h}$$

Calcola il consumo specifico per kg di rifiuto in ingresso:

$$q_{NaOH} = \frac{Q_{NaOH}}{Q_{RSU}} = \frac{41,84 \frac{kg}{h}}{10000 \frac{kg}{h}} = 0,004 \frac{kg_{NaOH}}{kg_{RSU}}$$

2. NO è trattato con NH₃, reazione:



Calcola la moli di NO in ingresso:

$$n_{NO} = \frac{Q_{NO}}{MW_{NO}} = \frac{415 \frac{kg}{h}}{30 \frac{kg}{mol}} = 13,83 \frac{kmol}{h}$$

Stoichiometria di reazione: 1 mole NO \Rightarrow 1 mole NH₃

$$\Rightarrow n_{NH_3} = n_{NO} = 13,83 \frac{kmol}{h}$$

Calcola la portata (in massa) di NH₃ necessaria:

$$Q_{NH_3} = MW_{NH_3} \cdot n_{NH_3} = 17 \frac{kg}{kmol} \cdot 13,83 \frac{kmol}{h} = 235,11 \frac{kg}{h}$$

Calcola il consumo specifico per kg di rifiuto:

$$q_{NH_3} = \frac{Q_{NH_3}}{Q_{RSU}} = \frac{235,11 \frac{kg}{h}}{10000 \frac{kg_{RSU}}{h}} = 0,0235 \frac{kg_{NH_3}}{kg_{RSU}}$$

ES. PIROLISI

Impianto di pirólisi, e' munito in provincia di carta

Dati:

$P_C = 7g$ (carta in ingresso)

$P_{RS} = 2g$

$P_{RL} = 3,5g$

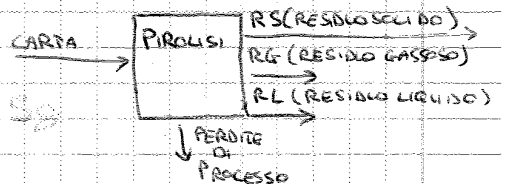
$P_{C,RS} = 2g \rightarrow$ peso del Carbono nel residuo solido

$P_{H,RS} = 0,3g \rightarrow$ peso del H nel RS

$V_{GAS} = 0,9l$

Composizione del RG:

$$\begin{cases} H_2 = 12\% \\ CO_2 = 46\% \\ CO = 31\% \\ CH_4 = 11\% \end{cases}$$



Calcola:

- Peso del gas
- Peso delle eventuali perdite
- Scrivi il bilancio del C ed il bilancio dell'H (con i carboni in input, scarti nelle 3 uscite)

a. Calcola il volume di ogni frazione del gas:

$$V_{H_2} = V_{GAS} \cdot \%_{H_2} = 0,9l \cdot 0,12 = 0,11l$$

$$V_{CO_2} = V_{GAS} \cdot \%_{CO_2} = 0,9l \cdot 0,46 = 0,41l$$

$$V_{CO} = V_{GAS} \cdot \%_{CO} = 0,9l \cdot 0,31 = 0,28l$$

• Il primo passo è calcolare la portata di calcolo (di progetto):

$$Q_{TRATTATA} = d \cdot p = 300 \frac{e}{AB \cdot d} \cdot 600'000 AE = 180'000'000 \frac{e}{d}$$

$$Q_{CALC} = 1,2 \cdot Q_{TRATTATA} = 216'000'000 \frac{e}{d} \cdot \frac{1d}{24h} \cdot \frac{1h}{3600s} \cdot \frac{1m^3}{1000l} = 2,5 \frac{m^3}{s}$$

2. Calcolo la sezione del predadoratore:

$$SEZ. = \frac{Q_{CALC}}{CIS} = \frac{2,5 \frac{m^3}{s}}{8,5 \frac{m}{h}} \cdot \frac{3600s}{1h} = 1058,8 m^2$$

Diametro:

$$\phi = 2 \cdot R = 2 \cdot \sqrt{\frac{SEZ}{\pi}} = 2 \cdot \sqrt{\frac{1058,8 m^2}{\pi}} = 36,6 m$$

Volume del bacino:

$$V = SEZ \cdot h = 1058,8 m^2 \cdot 5,15 m = 5'450 m^3$$

b. Tempo di residenza ideale:

$$HRT = \frac{V}{Q_{CALC}} = \frac{5'450 m^3}{2,5 \frac{m^3}{s}} \cdot \frac{1min}{60s} = 36 min$$

c. Bisogna calcolare la velocità di sedimentazione per ogni diametro, in condizioni estive ed invernali, per poi confrontare con CIS e trovare la % di rimozione

Calcolo della velocità \rightarrow Si usa Stokes:

$$v_s = \frac{g(p_s - p_w) d^2}{18 \mu} \quad \text{dove: } p_s = 2'650 \text{ Kg/m}^3$$

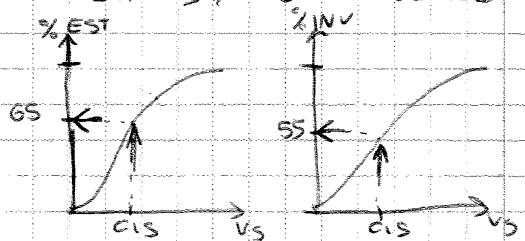
$$\mu_{10^{\circ}C} = 1,307 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/s m}$$

$$\mu_{20^{\circ}C} = 1,002 \cdot 10^{-3} \text{ Kg/s m}$$

\Rightarrow Si ricorre alla tabella:

% PASSANZE	$v_{s INV}$ (m/h)	$v_{s EST}$ (m/h)
100	154,8	201,03
95	38,701	50,482
87	19,351	25,241
77	9,675	12,620
62	4,838	6,310
49	2,419	3,155
39	1,209	1,577
25	0,605	0,789
14	0,302	0,394
5	0,1512	0,1972
0	0,0755	0,0986

\Rightarrow Si disegnano 2 curve (estate e invernale), e considerando i CIS si trova che tutte le particelle con $v_s >$ CIS sedimentano



Si trovano efficienze:

estate ~65%

inverno ~55%

in realtà, anche una parte di particelle con $v_s <$ CIS sedimenta (legge di HAZEN), ma qui si semplifica \Rightarrow Si fa il fine dei SS rimossi

b). Tempo di residenza idraulica

$$HRT = \frac{V}{Q_{cric}} = \frac{2100 \text{ m}^3}{0,5 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 4200 \text{ s} \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 70 \text{ min}$$

c). Dal Joz Test: per rimuovere 10 ng/l di SS servono 10 ng/l di AE
 => Rapporto 1:1
 => Aeevmo necessario:

$$AE_{NECESS} = [SS_{NONSED}] \cdot \frac{AE}{SS} = 50 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot \frac{10 \frac{\text{ng AE}}{\text{l}}}{10 \frac{\text{ng SS}}{\text{l}}} = 50 \text{ ng/l}$$

Calcolo e AE necessario in tutte le 3 vasche cy deflac:

$$Q_{AE} = AE_{NECESS} \cdot Q_{cric} = 50 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot 1,5 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ ng}} \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{86400 \text{ s}}{1 \text{ d}} = 6480 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Questa e' la quantita' di alluminio. Noi usiamo PAC, che ha l'alluminio al 6%.

Contenuto di AE in Al_2O_3 :

$$AE - Al_2O_3 = \frac{MW_{AE}}{MW_{Al_2O_3}} = \frac{54}{102} = 0,529$$

=> In 1kg di Al_2O_3 ci sono 0,529 kg di AE

Calcolo la quantita' di Al_2O_3 necessaria per avere Q_{AE} :

$$Q_{Al_2O_3} = Q_{AE} \cdot \frac{MW_{Al_2O_3}}{MW_{AE}} = 6480 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \cdot \frac{1}{0,529} = 12249 \text{ kg/d}$$

Calcolo la quantita' di PAC necessaria:

$$Q_{PAC} = \frac{Q_{Al_2O_3}}{0,06 \cdot \rho} = \frac{12249 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{0,06 \cdot 1,2 \frac{\text{kg}}{\text{l}}} = 170125 \frac{\text{l}}{\text{d}} = 1,969 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

=> Sono ~ 0,66 $\frac{\text{l}}{\text{s}}$ per ogni vasca.

d). Le forze prodotta e' data da: SS_{NONSED} + reagente.
 I re di reagenti sono:

$$[SS_{NONSED}]_{RIMOSI} = [SS_{NONSED}] \cdot \eta = 50 \text{ ng/l} \cdot 0,9 = 45 \text{ ng/l}$$

La costante reattiva e' data da:

50 ng SS_{NONSED} => 50 g/mg AE (con proporzione unita pure)

$$\Rightarrow SS_{PAC} = [SS_{NONSED}]_{RIMOSI} \cdot \frac{1}{\frac{MW_{AE}}{MW_{Al_2O_3}}} = 50 \frac{\text{ng}}{\text{l}} \cdot \frac{102}{54} = 94,5 \frac{\text{ng}}{\text{l}}$$

errore attribuito

Le totale di re di reagenti:

$$SS_{TOT} = [SS_{NONSED}]_{RIMOSI} + SS_{PAC} = 45 + 94,5 = 139,5 \frac{\text{ng}}{\text{l}}$$

$$h = \frac{Q_{\text{ACQ}} \cdot \text{EBCT}}{A_{\text{TOTREALE}}} = \frac{1,5 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 18 \text{ min}}{12 \cdot 8,32 \text{ m}^2} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} = 1,6 \text{ m}$$

Ogni unità ferrente ha 2 celle sovrapposte
 → Ogni singolo letto ha spessore:

$$h_{\text{CANT}} = \frac{h}{2} = \frac{1,6 \text{ m}}{2} = 0,8 \text{ m}$$

Si sono 2 celle che sono ripiccole e + gestibili nel centro Coasset
 (rappellare pensione in controcorrente)

d. Si va in eqoz derivata da Freundlich, in cui una delle hp e di avere un mezzo quantitativa, cioè di non avere ionerez residue maglie

→ All'equilibrio in avabile $C_2 = 0$

Il trattamento e CA con considero rivolto a macerare gli int. perrioni: → $C_0 = 19 \text{ mg/l}$

Usando Freundlich:

$$q_e = K_f \cdot C_0^{\frac{1}{n}} = 20 \frac{\text{mg}_{\text{CA}}}{\text{kg}_{\text{SSA}}} \cdot \left(19 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \cdot \frac{1 \text{ mg}}{1000 \mu\text{g}} \right)^{0,52} = 2,54 \frac{\text{mg}}{\text{g}_{\text{CA}}}$$

Si rinvia il BL:

$$\text{BL} = \frac{q_e}{C_0} \cdot \rho_{\text{CA}} = \frac{2,54 \frac{\text{mg}}{\text{g}_{\text{CA}}}}{19 \frac{\text{mg}}{\text{l}}} \cdot 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{l}} \cdot \frac{1000 \mu\text{g}}{1 \text{ mg}} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} = 66,842 \frac{\text{g}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{g}_{\text{CA}}}$$

$$e. \text{CUR} = \frac{C_0}{q_e} = \frac{19 \frac{\text{mg}}{\text{l}}}{2,54 \frac{\text{mg}}{\text{g}_{\text{CA}}}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \mu\text{g}} = 7,48 \cdot 10^{-3} \frac{\text{g}_{\text{CA}}}{\text{g}_{\text{H}_2\text{O}} \text{ TRATTATA}}$$

f. Valore Tot. delle unita ferrente:

$$V_{\text{tot}} = A_{\text{tot}} \cdot h_{\text{tot}} = 84,32 \text{ m}^2 \cdot 1,6 \text{ m} = 12,985 \text{ m}^3$$

Massa di CA in ciascuna UF:

$$M_{\text{CA}} = V_{\text{tot}} \cdot \rho_{\text{CA}} = 12,985 \text{ m}^3 \cdot 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{l}} \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} = 6492,60 \text{ kg}$$

Tempo per consumare tutta CA:

$$t = \frac{M_{\text{CA}}}{Q_{\text{CA}} \cdot \text{CUR}} = \frac{6492,60 \text{ kg}_{\text{CA}}}{1,5 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 7,48 \cdot 10^{-3} \frac{\text{g}_{\text{CA}}}{\text{l}}} \cdot \frac{10^3 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{10^3 \text{ l}} = 572663,10 \text{ s} = \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}$$

$$t = 160,74 \text{ h} \sim 6,697 \text{ d}$$

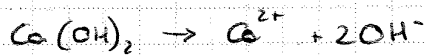
a. Per conoscere la quantità di OH⁻ necessaria per passare da pH 4 → 5,3:
calcolo [OH⁻] a tutti e 2 pH, e faccio la differenza (circa 2 contributi):

$$\begin{aligned}
 [\text{OH}^-] &= \left\{ [\text{OH}^-]_{\text{pH}5,3} - [\text{OH}^-]_{\text{pH}4} \right\} + \left\{ [\text{H}^+]_{\text{pH}4} - [\text{H}^+]_{\text{pH}5,3} \right\} = \text{contributo} \times \text{neutralizzare} \\
 &= (10^{-8,7} - 10^{-10}) + (10^{-4} - 10^{-5,3}) = \text{gl. H}^+ \\
 &= 1,89 \cdot 10^{-9} \frac{\text{mol}}{\text{e}} + 9,49 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{e}} \rightarrow \text{il 1}^\circ \text{ termine è trascurabile, essendo a pH molto acido} \\
 \Rightarrow [\text{OH}^-]_{\text{TOT}} &\approx 9,5 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{e}}
 \end{aligned}$$

Calcolo la quantità in g/e:

$$[\text{OH}^-]_{\text{TOT}} = [\text{OH}^-]_{\text{TOT}} \cdot \text{MW}_{\text{OH}^-} = 9,5 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{e}} \cdot 17,01 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 1,62 \cdot 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{e}}$$

L'ossigeno di OH⁻ avviene per mezzo di calce, che si dissocia:



Stechiometrica:

$$1 \text{ mol Ca(OH)}_2 : 2 \text{ mol OH}^- = x : [\text{OH}^-]_{\text{TOT}}$$

$$\Rightarrow x = \frac{1}{2} \cdot [\text{OH}^-]_{\text{TOT}} = \frac{1}{2} \cdot 9,5 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{e}} = 4,75 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol Ca(OH)}_2}{\text{e}}$$

Converto in peso la calce (il costo di calce):

$$[\text{Ca(OH)}_2] = x \cdot \text{MW}_{\text{Ca(OH)}_2} = 4,75 \cdot 10^{-5} \frac{\text{mol}}{\text{e}} \cdot 74,1 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 3,52 \cdot 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{e}}$$

La calce è dosata in parte di calce al 5% ⇒ Proporzione:

$$100 \text{ g LARTE} : 5 \text{ g Ca(OH)}_2 = x_{\text{LARTE}} : [\text{Ca(OH)}_2]$$

$$\Rightarrow x_{\text{LARTE}} = \frac{100 \text{ g}}{5 \text{ g}} \cdot [\text{Ca(OH)}_2] = \frac{100 \text{ g}}{5 \text{ g}} \cdot 3,52 \cdot 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{e}} = 0,07 \frac{\text{g LARTE}}{\text{e}}$$

b. Per prima cosa, serve verificare qual'è la quantità di Al da rimuovere, detta dalla differenza di concentrazione:

$$c_w = 10 \text{ mg/e} = [\text{Al}^{3+}]_w$$

$$c_p = 10^{-7} \text{ mol/e} \rightarrow \text{Solubilità del Al}^{3+} \text{ a pH} = 5,3, \text{ presente in acqua:}$$

Due passaggi da fare:

• Verifica se il refluo è conforme con i limiti della scarica:

$$c_{\text{LIM}} = 1 \text{ mg/e}$$

$$\Rightarrow c_p = c_p \cdot \text{MW}_{\text{Al}} = 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{e}} \cdot 26,98 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 2,7 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mg}}{\text{e}}$$

$c_p > c_{\text{LIM}} \Rightarrow$ Refluo non conforme, nonostante il cambio di pH abbia fatto precipitare una parte

2. Reattori agitati, il volume Totale V (= volume nno accessibile):

$$HRT = \tau = 20 \text{ min}$$

$$Q = 10 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\Rightarrow V_{\text{tot}} = Q \cdot HRT = 10 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1}{3} \text{ h} = 3,33 \text{ m}^3$$

$$\Rightarrow V_{\text{reattore}} = 3,5 \text{ m}^3 \rightarrow \text{ciascuno dei 2 reattori.}$$

3. Hp: sedimentatore di forma parallelepipedo (\Rightarrow S. 3D tridimensionale):
Area superficiale:

$$A_{\text{sup}} = \frac{Q}{v_{\text{sed}}} = \frac{10 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{1 \text{ m/h}} = 10 \text{ m}^2$$

Non c'è altezza \Rightarrow Sino in altezza d'area, $\approx 3 \text{ m} \Rightarrow h = 3,16 \text{ m}$
Calcola il volume del sedimentatore:

$$V_{\text{sed}} = A_{\text{sup}} \cdot h = 10 \text{ m}^2 \cdot 3,16 \text{ m} = 31,6 \text{ m}^3$$

Calcola il tempo di ritenzione:

$$HRT_{\text{sed}} = \frac{V_{\text{sed}}}{Q} = \frac{31,6 \text{ m}^3}{10 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 3,16 \text{ h} \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 189,6 \text{ min}$$

\Rightarrow HRT adottato, nei sedimentatori deve avere $HRT \approx 2,5 - 3,5 \text{ h}$
Se avessi visto $h = 4 \text{ m} \Rightarrow$ rischio di avere tempo superiore a tale intervallo.

4. Calcolo quanti kg di secco sono contenuti in ogni m^3 di acqua di fango:

$$3\%_{\text{secco}} = \frac{3 \text{ kg}_{\text{SS}}}{100 \text{ kg}_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{3}{100} \cdot \frac{\text{kg}_{\text{SS}}}{\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot \frac{1000 \text{ l}_{\text{H}_2\text{O}}}{1 \text{ m}^3_{\text{H}_2\text{O}}} = 30 \frac{\text{kg}_{\text{SS}}}{\text{m}^3_{\text{H}_2\text{O}}}$$

Portata di acqua in ingresso al trattamento: $Q = 10 \text{ m}^3/\text{h}$
 \Rightarrow Portata di secco in ingresso:

$$q_{\text{secco}} = Q \cdot 3\% = 10 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 30 \frac{\text{kg}_{\text{SS}}}{\text{m}^3} = 300 \frac{\text{kg}_{\text{SS}}}{\text{h}}$$

Carica applicabile alla nastroperena: faccia hp che fango sia simile a fango primario o fango misto
 \Rightarrow Da tabella: Carica applicabile $\approx 300 \frac{\text{kg}_{\text{SS}}}{\text{m} \cdot \text{h}}$

Lunghezza della nastroperena:

$$L = \frac{q_{\text{secco}}}{\text{CARICA APPLICABILE}} = \frac{300 \frac{\text{kg}_{\text{SS}}}{\text{h}}}{300 \frac{\text{kg}_{\text{SS}}}{\text{m} \cdot \text{h}}} = 1 \text{ m}$$

5. • Costo \times mantenimento diretto: $c_{\text{tot}} = 150 \text{ €/t}$

• Costo \times ~~costo~~ ~~mantenimento~~ fango dopo averlo completamente disidratato:
costo di trattamento + costo di disidratazione

→ Capacità di adsorbimento (prima di esaurimento) e: $27 \frac{\text{kg CaCO}_3}{\text{piede}^2 \text{ RESINA}}$
 → Corrisponde ad una capacità di scambio:
 $1,24 \frac{\text{mEq}}{\text{m}^2 \text{ RESINA}}$

2) Si assume che l'acqua esce dal trattore con la resina con $[\text{CaCO}_3] = 0$
 Siderizzato e Trattoreto, dove:

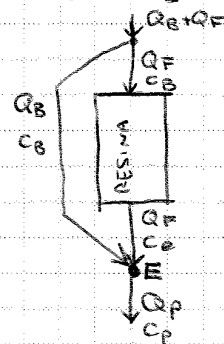
Q_B = portata di by-pass
 C_B = [.] maglie grezza (= alla [.] del by-pass)

Bilancio della componente mE (pta di miscelazione dei 2 flussi):

$$Q_B \cdot C_B + Q_F \cdot C_E = Q_P \cdot C_P$$

Bilancio di massa:

$$Q_B + Q_F = Q_P$$



Per ottenere la frazione di by-pass, si scrive in termini di portate e di concentrazioni:

$$f_B = \frac{Q_B}{Q_P} = \frac{C_P}{C_B} = \frac{150 \frac{\text{mg}}{\text{e}}}{275 \frac{\text{mg}}{\text{e}}} = 0,55$$

$$\Rightarrow Q_B = 0,55 Q_P$$

→ È la portata che può non subire il trattamento, arrivando così all'obiettivo di $C_P = C_{LIM} = 150 \text{ mg/l}$

$$\Rightarrow Q_F = f_F \cdot Q_P = (1 - f_B) Q_P = 0,45 \cdot Q_P$$

3) La scelta di SFR è fatta all'interno di un range di possibili valori.

Si sceglie: $SFR = 2,5 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}^3} \left(\frac{\text{gal PER MINUTO}}{\text{PIEDE}^3} \right)$

Fattore di conversione galloni - piedi³: $1 \text{ft}^3 = 7,48 \text{ gal}$
 Il tempo di residenza che ne risulta è:

$$EBCT = \frac{1}{SFR} = \frac{1}{2,5 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}^3}} \cdot \frac{7,48 \text{ gal}}{1 \text{ft}^3} = 3 \text{ min}$$

Calcolo la velocità superficiale che ne deriva:

$$v_0 = \frac{\text{profondità}}{EBCT} = \text{Prof} \cdot SFR = 2,5 \text{ft} \cdot 2,5 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}^3} = 6,25 \frac{\text{gpm}}{\text{ft}^2}$$

4) Il Bed Volume è calcolato ad esaurimento, cioè fino al $t_H \Rightarrow BVH$.
 Lo calcoliamo con un bilancio, avendo l'hp che in uscita ci sia una concentrazione nulla:

$$E_{\text{CaCO}_3 \text{ RITROSSO}} = E_{\text{CaCO}_3 \text{ ACCUMULATO}}$$

$$\Rightarrow Q_F \cdot C_F \cdot t_H = V_F \cdot C_F = q_H \cdot V_R$$

\downarrow
 volume di acqua desolata

→ dove: q_H = capacità di scambio della resina

V_R = V della resina

V_F = V di acqua desolata

g) La soluzione rigenerata è fatta da: acqua di risciacquo + rigenerante
 => Devo calcolare questi 2 V per avere quella Tot
 E calcolò e esprimeo in BV, che verrà convertito in V una volta definito il design del sistema.
 Soluzione di NaCl -> demerito relativo = 1,07 (da letteratura)

Calcolò e ~~è~~ la quantità di soluzione necessaria (= BV dovuto alle riduzioni rigenerante):

$$\frac{15 \text{ lb NaCl}}{\text{ft}^3 \text{ RESINA}} \cdot \frac{1}{10\%} = \frac{15 \text{ lb NaCl}}{\text{ft}^3 \text{ RESINA}} \cdot \frac{1 \text{ lb NaCl}}{0,1 \text{ lb NaCl}} \cdot \frac{1}{1,07} \cdot \frac{1 \text{ ft}^3}{62,4 \text{ lb}} = 2,25 \text{ BV} \quad \frac{\text{ESOLUZIONE}}{\text{RESINA}} \quad \text{conversione unit}$$

Il risciacquo crea 2 BV

$$\Rightarrow \text{Tot}_{\text{out}} = (2 + 2,25) \text{ BV} = 4,25 \text{ BV}$$

In ingresso ho 225 BV -> Acqua trattata

=> La % di acqua di scarico, rispetto all'ingresso, è:

$$\%_{\text{out}} = \frac{4,25 \text{ BV}_{\text{out}}}{225 \text{ BV}_{\text{in}}} = 1,9\%$$

Ma io non tratto tutto l'ingresso, tratto solo il 45%
 => Lo scarico, rispetto all'acqua effettivamente trattata:

$$1,9\% \cdot 0,45 = 0,9\%$$

Ok, scegliamo come taglia del letto di resina: 1L
 => Ingresso: 1 BV = 1L

Quantità di soluzione rigenerante necessaria:

$$Q_{\text{sol}} = \text{Tot}_{\text{out}} \cdot \text{Ingresso} = 4,25 \text{ BV} = 4,25 \cdot 1 \text{L} = 4,25 \text{L}$$

Letto -> contiene 125 ft³ di resina
 => Produce acqua di scarico in quantità:

$$\Rightarrow 125 \text{ ft}^3 \cdot 4,25 \frac{\text{L}}{\text{ft}^3} = 531 \text{ ft}^3$$

Cerca ora la composizione dell'acqua
 hpi: in acqua di rigenerazione, non ci sono ioni
 => La concentrazione ionica nell'acqua di scarico è pari a:

$$C.I._{\text{Tot}} = (C.I._{\text{CaCO}_3}) + (C.I._{\text{Eccesso di NaCl}})$$

$$\text{dove: } C.I._{\text{CaCO}_3} = \frac{\text{Eq. CaCO}_3 \text{ RIMOSI}}{V_{\text{RIGENERAZ}}}} = \frac{4,24 \frac{\text{eq}}{\text{L RES}}}{4,25 \frac{\text{L}}{\text{RES}}} = 0,99 \frac{\text{eq}}{\text{L}}$$

Conversione in mg di CaCO₃, usando il peso equivalente (A.eq.)

$$\text{COEF. CaCO}_3 = C.I._{\text{CaCO}_3} \cdot p.\text{eq.} = 0,99 \frac{\text{eq}}{\text{L}} \cdot 50 \frac{\text{g CaCO}_3}{\text{eq CaCO}_3} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 14'500 \frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{L}}$$

FORMULE UTILI

- $V_T = V_{20} \frac{L}{K_L + L} \cdot \theta^{T-20}$
dove: $\theta = 1,03$ (Tab. 8.2: 1° mese, 2° classe)
- $K_{dT} = K_{d20} \cdot \theta^{T-20}$
- $M = \frac{Q_c (L_0 - L)}{v_T}$
dove: $L_0 - L = BOD_{in} - BOD_{out} = BOD_{RIT}$
 $Q_c \cdot (L_0 - L) = \text{carico organico ritmato}$
- $\Delta M_{Tot} = \Delta M_v + \Delta M_{NV}$
- $\Delta M_v = M_{PRODOTO} - M_{SCOMPARSO} = Y \cdot \eta_{BODS} \cdot L_0 \cdot Q_c = K_{d18} \cdot M_v$
dove: $M_{PROD} = M_{SCOMPARSO} = \frac{L_0 - L}{L_0}$
- $\Delta M_{NV} = Q_c \cdot SS_{ONV}$
dove: $SS_{ONV} = SS_{in}$ ingresso non volatile, (ingresso di bio):
 $\frac{SSV}{SST} = 0,7 \Rightarrow SSV = 0,7 \cdot SST \Rightarrow SS_{NV} = 0,3 \cdot SST$
 $\Rightarrow SS_{ONVIN} = 0,3 \cdot SST_{IN} = 0,3 \cdot 90 \text{ g/ab.d} \rightarrow$ ingresso all'impianto
 $\Rightarrow SS_{ONV} = SST_{IN} \cdot \frac{SS_{NV}}{SST} \cdot (1 - \eta_{SS}) = 90 \frac{\text{g}}{\text{ab.d}} \cdot 0,3 \cdot (1 - 0,55)$

SVILUPPO

Calcolo le portate:

$$Q_m = p \cdot d = 65000 \text{ ab} \cdot 250 \frac{\text{e}}{\text{ab.d}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ e}} = 16250 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_c = Q_m \cdot 1,7 = 16250 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1,7 = 27625 \text{ m}^3/\text{d}$$

Calcolo la concentrazione ingresso all'impianto:

$$BOD_{SIN} = \frac{BODS}{d} = \frac{60 \frac{\text{g}}{\text{ab.d}}}{250 \frac{\text{e}}{\text{ab.d}}} = 0,24 \frac{\text{g}}{\text{e}} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 240 \frac{\text{mg}}{\text{e}}$$

Calcolo la concentrazione ingresso di BIO:

$$L_0 = (1 - \eta_{BODS}) \cdot BOD_{SIN} = (1 - 0,26) \cdot 240 \frac{\text{mg}}{\text{e}} = 178 \frac{\text{mg}}{\text{e}}$$

Calcolo la quantità di biomassa M:

$$T = 18^\circ\text{C} \Rightarrow v_{18} = v_{20} \cdot \frac{L}{K_L + L} \cdot \theta^{-2} = \frac{4}{24} \cdot \frac{8}{50+8} \cdot 1,03^{-2} = 0,52 \frac{\text{kg BOD}_5}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

$$M = \frac{Q_c (L_0 - L)}{v_{18}} = \frac{27625 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (178 - 8) \frac{\text{mg}}{\text{e}}}{0,52 \frac{\text{kg BOD}_5}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ mg}} \cdot \frac{1000 \text{ e}}{1 \text{ m}^3} = 9,031 \text{ kg SSV}$$

$\Rightarrow M =$ quantità di biomassa composta da SSV

ES. COMPARTO BIO CON NITRIFICAZIONE

Impianto a fogli azvvi, con processo di ox di C e di N ($N_{amm} \rightarrow N_{NO_2} \rightarrow N_{NO_3}$).
Dimensionare un comparto di ox ed un sedim secondario.

Dati:

$Q_m = 13.392 \frac{m^3}{d}$

$Q_c = 1,5 \cdot Q_m$

$L_0 = 208 \text{ mg/l}$

$L = 10 \text{ mg/l}$

$TKM_0 = 40 \text{ mg/l}$

$TKN = 2 \text{ mg/l}$

$SS_{in} = 25 \text{ mg/l}$

$SS = 25 \text{ mg/l}$

$\eta_{SS} = 0,55$

$\frac{SSV}{SST} = 0,7$

$OD = 2,5 \text{ mg/l}$

$pH = 7,6$

$F.S. = 1,7$

$X = 3,5 \text{ kgSSV/m}^3$

$X_R = 10 \text{ kgSSV/m}^3$

→ portata media calcolata di oss → Se volumi ricavo la
popolaz equivalente:

$p = \frac{Q_m}{d} = \frac{13.392}{0,2} \approx 67.000 \text{ AE}$

→ ingresso di bio.

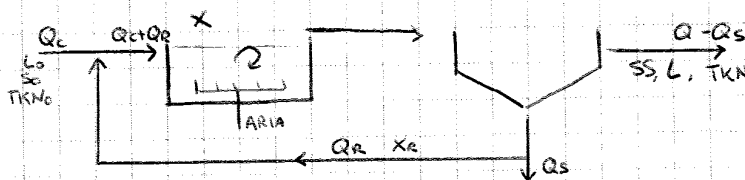
→ ingresso dell'apporto

→ buco, serve $pH > 7,2$ x Temperature acido di nitro

→ Fattore di sicurezza da applicare a θ

→ miscela aerata

→ nel ricircolo



Calcolatore

- $V_N 12^\circ C$ → velo critico mtdo numero
- $M_{V \text{ tot}} = M_{Vc} + M_{Vn}$ → Biomassa totale vegetale
- $\Delta M_{\text{tot}} = \Delta M_{Vc} + \Delta M_{Vn} + \Delta M_{Nn} - \Delta M_{\text{out}}$ → Produzione totale di fogli di supero
(ΔM_{out} = parte di fogli che non è rimasta nel sedim secondario)
- θ → SRT
- C_f (carico del foglio)
- $V_{ox/NITR}$
- Q_R
- ΔO_2

Formule da usare:

$(V_N)_T = (V_N)_{20} \cdot \frac{TKN}{K_{TKN} + TKN} \cdot \frac{OD}{K_o + OD} \cdot \theta^{T-20}$

dove:
 $(V_N)_{20} = 5 \frac{kgTKN}{kgSS \cdot d}$
 $K_{TKN} = 4,0 \text{ mg/l}$
 $K_o = 1 \text{ mg/l}$
 $\theta = 1,07$

Biomassa C-ox:

$(M_V)_c = \frac{Q_c \cdot (L_0 - L)}{v_T}$

$(\Delta M_V)_c = (Y \cdot \eta_{SS} \cdot L_0 \cdot Q_c) - (K_{ar} \cdot M_{Vc})$

→ Quantità di fogli corrispondente ai veli vegetali

dove: $\eta_{SS} = \frac{L_0 - L}{L_0}$

$L_0 \cdot Q_c = c.o.$

da Tab. 9, 1

$$f = \left(1 + \frac{Y(L-L)}{Y_N [TKN_0 - TKN - 0,05(L-L)]} \right)^{-1} =$$

$$= \left(1 + \frac{0,85 \frac{K_{SSV}}{K_{TKN}} \cdot (208-10) \frac{mg}{d}}{0,18 \frac{K_{SSV}}{K_{TKN}} \cdot [28,1 \frac{mg}{l}]} \right)^{-1} = 0,0292 \frac{K_{TKN}}{K_{SSV}}$$

$$(Mv)_{tot} = \frac{(Mv)_N}{f} = \frac{407,356 K_{SSV}}{0,0292} = 13.950,55 K_{SSV}$$

3) Anche qui, avedo già calcolato f, la frazione.

$$(\Delta Mv)_N = Y_N Q_C [TKN_0 - TKN - 0,05(L-L)] - K_{DNT} \cdot Mv =$$

$$= 0,18 \frac{K_{SSV}}{K_{TKN}} \cdot (1,5 \cdot 13.392 \frac{m^3}{d}) \cdot [28,1 \frac{mg}{l}] - 0,05 \frac{K_{SSV}}{K_{SSV} \cdot d} \cdot 407,356 K_{SSV}$$

$$\Rightarrow (\Delta Mv)_N = 101,585 \frac{K_{SSV}}{d}$$

$$(\Delta Mv)_{tot} = \frac{(\Delta Mv)_N}{f} = \frac{101,585 \frac{K_{SSV}}{d}}{0,0292} = 3.478,94 \frac{K_{SSV}}{d}$$

4) Servono un po' di calcoli preliminari (non è un errore di calcolo $(Mv)_c \rightarrow V_c$):

$$(Mv)_c = (Mv)_{tot} - (Mv)_N = 13.950,55 K_{SSV} - 407,356 K_{SSV} = 13.543,19 K_{SSV}$$

$$\Delta M_{NV} = Q_C \left[SS_{IN} \cdot (1 - \eta_{SS}) \cdot \frac{SS_{NV}}{SST} \right] =$$

$$= 1,5 \cdot 13.392 \frac{m^3}{d} \cdot \left[208 \frac{mg}{l} (1 - 0,55) \cdot (1 - 0,7) \right] \cdot \frac{10^3 l}{1m^3} \cdot \frac{1kg}{10^6 mg} =$$

$$\Delta M_{NV} = 564,07 \frac{K_{SSV}}{d}$$

$$\Delta M_{OUT} = Q_C \cdot SS_{OUT} = 1,5 \cdot 13.392 \frac{m^3}{d} \cdot 25 \frac{mg}{l} \cdot \frac{10^3 l}{1m^3} \cdot \frac{1kg}{10^6 mg} = 502,2 \frac{K_{SSV}}{d}$$

$$(\Delta Mv)_c = (\Delta Mv)_{tot} + \Delta M_{OUT} - (\Delta Mv)_N - \Delta M_{NV} =$$

$$= 3.478,94 + 502,2 - 101,585 - 564,07 = 3.315,485 \frac{K_{SSV}}{d}$$

$$\theta = \frac{(Mv)_c + (Mv)_N}{(\Delta Mv)_c + (\Delta Mv)_N} = \frac{(13.543,19 + 407,356) K_{SSV}}{(3.315,485 + 101,585) \frac{K_{SSV}}{d}} = 4,083 d$$

$$\theta_c = 1,7 \cdot \theta = 6,94 d$$

$$5) C_f = \frac{Q_C L_0}{Mv_{tot}} \cdot \frac{SSV}{SST} = \frac{1,5 \cdot 13.392 \frac{m^3}{d} \cdot 208 \frac{mg}{l} \cdot \frac{10^3 l}{m^3}}{13.950,55 K_{SSV}} = 0,7 \frac{1kg}{10^6 mg} = 0,210 \frac{K_{SSV}}{d}$$

\(\Rightarrow\) GIUSTO, in mezzo devo avere $C_f \sim 0,2$

$$6) V = \frac{Mv_{tot}}{X} = \frac{13.950,55 K_{SSV}}{3,5 \frac{K_{SSV}}{m^3}} = 3.985,9 m^3$$

$$7) Q_R = \frac{Q_C \cdot X}{X_R - X} = \frac{1,5 \cdot 13.392 \frac{m^3}{d} \cdot 3,5 \frac{K_{SSV}}{m^3}}{(10 - 3,5) \frac{K_{SSV}}{m^3}} \cdot \frac{1d}{24h} = 450,70 \frac{m^3}{h}$$

$$8) \Delta O_2 = a Q_C (L_0 - L) + b_T V_R \cdot X + c \cdot Q_C [TKN_0 - TKN - 0,05(L-L)] =$$

$$= \left\{ 0,5 \frac{K_{O_2}}{K_{BOD}} \cdot 1,5 \cdot 13.392 \frac{m^3}{d} \cdot (208-10) \frac{mg}{l} + 0,1 \cdot 1,084 \frac{K_{O_2}}{d \cdot K_{SSV}} \cdot 3.985,9 m^3 \cdot 3,5 \frac{K_{SSV}}{m^3} + \right.$$

$$\left. + 4,6 \frac{K_{O_2}}{K_{TKN, M}} \cdot 1,5 \cdot 13.392 \frac{m^3}{d} \cdot [28,1 \frac{mg}{l}] \right\} \cdot \frac{10^3 l}{m^3} \cdot \frac{1kg}{10^6 mg} \approx 220 \frac{K_{O_2}}{h}$$

$$\Delta O_2 = a \cdot Q_c (L_0 - L) + b_T (V_{ox} + V_{DEN}) X + c \cdot Q_c [TKN_0 - TKN - 0,05(L_0 - L)] - d (Q_{R1} + Q_{R2}) \cdot N_{NO_3}$$

dove:

$$a = 0,5$$

$$b_{20} = 0,1$$

$$b_T = \text{vedies pmu}$$

$$c = 4,6 \frac{kg_{O_2}}{kg_{NO_3}}$$

$$d = 2,86 \frac{kg_{O_2}}{kg_{NO_3}}$$

questo termine di O_2 legato al fatto che nelle denitrate si usa l'O contenuto nei nitrati.

Svolgimento

$$Q_c = 1,5 \cdot Q_m = 1,5 \cdot 30'000 \frac{m^3}{d} = 45'000 \frac{m^3}{d}$$

$$\Delta N_{ox} = Q_c [TKN_0 - TKN - 0,05(L_0 - L)] =$$

$$= 45'000 \frac{m^3}{d} \cdot [45 - 2 - 0,05(180 - 8)] \frac{ng}{l} \cdot \frac{1kg}{10^6ng} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} = 1'098 \frac{kg_N}{d}$$

$$\Delta N_{out} = Q_c \cdot N_{NO_3} = 45'000 \frac{m^3}{d} \cdot 6 \frac{ng}{l} \cdot \frac{1kg}{10^6ng} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} = 270 \frac{kg_N}{d}$$

$$\Delta N_{DEN} = \Delta N_{ox} - \Delta N_{out} = 1'098 - 270 = 828 \frac{kg_N}{d}$$

$$(M_v)_{DEN} = \frac{\Delta N_{DEN} \cdot 9^{T-20} - 0,030 \cdot Q_c \cdot L_0}{0,029} =$$

$$= \frac{828 \frac{kg_N}{d} \cdot 1,026^{22-20} - 0,030 \cdot 45'000 \frac{m^3}{d} \cdot 180 \frac{mg}{l}}{0,029} \cdot \frac{1kg}{10^6ng} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} = 14'861 \text{ kgSSV}$$

$$1) V_{ox/NITRO} = \frac{M_{ox/NITRO}}{X} = \frac{13'180 \text{ kgSSV}}{3,5 \frac{kgSSV}{m^3}} = 3'766 \text{ m}^3$$

$$2) V_{DEN} = \frac{(M_v)_{DEN}}{X_{DEN}} = \frac{14'861 \text{ kgSSV}}{3,5 \frac{kgSSV}{m^3}} = 4'246 \text{ m}^3$$

$$3) (C_2)_D = \frac{Q_c \cdot L_0}{(M_v)_D} = \frac{45'000 \frac{m^3}{d} \cdot 180 \frac{mg}{l}}{14'861 \text{ kgSSV}} \cdot \frac{1kg}{10^6ng} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} = 0,38 \frac{kgSSV}{d}$$

un po' alto

$$4) R = \frac{TKN_0 - TKN - N_{NO_3} - 0,05(L_0 - L)}{6} =$$

$$= \frac{32 - 2 - 6 - 0,05(180 - 8)}{6} = 3,07 \rightarrow \text{Giulia: } Q_R = 3 \cdot Q_c$$

$$5) Q_R = R \cdot Q_c = 3,07 \cdot 45'000 \frac{m^3}{d} \cdot \frac{1d}{24h} = 5'756 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{R1} = Q_{Rtot} - Q_{R2} = 5'756 \frac{m^3}{h} - 1'100 \frac{m^3}{h} = 4'656 \frac{m^3}{h}$$

$$8) \Delta O_2 = 0,5 \frac{kg_{O_2}}{kg_{NO_3}} \cdot 45'000 \frac{m^3}{d} \cdot (180 - 8) \frac{ng}{l} \cdot \frac{1kg}{10^6ng} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} +$$

$$+ 0,052 \frac{kg_{O_2}}{d \cdot kg_{SSV}} \cdot (3'766 + 4'246) \text{ m}^3 \cdot 3,5 \frac{kg_{SSV}}{m^3} +$$

$$+ 4,6 \frac{kg_{O_2}}{kg_{SSV}} \cdot 45'000 \frac{m^3}{d} \cdot [24,4] \frac{mg}{l} \cdot \frac{1kg}{10^6ng} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} +$$

$$- 2,86 \frac{kg_{O_2}}{kg_{NO_3}} \cdot (138'144 \frac{m^3}{d}) \cdot 6 \frac{kg_{SSV}}{m^3} \cdot \frac{1kg}{10^6ng} \cdot \frac{10^3l}{1m^3} =$$

$$= 3870 + 1458 + 5051 - 2'371 = 8'008 \frac{kg_{O_2}}{d}$$

3) $HRT = \frac{V}{Q_N} = \frac{120 \text{ m}^3}{120 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 1 \text{ d}$

4) $Q_f = \frac{CSS}{SS_{\text{att}}} = \frac{1800 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 45 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$

5) $Q_{\text{SURN}} = Q_{\text{IN}} - Q_f = 120 - 45 = 75 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$

DIGESTORE ANEROBICO X FANGO ISPESBITO

Dati: $Q_{\text{pin}} = 45 \text{ m}^3/\text{d}$
 Secco = 4% SS
 $\frac{SV}{ST} = 0,7$

$C_5 H_7 O_2 N \rightarrow$ formula bruta x foglio di calcolo acque reflue

Analisi elementare \Rightarrow n. atomi delle % di C, H, N, O, (S).

Per noi \rightarrow S = trascurabile

In caso di valorizzazione di produzione di biogas da rifiuti putrescibili:

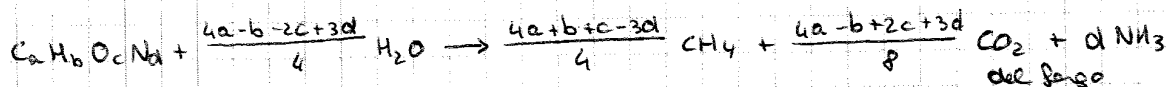
S = non trascurabile, perde NH_3 e H_2S ma mibenti alla produzione di biogas.

SUBSTANTO	%	n° MOLE	RAPPORTI MOLARI
C	12		5
H	1		7
N	14		1
O	16		2
(S)	-		

RAPPORTO MOLARE = $\frac{\text{n° MOLE ELEMENTO MENO}}{\text{n° MOLE ELEMENTO MENO ABBONDANTE}}$

Calcolare la produzione teorica di biogas e di metano.

Metodo + usato = formula stechiometrica di BUSWELL & NEAVE
 Reazione generica di digestione anaerobica:



• Produzione teorica di biogas (usando come valore i rapporti molari):

$$B_{TH} = \frac{22,415 \cdot a}{12a + b + 16c + 14d} = \frac{22,415 \cdot 5}{12 \cdot 5 + 7 + 16 \cdot 2 + 14 \cdot 1} = 0,99 \frac{\text{m}^3}{\text{kg ST}}$$

• Produzione teorica di metano:

$$CH_{4TH} = \frac{22,415 \cdot \frac{4a+b+c-3d}{8}}{12a + b + 16c + 14d} = 0,50 \frac{\text{m}^3_{CH_4}}{\text{kg ST}} \sim 51\% \text{ del Biogas Tot}$$

In realtà, si deve calcolare le quantità relative ai SV, che sono 0,7 ST

$$B_{TH} = \frac{SV}{ST} \cdot B_{TH} = 0,7 \cdot 0,99 = 0,69 \frac{\text{m}^3}{\text{kg SV}}$$

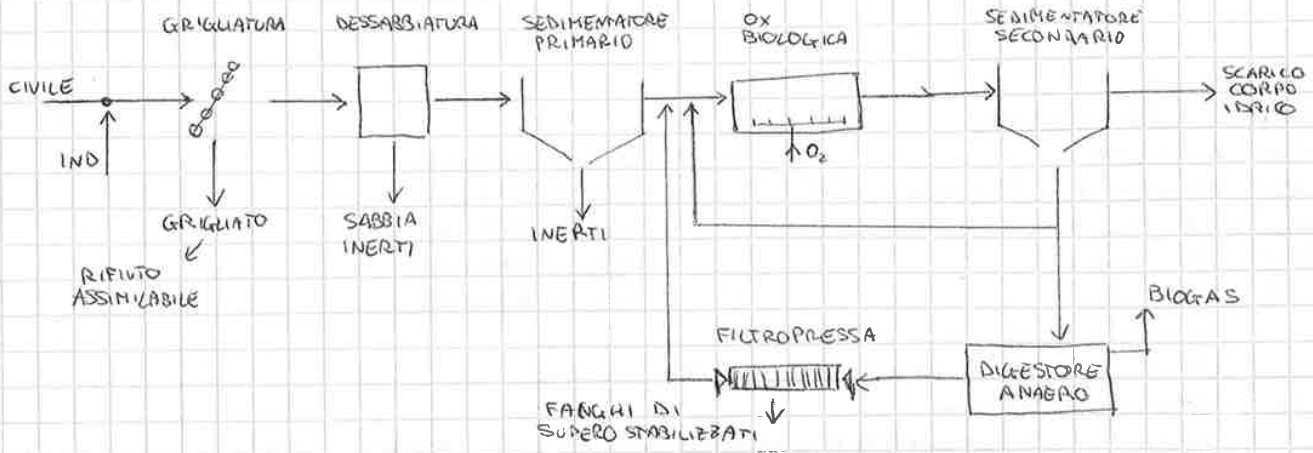
$$CH_{4TH} = \frac{SV}{ST} \cdot CH_{4TH} = 0,7 \cdot 0,50 = 0,35 \frac{\text{m}^3}{\text{kg SV}}$$

\Rightarrow Valori + vicini ai valori sperimentali, che sono + buoni dei teorici a causa di:
 - velocità di reazione
 - completamento delle molecole da degradare

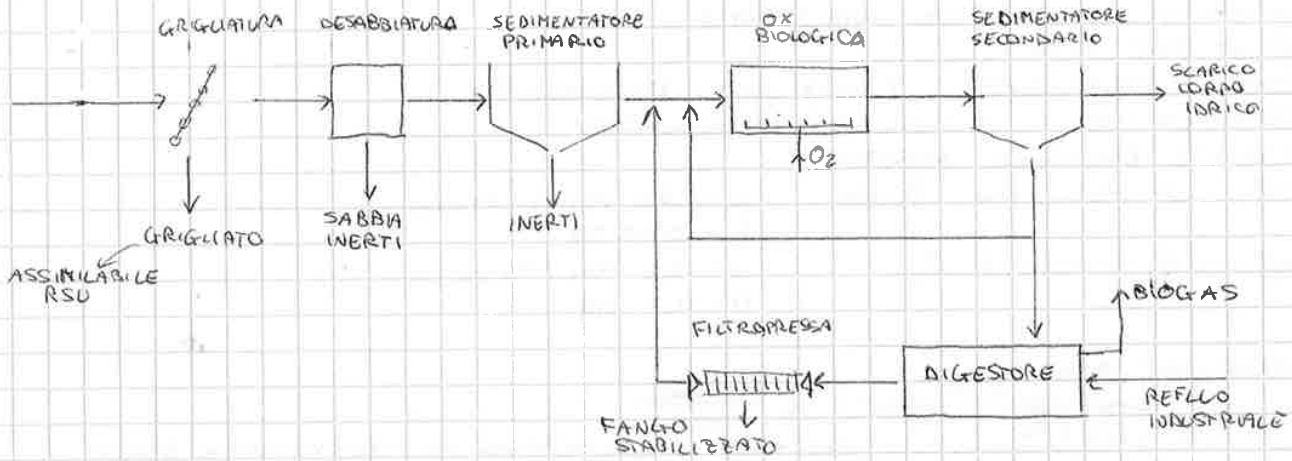
DUE TEMI D'ESAME SVOLTI

Scritto da Agab

SCHEMA 1



SCHEMA 2



PRETRATTAMENTI

• GRIGLIATURA

Si assume, da letteratura, una velocità di attraversamento della griglia:

$$v_{MED} = 0,6 \text{ m/s}$$

Area utile:

$$A_u = \frac{Q_{IN}}{v_{MED}} = \frac{8 \cdot 108 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{0,6 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 0,155 \text{ m}^2$$

Si assume:

$$b = 60 \text{ mm} \rightarrow \text{Spaziatura barre}$$

$$a = 12 \text{ mm} \rightarrow \text{Spessore barre}$$

Sezione della griglia:

$$S_G = A_u \cdot \frac{b+a}{b} = 0,155 \text{ m}^2 \cdot \frac{(60+12) \text{ mm}}{60 \text{ mm}} = 0,186 \text{ m}^2$$

Si assume un'altezza del liquore corrispondenza della griglia:

$$h = 0,2 \text{ m}$$

Consistenza della camera di grigliatura:

$$b_G = \frac{S_G}{h} = \frac{0,186 \text{ m}^2}{0,2 \text{ m}} = 0,93 \text{ m}$$

Efficienza della griglia:

$$E = \frac{b}{b+a} = \frac{60}{60+12} = 0,83$$

OPPURE:
TAB 5.1
PAGE 128

Dai progetti: con $b = 60 \text{ mm}$ si rimuovono $0,05 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ di SS.
Supponiamo un peso specifico del refluo: $\gamma = 1 \text{ kg/l}$

$$\Rightarrow \text{SS}_{RIM} = 0,05 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \gamma = 0,05 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1 \frac{\text{kg}}{\text{l}} = 0,05 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Fango prodotto:

$$M_G = \text{SS}_{RIM} \cdot Q_{IN} = 0,05 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 8 \cdot 108 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 405,4 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Volume di fango prodotto

$$V_{FG} = \frac{M_G}{\gamma} = 405,4 \frac{\text{l}}{\text{d}} = 0,405 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Dato che la spazzatura è molto ampia, considera che BOD, COD e SSED non siano significativi.

In uscita:

$$\text{SS}_G = \text{SS}_{IN} - \text{SS}_{RIM} = 2320 - 405,4 = 1913 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

SEDIMENTATORE PRIMARIO

Concentrazioni in uscita e remove

$$[BOD]_s = [BOD]_{IN} \cdot (1 - \eta_{IBOD}) = 0,366 \frac{kg}{m^3} \cdot (1 - 0,40) = 0,208 \frac{kg}{m^3} = 208 \text{ ppm}$$

$$[SS]_s = [SS]_{DES} \cdot (1 - \eta_{ISS}) = 0,137 \frac{kg}{m^3} \cdot (1 - 0,60) = 0,055 \frac{kg}{m^3} = 55 \text{ ppm}$$

$$[SSED]_s = [SSED]_{IN} \cdot (1 - \eta_{ISSED}) = 0,138 \frac{kg}{m^3} \cdot (1 - 0,90) = 0,0138 \frac{kg}{m^3} = 13,8 \text{ ppm}$$

$$SS_{RIM} = [SS]_{DES} \cdot \eta_{ISS} \cdot Q_{IN} = 0,137 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,6 \cdot 8 \cdot 10^8 \frac{m^3}{d} = 666,5 \frac{kg}{d}$$

$$SSED_{RIM} = [SSED]_{IN} \cdot \eta_{ISSED} \cdot Q_{IN} = 0,138 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,9 \cdot 8 \cdot 10^8 \frac{m^3}{d} = 1000 \frac{kg}{d}$$

Si assume un peso specifico dei fanghi cristallini pari a: $\gamma_F = 1000 \text{ kg/m}^3$

Volume di fango prodotto (secco)

$$F_{SS} = \frac{SS_{RIM}}{\gamma_F} = \frac{666,5 \frac{kg}{d}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 0,666 \frac{m^3}{d}$$

$$F_{SSED} = \frac{SSED_{RIM}}{\gamma_F} = \frac{1000 \frac{kg/d}}{1000 \frac{kg/m^3}} = 1 \frac{m^3}{d}$$

$$\Rightarrow F_I = F_{SS} + F_{SSED} = 1 + 0,666 = 1,666 \frac{m^3}{d}$$

Suppongo un tenore di fango del 5%.

$$V_{FI} = \frac{F_I}{5\%} = \frac{1,666 \frac{m^3}{d}}{\frac{5}{100}} = 33 \frac{m^3}{d}$$

Variatione di portata dovuta alla rimozione di V_{FI} :

$$\Delta Q = \frac{Q_{IN} - V_{FI}}{Q_{IN}} = \frac{8 \cdot 10^8 - 33}{8 \cdot 10^8} = 1\%$$

\Rightarrow Trascurabile, a valle si continua il dimensionamento con Q_{IN} .

DIMENSIONI SEDIMENTATORE

Si assume: $t = 2h$

$$\Rightarrow V = Q_{IN} \cdot t = 8 \cdot 10^8 \frac{m^3}{d} \cdot 2h = 675,6 m^3 \Rightarrow V_{SED} = 680 m^3$$

Foglio di ripercu:

$$\begin{aligned} \Delta M_v &= a \cdot \eta_{800} \cdot L_0 \cdot Q - b M_v = \\ &= 0,5 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg SSV} \cdot \text{m}} \cdot 0,856 \cdot 208 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 8 \cdot 108 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{10^3}{1 \text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{kg}}{10^3 \text{g}} - 0,05 \frac{1}{\text{d}} \cdot 962 \text{ kg SSV} = \\ &= 721,8 - 48,1 = 673,7 \frac{\text{kg SSV}}{\text{d}} \end{aligned}$$

Età del fango:

$$\theta = \frac{M_v}{\Delta M_v} = \frac{962}{673,7} = 1,43 \text{ d}$$

FABBISOGNO DI O₂:

$$\begin{aligned} \Delta O_2 &= a Q (L_0 - L) + b M_v = \\ &= 1,2 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg SSV} \cdot \text{m}} \cdot 8 \cdot 108 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (208 - 30) \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{10^3}{10^6} + 0,1 \frac{1}{\text{d}} \cdot 1374 \text{ kg SS} = 1869 \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}} \end{aligned}$$

COSTO aereazione:

$$C_{O_2} = \frac{\Delta O_2}{\text{COSTO UNIT}} = \frac{1869 \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}}}{1,2 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kWh}}} = 1557 \text{ kWh/d}$$

DIMENSIONI SEDIMENTATORE SECONDARIO

S_i (particella in moto ideale): C_i = 1,8 m/h

Superficie:

$$A_{\text{SEDII}} = \frac{Q}{C_i} = \frac{Q_{\text{in}} + Q_{\text{R}}}{C_i} = \frac{(1+0,25) 8 \cdot 108 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{1,8 \frac{\text{m}}{\text{h}}} \cdot \frac{1 \text{d}}{24 \text{h}} = 234,6 \text{ m}^2$$

Volume:

$$V_{\text{SEDII}} = Q \cdot \tau = (1+0,25) 8 \cdot 108 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 2 \text{h} \cdot \frac{1 \text{d}}{24 \text{h}} = 844,6 \text{ m}^3$$

Altezza:

$$H = \frac{V_{\text{SEDII}}}{A_{\text{SEDII}}} = \frac{844,6 \text{ m}^3}{234,6 \text{ m}^2} = 3,6 \text{ m}$$

Alternative per la forma:

• Sedimentatore circolare:

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} = \sqrt{\frac{234,6 \text{ m}^2}{\pi}} = 8,64 \text{ m}$$

$$\Rightarrow r_c = 8,7 \text{ m} \Rightarrow V_{\text{SED}} = 856 \text{ m}^3$$

• Sedimentatore rettangolare: rapporto L=3b

$$b = \sqrt{\frac{A}{3}} = \sqrt{\frac{234,6}{3}} = 8,84 \text{ m} \Rightarrow 8,9 \text{ m}$$

$$\Rightarrow L = 3b = 3 \cdot 8,9 \text{ m} = 26,7 \text{ m}$$

$$\Rightarrow V_{\text{SED}} = 855 \text{ m}^3$$

Quantità di fogli in uscita:

$$\Delta M_{out} = 491,6 \text{ kg/d}$$

$$\Rightarrow V_{out} = 4,816 \text{ m}^3/\text{d}$$

FILTRO PRESSA

Da letteratura: $p = 30 \text{ bar} \rightarrow$ pressione di esercizio
 Solid. = $5 \div 8 \text{ Kg/m}^3 \text{ Tela}$

Si suppongono pannelli di lato $l = 1,5 \text{ m}$

Superficie Tela: $A_T = l^2 = 1,5^2 = 2,25 \text{ m}^2$

Suppongo in corso applicabile: $c = 7 \text{ Kg/m}^2 \text{ TELA}$

Area di Tela necessaria:

$$A_N = \frac{\Delta M_{out}}{c} = \frac{491,6 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ TELA}}} = 70 \text{ m}^2$$

Numero di Telle necessario:

$$n_T = \frac{A_N}{A_T} = \frac{70 \text{ m}^2}{2,25 \text{ m}^2} = 31 \text{ Telle}$$

Siccità conseguibile: 25-30%

OSSIDAZIONE BIOLOGICA + SEDIMENTATORE SECONDARIO

Efficienza di rimozione:

$$\eta_{BOD} = \frac{L_0 - L}{L_0} = \frac{162 - 30}{162} = 81,5\%$$

Assumendo $T = 20^\circ\text{C}$, calcolo coefficiente di reazione:

$$V_T = \hat{V}_{20} \cdot \frac{L}{K_L + L} \cdot \theta^{T-20} = 4 \cdot \frac{30}{50+30} \cdot 1,03^{20-20} = 1,5 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}$$

Quantità di biomassa:

$$M_V = Q \frac{L_0 - L}{V_T} = 8000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{(162 - 30) \frac{\text{mg BOD}}{\text{e}}}{1,5 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}}} \cdot \frac{24 \text{h}}{10} \cdot \frac{1 \text{kg}}{10^6 \text{mg}} = 704 \text{ kg SSV}$$

$$\rightarrow M = M_V / \frac{\text{SSV}}{\text{SS}} = \frac{704}{0,7} = 1006 \text{ kg SS}$$

Carico del fango:

$$C_F = \frac{Q \cdot L_0}{M} = \frac{8000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 162 \frac{\text{mg}}{\text{e}}}{1006 \text{ kg SSV}} \cdot \frac{1 \text{kg}}{10^6 \text{mg}} \cdot \frac{10^3 \text{e}}{1 \text{m}^3} = 1,29 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SS} \cdot \text{d}}$$

Volume del reattore

$$V_{OX} = \frac{Q \cdot L_0}{X \cdot C_F} = \frac{8000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 162 \frac{\text{mg}}{\text{e}}}{2 \frac{\text{kg SSV}}{\text{m}^3} \cdot 1,29 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SS} \cdot \text{d}}} \cdot \frac{10^3 \text{e}}{1 \text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{kg BOD}}{10^6 \text{mg}} = 502 \text{ m}^3$$

Si assume: $H = 2,5$

$$S_{OX} = \frac{V_{OX}}{H} = \frac{502}{2,5} = 200,8 \text{ m}^2$$

Dimensioni vasca: $(20 \times 10,5) \text{ m}^2$

Carico volumetrico di fango:

$$C_V = C_F \cdot X = 1,29 \frac{\text{kg BOD}}{\text{kg SS} \cdot \text{d}} \cdot 2 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3} = 2,58 \frac{\text{kg BOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Tempo di ritenzione idraulico:

$$T = \frac{L_0}{C_V} = \frac{162 \frac{\text{mg BOD}}{\text{e}}}{2,58 \frac{\text{kg BOD}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}} \cdot \frac{10^3 \text{e}}{1 \text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{kg}}{10^6 \text{mg}} = 0,063 \text{ d} = 1,5 \text{ h}$$

SEDIMENTATORE SECONDARIO

Si assume: $X_2 = 10 \text{ kg/m}^3$

Portata di ricambio:

$$Q_R = Q \cdot \frac{X}{X_2 - X} = 8000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{2}{10 - 2} = 2000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Rapporto di ricambio:

$$r = \frac{Q_R}{Q} = 0,25$$

DIGESTORE ANAEROBICO

Quantità ingresso:

• Dal riduttore a memoria:

$$\Delta M_v = 492,9 \frac{\text{kg}_{\text{SSO}}}{\text{d}}$$

• Dal refluo industriale:

$$[\text{BOD}]_{\text{ind}} = 0,3 \cdot [\text{COD}]_{\text{ind}} = 0,3 \cdot 20 \frac{\text{g}}{\text{e}} = 6 \frac{\text{g}}{\text{e}}$$

$$\text{BOD}_{\text{ind}} = [\text{BOD}]_{\text{ind}} \cdot Q_{\text{ind}} = 6 \frac{\text{g}}{\text{e}} \cdot 108 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{10^3}{1 \text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{kg}}{10^3 \text{g}} = 648 \frac{\text{kg}_{\text{BOD}}}{\text{d}}$$

Sostanza organica totale ingresso:

$$M_{\text{TOT}} = \Delta M_v + \text{BOD}_{\text{ind}} = 492,9 \frac{\text{kg}_{\text{SSO}}}{\text{d}} + 648 \frac{\text{kg}_{\text{BOD}}}{\text{d}} \cdot 1 \frac{\text{kg}_{\text{SSO}}}{\text{kg}_{\text{BOD}}} = 1140 \frac{\text{kg}_{\text{SSO}}}{\text{d}}$$

Sostanza organica usata:

$$M_{\text{RIM}} = M_{\text{TOT}} \cdot \eta_{\text{AN}} = 1140 \frac{\text{kg}_{\text{SSO}}}{\text{d}} \cdot 0,7297 = 832 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Produzione biogas:

$$Q_{\text{BIOG}} = \text{PROD}_{\text{BIOG}} \cdot M_{\text{RIM}} = 750 \frac{\text{e}_{\text{biog}}}{\text{kg}_{\text{SSO}}} \cdot 832 \frac{\text{kg}_{\text{SSO}}}{\text{d}} = 624 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Produzione energia:

$$E_{\text{BIOG}} = Q_{\text{BIOG}} \cdot e_{\text{BIOG}} = 624 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1,8 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} = 1123 \frac{\text{kWh}}{\text{d}}$$

Dimensione digestore:

Si suppone fattore di sicurezza di 1,1.

Portata totale ingresso:

$$Q_{\text{IN}} = \Delta M_v \cdot t_{\text{R}} + Q_{\text{ind}} = 1,90 \cdot 492,9 + 108 = 1044,51 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad (?)$$

Volume digestore:

$$V_{\text{AN}} = Q_{\text{IN}} \cdot t = 1044,51 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 20 \text{d} = 20890 \text{m}^3$$

Si costruiscono 4 digestori da 6000 m³

$$\Rightarrow V_{\text{TOT}} = 4 \cdot 6000 = 24000 \text{m}^3$$

FILTRO PRESSA

Pressione di esercizio: $p = 30 \text{ bar}$

Spessore Tela: $e_{\text{tela}} = 2,5 \text{ m}$

Superficie: $A_T = e^2 = 2,25 \text{ m}^2$

Forza ingresso:

$$Q_{\text{IN}} = M_{\text{RIM}} = 832 \text{ kg/d}$$

Area tot necessaria:

$$A_n = \frac{Q_{\text{IN}}}{c} = \frac{832 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{ora}}} = 119 \text{ m}^2$$

Numero di Tela:

$$n = \frac{A_n}{A_T} = \frac{119 \text{ m}^2}{2,25 \text{ m}^2} = 53 \text{ Tele}$$

I SESSIONE 2013 - PRATICA

DATI

Potenzialità impianto: $27 \frac{\text{t RSU}}{\text{h}}$

Composizione elementare di frazione RSU trattata (frazione secca):

pci = 15,070 MJ/kg

C = 41,18%

Cl = 1,12%

H = 5,24%

O = 28,42%

N = 0,13%

S = 0,09%

Ceneri = 11,70%

Umidità = 12%

As = 9 ng/kg

Cd+Hg = 7 ng/kg

Cr = 100 ng/kg

Cu = 300 ng/kg → Solubile

Mn = 400 ng/kg

Ni = 40 ng/kg

Pb = 200 ng/kg

Tenore di ossigeno dei fumi misciati = 6%

Reattore a semisecco:

t = 10 s → tempo di contatto

Solimento: sospensione di Ca(OH)_2 acqua

$T_{\text{in fumi}} = 190^\circ\text{C}$

$T_{\text{out fumi}} = 140^\circ\text{C}$

FILTRAZIONE A MANICHE

$v_{\text{filtr}} = 0,01 \text{ m/s}$ → velocità di filtrazione

$\phi_m = 0,2 \text{ m}$ → diametro manica

$h_m = 3 \text{ m}$ → altezza manica

$T_{\text{out fumi}} = 130^\circ\text{C}$

$[\text{NO}_x]_{\text{out}} = 350 \text{ ng/Nm}^3$

↳ 95% = NO

5% = NO_2

SCR

$T = 250^\circ\text{C}$

t = 0,5 s → tempo di contatto

Condizioni da reattore all'emissione (concentrazioni max mensurali, rif. gas secco)

As = 0,2 ng/ Nm^3

Cd+Hg = 0,02 ng/ Nm^3

Cr = 0,2 ng/ Nm^3

Cu = 0,2 ng/ Nm^3 (solubile)

Mn = 0,2 ng/ Nm^3

Ni = 0,2 ng/ Nm^3

Pb = 0,2 ng/ Nm^3

$\text{NO}_x = 70 \text{ ng/Nm}^3$ come NO_2

RECUPERO ENERGETICO

Portata vapore = 126,5 t/h

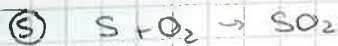
Temperatura vapore ingresso turbina: $T_{\text{in}} = 500^\circ\text{C}$

Pressione vapore ingresso turbina: $p_{\text{in}} = 90 \text{ bar}$

Temperatura vapore uscita turbina: $T_{\text{out}} = 150^\circ\text{C}$

Pressione uscita turbina: $p_{\text{out}} = 0,12 \text{ bar}$

Reattore semisecco: Eccedenza $\text{Ca(OH)}_2 = 100\%$ rispetto a stechiometria necessaria per $\text{Cl}(\text{CaCl}_2)$ e $\text{S}(\text{CaSO}_3)$



$$r = \frac{S}{O_2} = \frac{32}{32} = 1 \frac{g_S}{g_{O_2}}$$

$$(\Delta O_2)_S = \frac{S_{in}}{r} = \frac{21,4 \frac{kg_S}{h}}{1 \frac{g_S}{g_{O_2}}} = 21,4 \frac{kg_{O_2}}{h}$$

⑥ HCl in forma nei fumi:



Quantità di HCl formata a partire dalle Cl_2 nel sistema:

$$r = \frac{Cl_2}{2HCl} = \frac{70 \frac{g_{Cl_2}}{mol}}{72 \frac{g_{HCl}}{mol}} = 0,972 \frac{g_{Cl_2}}{g_{HCl}}$$

$$\Rightarrow HCl = \frac{Cl_{in}}{r} = \frac{266 \frac{kg_{Cl_2}}{h}}{0,972 \frac{g_{Cl_2}}{g_{HCl}}} = 273,6 \frac{kg_{HCl}}{h}$$

Questa reazione consuma una parte dell' H_{in} , che quindi non potrà più essere ossidata:

$$r = \frac{H_2}{HCl_2} = \frac{1 \frac{mol}}{1 \frac{mol}}{72 \frac{g_{HCl}}{mol}}} = 0,0278 \frac{g_{H_2}}{g_{HCl}}$$

$$\Rightarrow H_{rim} = HCl \cdot r = 273,6 \frac{kg_{HCl}}{h} \cdot 0,0278 \frac{g_{H_2}}{g_{HCl}} = 7,6 \frac{kg_{H_2}}{h}$$

⑦ L' H effettivamente da ossidare è:

$$H_{ox} = H_{in} - H_{rim} = 1245 - 7,6 = 1237 \frac{kg_H}{h}$$



$$r = \frac{O_2}{H} = \frac{1 \frac{mol}}{4 \frac{mol}}{32}} = 8 \frac{g_{O_2}}{g_H}$$

$$(\Delta O_2)_H = H_{ox} \cdot r = 1237 \frac{kg_H}{h} \cdot 8 \frac{g_{O_2}}{g_H} = 9896 \frac{kg_{O_2}}{h}$$

⑧ Non è facile calcolare NO_x formato con dei bilanci, perché in seguito alla combustione si formano:

- NO_x termici = dovuti al 78% di N presente nell'aria. Dipendono dalla temperatura. Esiste un grafico per trovarli in funzione della T.
- NO_x chimici = dovuti al N presente nel combustibile. Si generano dalla parziale conversione dell'N presente nel combustibile. Difficilmente calcolabile a livello stechiometrico
 \Rightarrow Si trascuri il calcolo per la formazione di NO e NO_2

Ossigeno complessivo:

$$\Delta O_2 = (\Delta O_2)_C + (\Delta O_2)_S + (\Delta O_2)_H - O_{in} = 26090 + 21,4 + 9899 - 6752 = 29258 \frac{kg_{O_2}}{h}$$

Calcolo dei fumi totali, componente data dagli inquinanti:

$$(Q_F)_{\text{mg}} = H_{2O_{out}} + CO_{2out} + SO_{2out} + H_2O_{out} =$$

$$= 273,6 + 35'874 + 42,8 + 14'373 = 50'563,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Anche l'aria contribuisce...

$$V_{AIR_{in}} = 194,25 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\Rightarrow V_{N_2_{in}} = 0,79 V_{AIR_{in}} = 153,46 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$n_{N_2_{in}} = V_{N_2_{in}} \cdot V_{MOL_{air}} = 153,46 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot 22,414 \frac{\text{kmol}}{\text{Nm}^3} = 3'439,60 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$N_{2_{in}} = n_{N_2_{in}} \cdot MW_{N_2} = 3'439,60 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \cdot 28 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \cdot \frac{10^3 \text{mol}}{1 \text{kmol}} \cdot \frac{1 \text{kg}}{10^3 \text{g}} = 96'308 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Si può aggiungere de anche e' N derivante dai rifiuti ma integrabile tramite nei fumi:

$$N_{out} = N_{in} = 30 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\Rightarrow Q_F = (Q_F)_{mg} + N_{2out} + N_{out} =$$

$$= 50'563,4 + 96'308 + 30 = 146'901,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Portata dei fumi immessa nella caldaia:

$$V_{H_2O} = \frac{H_{2O_{out}}}{MW_{H_2O} \cdot V_{MOL}} = \frac{273,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{36 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 22,414 \frac{\text{kmol}}{\text{Nm}^3}} = 0,339 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$V_{CO_2} = \frac{CO_{2out}}{MW_{CO_2} \cdot V_{MOL}} = \frac{35'874,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{48 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 22,414 \frac{\text{kmol}}{\text{Nm}^3}} = 33,35 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$V_{SO_2} = \frac{SO_{2out}}{MW_{SO_2} \cdot V_{MOL}} = \frac{42,8 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{64 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 22,414 \frac{\text{kmol}}{\text{Nm}^3}} = 0,03 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$V_{H_2O} = \frac{H_2O_{out}}{MW_{H_2O} \cdot V_{MOL}} = \frac{14'373 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 22,414 \frac{\text{kmol}}{\text{Nm}^3}} = 35,63 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$V_{N_2} = V_{N_2_{in}} = 153,46 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$\Rightarrow Q_{TOT} = 1,06 \cdot (V_{H_2O} + V_{CO_2} + V_{SO_2} + V_{H_2O} + V_{N_2}) =$$

$$= 1,06 \cdot (0,339 + 33,35 + ~~35,63~~ + 0,03 + 35,63 + 153,46) \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

$$= 236,18 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$$

... DOUREBBE ESSERE $256'246 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$

Volume reattore
 $V = Q \cdot t = 256 \cdot 246 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}} \cdot 10 \text{ s} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 711,79 \text{ m}^3$

FILTRO AMANICHE

Porosità dei fumi in ingresso al filtro a maniche:

$Q_{IN} = Q_F - W_{O_{2, \text{AIR}}} - SO_{2, \text{AIR}} = 146 \cdot 901,4 - 273,6 - 42,8 = 146 \cdot 585 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

Impongo una velocità di filtrazione: $v_f = 0,01 \text{ m/s}$

Superficie filtrante necessaria: (dopo prima calcolare Q_m in $\frac{\text{m}^3}{\text{h}}$)

~~$\frac{Q_{IN}}{v_f} = \frac{146 \cdot 585 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0,01 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 4074$~~

$S = \frac{Q_{IN}}{v_f} = \frac{58,45 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,01 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 5845 \text{ m}^2 \rightarrow$ VALORE SBAGLIATO

Si assume di avere maniche di $\phi = 20 \text{ cm}$ e altezza 1 m

$S_{MANICA} = \phi \cdot \pi \cdot h + \pi \left(\frac{\phi}{2}\right)^2 = 0,20 \cdot \pi \cdot 1 + \pi \frac{0,04}{4} = 0,660 \text{ m}^2$

Si assume di usare unità composte da 9 maniche:

$S_{UNITA} = 9 \cdot S_{MANICA} = 5,938 \text{ m}^2$

Unità necessarie:

$n_U = \frac{S}{S_{UNITA}} = \frac{5845}{5,938} = 984,3$

Si assume di avere 2 unità in più per garantire la pulizia

$\Rightarrow n_U = 986$

$\Rightarrow n_M = 986 \cdot 9 = 8901$

CALCOLO LA QUANTITÀ DI METANO NECESSARIA

Faccio un bilancio di energia:



$H_1 = c_p \rho Q T =$

$= 0,29 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}} \cdot 1,29 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 210 \cdot 420 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 130^\circ\text{C} = 8,8 \cdot 10^9 \frac{\text{cal}}{\text{h}} = 3,7 \cdot 10^{10} \frac{\text{J}}{\text{h}} =$
 $= 3,7 \cdot 10^4 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}$

$H_2 = c_p \rho Q T = 0,2 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}} \cdot 1,29 \cdot 1000 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \cdot 210 \cdot 420 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 250^\circ\text{C} =$

$= 4,36 \cdot 10^{10} \frac{\text{cal}}{\text{h}} = 5,7 \cdot 10^{10} \frac{\text{J}}{\text{h}} = 5,7 \cdot 10^4 \frac{\text{MJ}}{\text{h}}$

* QUESITO 2

- Potenza (teorica) max ottenibile dall'espansione in turbina:

Punto A:

$$T = 500^{\circ}\text{C}, p = 90 \text{ bar}$$

$$\Rightarrow h_A = 3386,8 \text{ kJ/kg} \quad (\text{da tabella})$$



Punto B:

$$T = 150^{\circ}\text{C}, p = 0,12 \text{ bar}$$

$$\Rightarrow h_B = 2783,1 \text{ kJ/kg}$$

Potenza ottenibile:

$$P = \dot{Q}_{\text{VAP}} \cdot (h_A - h_B) = 126,5 \frac{\text{t}}{\text{h}} \cdot (3386,8 - 2783,1) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ t}}$$

$$= 76,37 \frac{\text{GJ}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 21,21 \text{ MW}$$

- Rendimento rispetto all'energia fornita nel boiler:

$$\eta = \frac{P}{P_{\text{BSU}}} = \frac{21,21 \text{ MW}}{99,5 \text{ MW}} = 21,3\%$$

QUESITO 3

Reattore a secco: $T_{\text{in}} = 190^{\circ}\text{C}$
 $T_{\text{out}} = 140^{\circ}\text{C}$

$$t = 10 \text{ s}$$

$\lambda = 518 \text{ kcal/kg}$ → calore latente di evaporazione

Calore richiesto dall'evaporazione dell'acqua:

$$H_w = \dot{m} \cdot (c_{pL}(100 - T_0) + \lambda + c_{pV}(T_1 - 100))$$

Immagia che l'acqua sia dosata a $20^{\circ}\text{C} = T_0$.