



Politechnika Wroclawska
WYDZIAŁ INŻYNIERII ŚRODOWISKA

KIERUNEK: OCHRONA ŚRODOWISKA

STUDIA STACJONARNE I STOPNIA

ODNOWA WODY

MATERIAŁY DO ĆWICZEŃ PROJEKTOWYCH

Opracowanie: prof.dr hab. inż. Małgorzata KABSCH-KORBUTOWICZ
dr hab inż. Jacek WIŚNIEWSKI, prof. PWr

Załącznik do tematu: projekt zakładu odnowy wody.

Wskaźnik	Jednostka	Ścieki biologicznie oczyszczone	Woda po odnowie
Wydajność zakładu	m ³ /d		
Odczyn	pH		
Barwa	gPt/m ³		
Mętność	NTU		
ChZT	gO ₂ /m ³		
BZT ₅	gO ₂ /m ³		
Azot azotanowy	gN/m ³		
Azot azotynowy	gN/m ³		
Azot amonowy	gN/m ³		
Azot organiczny	gN/m ³		
Fosforany	gPO ₄ ⁻³ /m ³		
Chlorki	val/m ³		
Siarczany	val/m ³		
Sód	val/m ³		
Potas	val/m ³		
Wapń	val/m ³		
Magnez	val/m ³		
Zasadowość	val/m ³		
Ciała rozpuszczone	g/m ³		

1. Bilans jonowy ścieków oczyszczonych biologicznie

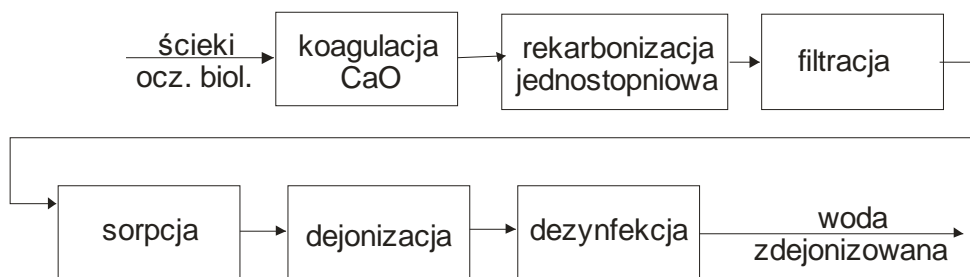
Kationy (Kt): N-NH_4^+ , Na^+ , K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} val/m^3

Aniony (An): N-NO_3^- , PO_4^{3-} , Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^- val/m^3

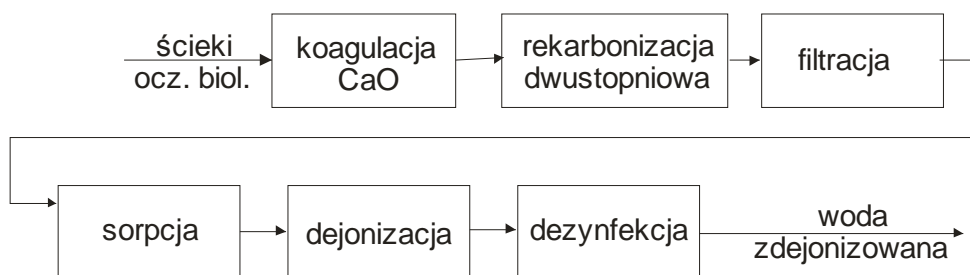
$$\Sigma \text{Kt} = \Sigma \text{An} \quad (\pm 0,1 \text{ val/m}^3)$$

2. Układ technologiczny zakładu odnowy wody

WARIANT I



WARIANT II



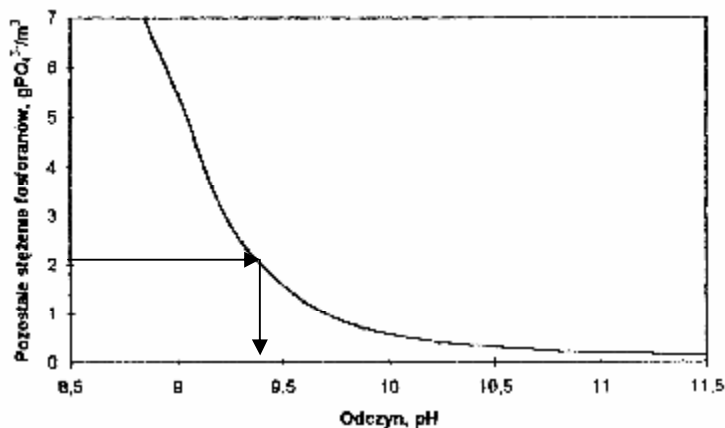
3. Koagulacja wapnem

3.1. Odczyn niezbędny do strącania fosforanów

Dawkę CaO ustala się ze względu na strącanie PO_4^{3-} oraz dekarbonizację. Końcowe stężenie PO_4^{3-} (w formie rozpuszczonej) po koagulacji wapnem zależy od odczynu ścieków:

Pozostałe stężenie fosforanów w funkcji odczynu

Rys.1. $[\text{PO}_4^{3-}]_k^r = f(\text{pH})$



Na podstawie wymaganego stężenia końcowego PO_4^{3-} należy, na podstawie rys.1 dobrać niezbędny odczyn w procesie koagulacji.

Podsumowanie: $[\text{PO}_4^{3-}]_k^r \Rightarrow \text{pH}_P$

3.2. Dawka wapna w procesie dekarbonizacji

$$D_{\text{CaO}}^D = 28 \cdot (\text{Tw}_w + \text{CO}_2), \text{ g CaO/m}^3$$

gdzie: Tw_w – twardość węglanowa ścieków biologicznie oczyszczonych, val/m³,

CO_2 – stężenie wolnego CO_2 w wodzie, val/m³,

28 – gramorównoważnik chemiczny CaO, g/val

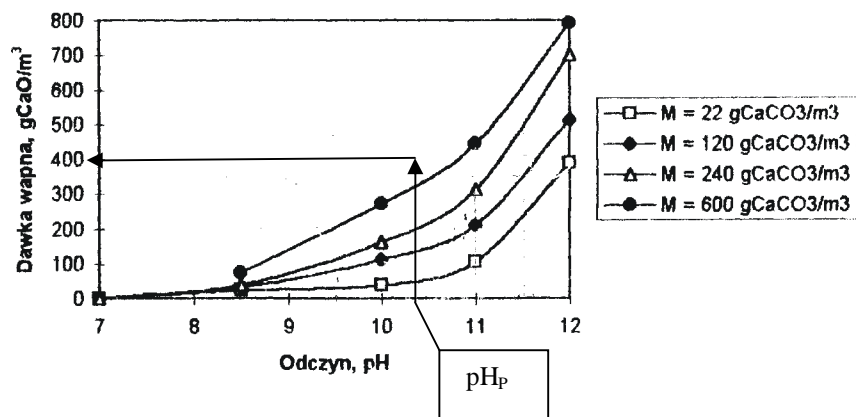
3.3. Ustalenie dawki wapna

$$D_{\text{CaO}} = \text{Max} \begin{cases} \rightarrow D_{\text{CaO}}^P = f(\text{pH}_P) & \text{(warunek 1)} \\ \rightarrow D_{\text{CaO}}^D & \text{(warunek 2)} \end{cases}$$

warunek 1:

$$D_{CaO}^P = f(pH_p; M_0), \quad g/m^3 \rightarrow \quad (\text{rys.2})$$

Rys.2. Dawka wapna niezbędna do uzyskania założonego odczynu



warunek 2:

$$D_{CaO}^D, \quad g/m^3$$

$$D_{CaO} = \max(D_{CaO}^P, D_{CaO}^D)$$

3.4. Końcowe stężenie PO_4^{3-} i NH_4^+ po koagulacji i rekarbonizacji

3.4.1. Stężenie PO_4^{3-} po koagulacji

$$[PO_4^{3-}]_k^c = [PO_4^{3-}]_k^r + (1 - \eta_s) \cdot \Delta[PO_4^{3-}]$$

gdzie:

$[PO_4^{3-}]_k^c$ - całkowite stężenie PO_4^{3-} (rozpuszczonych i w zawieszynie) po koagulacji, g/m^3 ,

$[PO_4^{3-}]_k^r$ - stężenie PO_4^{3-} w formie rozpuszczonej po koagulacji dla pH_{max} (rys.1)

Jeżeli $D_{CaO} = D_{CaO}^P \rightarrow [PO_4^{3-}]_k^r = C_{dop}$

Jeżeli $D_{CaO} = D_{CaO}^D \rightarrow$ z wykresu 2 należy odczytać pH_{max} i następnie z wykresu 1

skorygowane $[PO_4^{3-}]_k^r$

$\Delta[PO_4^{3-}] = [PO_4^{3-}]_0^r - [PO_4^{3-}]_k^r$ - zmiana stężenia PO_4^{3-} w formie rozpuszczonej w procesie koagulacji, g/m^3 ,

$[PO_4^{3-}]_0^r$ - stężenie PO_4^{3-} w dopływie (ścieki biologicznie oczyszczone), g/m^3

η_s - sprawność sedymentacji, ($\eta_s \approx 0,8$).

3.4.1. Stężenie NH_4^+ po koagulacji i rekarbonizacji

W trakcie koagulacji wapnem zachodzi hydroliza NH_4^+ do NH_3 :



i część powstałego NH_3 (ok. 30%) ulega desorpcji do atmosfery.

» stężenie po koagulacji

$$[\text{NH}_4^+]_k = (1 - \eta_h) [\text{NH}_4^+]_0, \quad \text{g N/m}^3$$

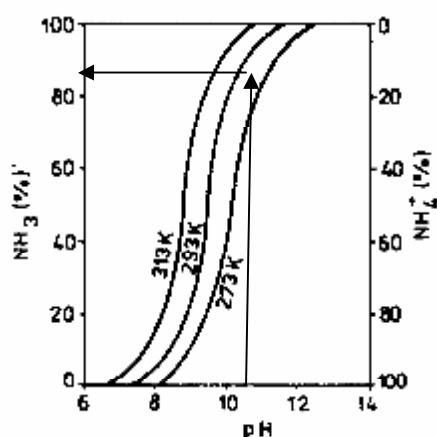
$$[\text{NH}_3]_k = \eta_h (1 - \eta_o) [\text{NH}_4^+]_0, \quad \text{g N/m}^3$$

gdzie:

η_h – sprawność hydrolizy NH_4^+ dla pH_{max} (rys.6.2 „Odnowa wody”)

η_o – sprawność desorpcji NH_3 ($\eta_o \approx 0,30$)

$$\text{pH}_{\text{max}} \Rightarrow f(h_h)$$



Rys 6.2. Wpływ temperatury i pH na hydrolizę amoniaku [1]

» po rekarbonizacji

$$[\text{NH}_4^+]_r = [\text{NH}_4^+]_k + [\text{NH}_3]_k, \quad \text{g N/m}^3$$

4. Skład ścieków po koagulacji wapnem

Dane do obliczeń:

- Zasadowość w ściekach oczyszczonych biologicznie, $[\text{M}]_0$
- Dawka CaO do koagulacji, D_{CaO}
- Twardość magnezowa w ściekach, $[\text{Tw}_{\text{Mg}}]_0$
- Stężenie jonów Ca^{2+} w ściekach, $[\text{Ca}^{2+}]_0$
- Zmiana stężenia NH_4^+ po koagulacji (w wyniku desorpcji części NH_3 do atmosfery):

$$\Delta[\text{NH}_4^+] = [\text{NH}_4^+]_0 - [\text{NH}_4^+]_r$$

$$[\text{NH}_4^+]_r = [\text{NH}_4^+]_k + [\text{NH}_3]_k$$
- Zmiana stężenia PO_4^{3-} po koagulacji:

$$\Delta[\text{PO}_4^{3-}] = [\text{PO}_4^{3-}]_0 - [\text{PO}_4^{3-}]_k^r$$

4.1. Zmiana zasadowości

- zasadowość w formie rozpuszczonej:

$$[\text{OH}^-]_k^r = D_{\text{CaO}} - [\text{M}]_0 - [\text{Tw}_{\text{Mg}}]_0 - \Delta[\text{NH}_4^+]$$

- zasadowość w formie nierozpuszczonej:

$$[\text{M}]_k^{\text{nr}} = (1-\eta_s) \cdot ([\text{M}]_0 + [\text{Tw}_{\text{Mg}}]_0)$$

- zasadowość całkowita po koagulacji:

$$[\text{M}] = [\text{OH}^-]_k^r + [\text{M}]_k^{\text{nr}}$$

4.2. Zmiany stężenia magnezu

- magnez w formie rozpuszczonej:

$$[\text{Mg}^{2+}]_k^r$$

- magnez w formie nierozpuszczonej:

$$[\text{Mg}(\text{OH})_2]_k^{\text{nr}} = (1-\eta_s) \cdot [\text{Tw}_{\text{Mg}}]_0$$

- magnez całkowity po koagulacji:

$$[\text{Mg}]_k = [\text{Mg}^{2+}]_k^r + [\text{Mg}(\text{OH})_2]_k^{\text{nr}}$$

4.3. Zmiany stężenia wapnia

- wapń w formie rozpuszczonej

$$[\text{Tw}_{\text{nw}}]_0 \rightarrow [\text{Tw}_{\text{nw}}^{\text{Ca}}], \text{ gdyż } \text{Tw}_{\text{nw}}^{\text{Mg}} \rightarrow \text{Tw}_{\text{nw}}^{\text{Ca}}$$

$$[\text{Ca}^{2+}]_k^r = [\text{OH}^-]_k^r + ([\text{Tw}_{\text{og}}]_0 - [\text{M}]_0) - \Delta[\text{PO}_4^{3-}] + \Delta[\text{NH}_4^+]$$

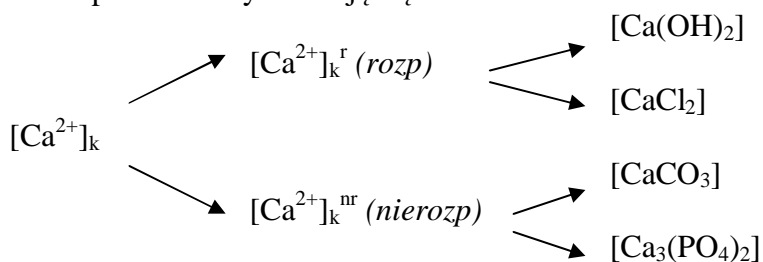
- wapń w formie nierozpuszczonej

$$[\text{Ca}^{2+}]_k^{\text{nr}} = [\text{CaCO}_3]_k^{\text{nr}} + [\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2]_k^{\text{nr}} = (1-\eta_s) \cdot ([\text{M}]_0 + \Delta[\text{PO}_4^{3-}])$$

- wapń całkowity po koagulacji

$$[\text{Ca}^{2+}]_k = [\text{Ca}^{2+}]_k^r + [\text{Ca}^{2+}]_k^{\text{nr}}$$

Na wapń całkowity składają się:



4.4. Bilans jonów po koagulacji

(w tabeli zestawiono tylko te składniki, które ulegają zmianie)

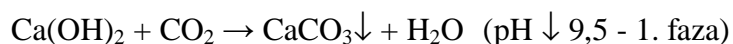
Składnik	Stężenie przed koagulacją val/m ³	Stężenie po koagulacji	
		forma rozpuszczona val/m ³	ogółem val/m ³
Kt: NH ₄ ⁺ Ca ²⁺ Mg ²⁺			
Suma			
An: PO ₄ ³⁻ M			
Suma			
ΣKt - ΣAn			

5. Rekarbonizacja

5.1. Rekarbonizacja jednostopniowa (wariant I)

Jest to proces przywracania równowagi węglanowo-wapniowej w wodzie lub ściekach poddawanych koagulacji wapnem. Proces ten stosuje się, aby zapobiec wytrącaniu CaCO_3 w urządzeniach. Polega on na dawkowaniu CO_2 do wody (ścieków) po koagulacji wapnem, co powoduje przejście wodorotlenków i węglanów do wodorowęglanów.

5.1.1. Dawka CO_2 ze względu na zasadowość

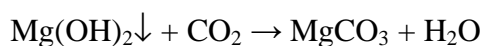


$$2 \text{ val} \quad \text{---} \quad 44 \text{ g}$$

$$[\text{Ca(OH)}_2] \text{---} \quad x$$

$$x = D_{\text{CO}_2(\text{OH})}$$

5.1.2. Dawka CO_2 ze względu na związki magnezu

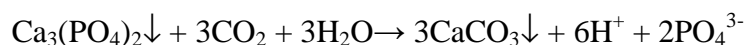


$$2 \text{ val} \quad \text{---} \quad 44 \text{ g}$$

$$[\text{Mg}^{2+}] \text{---} \quad x$$

$$x = D_{\text{CO}_2(\text{Mg})}$$

5.1.3. Dawka CO_2 ze względu na fosforany



$$6 \text{ val} \quad \text{---} \quad 3 \cdot 44 \text{ g}$$

$$[\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2] \text{---} \quad x$$

$$x = D_{\text{CO}_2(\text{PO}_4)}$$

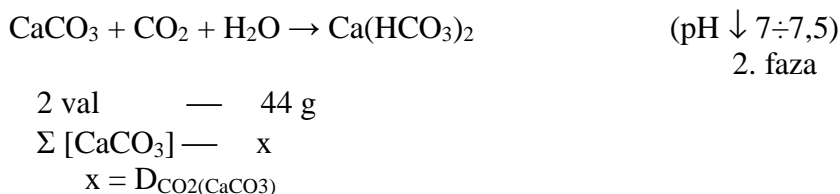
5.1.4. Dawka CO_2 w 1. fazie rekarbonizacji jednostopniowej ($\text{pH}^- 9,5$)

$$D_{\text{CO}_2(1)} = D_{\text{CO}_2(\text{OH}^-)} + D_{\text{CO}_2(\text{Mg})} + D_{\text{CO}_2(\text{PO}_4)}$$

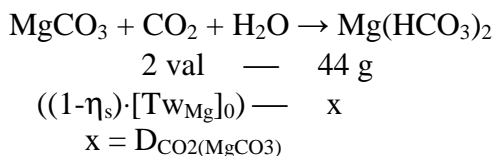
Po 1. fazie rekarbonizacji w ściekach znajdują się:

- CaCO_3 wytrącony w koagulacji z zasadowości początkowej	$((1-\eta_s) \cdot M_0):$	
- CaCO_3 wytrącony w rekarbonizacji z Ca(OH)_2	$([\text{OH}^-]_k)^r):$	
- CaCO_3 wytrącony w rekarbonizacji z $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$	$((1-\eta_s) \cdot \Delta[\text{PO}_4^{3-}]):$	
	$\Sigma [\text{CaCO}_3]:$	
- MgCO_3 rozpuszczony w rekarbonizacji z Mg(OH)_2	$((1-\eta_s) \cdot [\text{T}_{\text{wMg}}]_0):$	

5.1.5. Dawka CO₂ ze względu na CaCO₃



5.1.6. Dawka CO₂ ze względu na MgCO₃



5.1.7. Dawka CO₂ w 2. fazie rekarbonizacji jednostopniowej

$$D_{\text{CO}_2(2)} = D_{\text{CO}_2(\text{CaCO}_3)} + D_{\text{CO}_2(\text{MgCO}_3)}$$

5.1.8. Całkowita dawka CO₂ w rekarbonizacji jednostopniowej

$$D_{\text{CO}_2} = D_{\text{CO}_2(1)} + D_{\text{CO}_2(2)}$$

Dawka rzeczywista (zwiększona o 20 %):

$$D_{\text{CO}_2 r} = 1,2 D_{\text{CO}_2}$$

5.1.9. Zasadowość po rekarbonizacji jednostopniowej

$$[\text{M}]_{\text{rek } 1^\circ} = [\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2] + [\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2] - (1-\eta_s) \cdot \Delta[\text{PO}_4^{3-}] =$$

5.1.10 Bilans jonów po rekarbonizacji jednostopniowej

5.2. Rekarbonizacja dwustopniowa (wariant II)

Różni się od rekarbonizacji jednostopniowej tym, że pomiędzy pierwszą i drugą fazą procesu (zwanymi tutaj stopniami procesu) wprowadza się sedymentację, która umożliwia usunięcie ok. 80% osadu CaCO₃. W efekcie zmniejsza się D_{CO₂} w 2. stopniu oraz zasadowość po rekarbonizacji.

5.2.1. 1° rekarbonizacji (pH ~ 9,5)

5.2.1.1. Dawka CO₂ ze względu na zasadowość

$$D_{\text{CO}_2(\text{OH}^-)}^{1^\circ} \quad (\text{jak w p. 5.1.1.})$$

5.2.1.2. Dawka CO₂ ze względu na związki magnezu

$$D_{\text{CO}_2(\text{Mg})}^{1^\circ} \quad (\text{jak w p. 5.1.2.})$$

5.2.1.3. Dawka CO₂ ze względu na fosforany

$$D_{\text{CO}_2(\text{PO}_4)}^{1^\circ} \quad (\text{jak w p. 5.1.3.})$$

5.2.1.4. Dawka CO₂ w 1° rekarbonizacji

$$D_{\text{CO}_2(\text{OH}^-)}^{1^\circ} \quad (\text{jak w p.5.1.4.})$$

Po 1° rekarbonizacji:

- $\Sigma [\text{CaCO}_3]$:- osad (jak w p. 5.1.4.)
- $((1-\eta_s) \cdot [\text{TW}_{\text{Mg}}]_0)$:- zw. rozpuszczone

5.2.2. Sedymentacja międzystrefowa. Stężenie CaCO_3 i MgCO_3 po sedymentacji

$$[\text{CaCO}_3] = (1-\eta_s) \cdot (\Sigma[\text{CaCO}_3] - R_{\text{CaCO}_3}) + R_{\text{CaCO}_3}, \quad \text{val/m}^3$$

gdzie:

$$R_{\text{CaCO}_3} - \text{rozpuszczalność CaCO}_3 \text{ w } 15^\circ\text{C przy pH } 9,5 \quad R_{\text{CaCO}_3} = 0,198 \text{ val/m}^3$$

$$[\text{MgCO}_3] = (1-\eta_s) \cdot [\text{TW}_{\text{Mg}}]_0$$

5.2.3. 2° rekarbonizacji (pH ~ 7÷7,5)

5.2.3.1. Dawka CO_2 ze względu na CaCO_3

(reakcja: p.5.1.5.)

$$\begin{array}{l} 2 \text{ val} \quad \text{---} \quad 44 \text{ g} \\ [\text{CaCO}_3] \text{---} \quad x \\ x = D_{\text{CO}_2(\text{CaCO}_3)}^{2^\circ} \end{array}$$

5.2.3.2. Dawka CO_2 ze względu na MgCO_3

(reakcja: p.5.1.6.)

$$\begin{array}{l} 2 \text{ val} \quad \text{---} \quad 44 \text{ g} \\ [\text{MgCO}_3] \text{---} \quad x \\ y = D_{\text{CO}_2(\text{MgCO}_3)}^{2^\circ} \end{array}$$

5.2.3.3. Dawka CO_2 w II° rekarbonizacji

$$D_{\text{CO}_2}^{2^\circ} = D_{\text{CO}_2(\text{CaCO}_3)}^{2^\circ} + D_{\text{CO}_2(\text{MgCO}_3)}^{2^\circ}$$

5.2.4. Całkowita dawka CO_2 w rekarbonizacji dwustopniowej

$$D^{1^\circ+2^\circ}_{\text{CO}_2} = D^{\circ}_{\text{CO}_2} + D^{2^\circ}_{\text{CO}_2}$$

Rzeczywista dawka (zwiększona o 20 %):

$$D^{1^\circ+2^\circ}_{\text{CO}_2 \text{ r}} = 1,2 \cdot D^{1^\circ+2^\circ}_{\text{CO}_2}$$

5.2.5. Zasadowość po rekarbonizacji dwustopniowej

$$[\text{M}]_{\text{rek } 1^\circ+2^\circ} = [\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2] + [\text{Mg}(\text{HCO}_3)] - (1-\eta_s) \cdot \Delta[\text{PO}_4^{3-}] =$$

5.2.6. Bilans jonów po rekarbonizacji dwustopniowej

(w tabeli zestawiono tylko te składniki, które ulegają zmianie w koagulacji i rekarbonizacji)

Składnik	Stężenie	
	przed rekarbonizacją i po rekarbonizacji jednostopniowej	po rekarbonizacji dwustopniowej
	val/m ³	val/m ³
Kt: NH ₄ ⁺ Ca ²⁺ Mg ²⁺		Ca(HCO ₃) ₂ +CaCl ₂
Suma		
An: PO ₄ ³⁻ M		
Suma		
ΣKt - ΣAn		

5.3. Wybór i uzasadnienie sposobu rekarbonizacji

Wyboru należy dokonać biorąc pod uwagę zasadowość oraz dawkę CO₂ po rekarbonizacji jednostopniowej i dwustopniowej:

• jeśli: [M]_{rek II°} < 0,5 [M]_{rek I°} → rekarbonizacja dwustopniowa,

• jeśli: D^{II°}_{CO₂r} < 0,7 D^{I°}_{CO₂r} → rekarbonizacja dwustopniowa

5.4. Urządzenia do rekarbonizacji

Komora saturacji

- zbiornik saturacji CO₂: t=15 min, h=2,0 m
- osadnik: t_{min} = 30 min, O_{h max} = 4 m³/m²h
L/H > 10; L/B > 3 (jak dla osadników podłużnych)
v_p < 10 mm/s
długość przelewu: L_p = Q/O_{h p} O_{h p} < 20 m³/m·h
długość części przelewowej → L₀
całkowita długość osadnika: L_c = L + L₀

Osadnik pośredni (rekarbonizacja dwustopniowa) t= 30 min

6. Filtracja

- powierzchnia filtrów; F = f (O_h) O_h 7,5-10 m³/m²h
- średnica i liczba filtrów: D, n
- prędkość filtracji przy jednym filtrze wyłączonym: v < 10 m/h
- ilość popłuczyn: V_p = f (q_{pl})
- dobór zbiornika: D_{zb}, H_{zb}, H_{zb} ≥ (1+E)·H_{zł}

Dobór zbiorników na podstawie tabeli 8.17 w skrypcie A.Kowala, J.Maćkiewicz, M. Świdorskiej-Bróz „Podstawy projektowe systemów oczyszczania wód”

7. Sorpcja na węglu aktywnym

Dane:

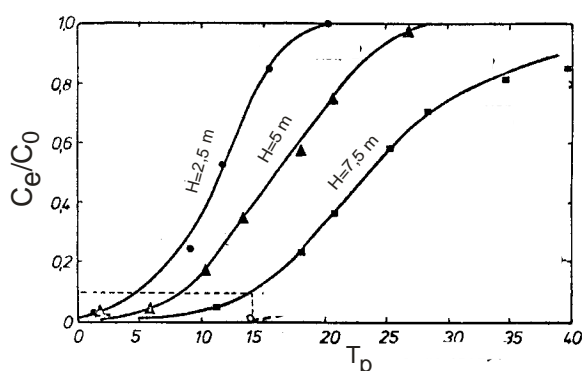
- Q
- ChZT w ściekach oczyszczonych biologicznie; C_0^{ChZT}
- ChZT po koagulacji i filtracji:

$$C_k^{\text{ChZT}} = (1 - \eta_{\text{ChZT}}) \cdot C_0^{\text{ChZT}}; \quad \eta_{\text{ChZT}} = 0,6 \div 0,7$$

- ChZT w wodzie odnowionej; C_e^{ChZT}
- stosunek stężeń $C_e^{\text{ChZT}} / C_k^{\text{ChZT}}$

7.1. Wyznaczenie czasu pracy kolumny sorpcyjnej

Izoplany dla procesu adsorpcji (rys. 9.2. „Podstawy projektowe systemów oczyszczania wód”)



Rys.9.2. Izoplany

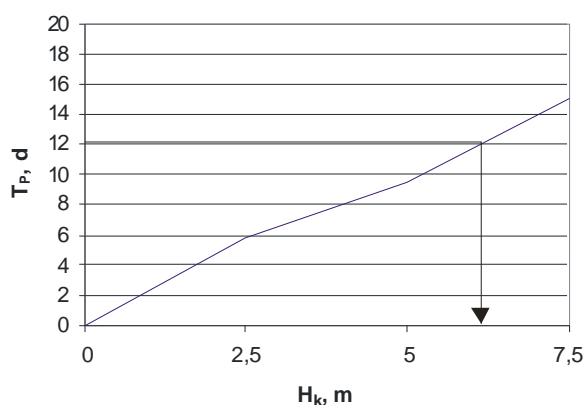
Na podstawie wykresu, dla $C_e^{\text{ChZT}} / C_k^{\text{ChZT}}$ odczytano czas pracy T_P dla różnych wysokości złoża.

$$T_{P1} = (H = 2,5 \text{ m})$$

$$T_{P2} = (H = 5,0 \text{ m})$$

$$T_{P3} = (H = 7,5 \text{ m})$$

Dla tych punktów sporządzono wykres; $T_P = f(H_k)$



Dla przyjętego czasu pracy kolumny (T_P) odczytano wymaganą wysokość złoża:

$$T_P = \rightarrow H_k = \quad (\text{jest to szereg kolumn o łącznej wysokości } H_k)$$

7.2. Liczba kolumn i wysokość złoża w kolumnie

$$H_{k1} = \frac{H_k}{k}, \quad \text{m}$$

$$H_{k1} = (0,5 \div 2) \text{ m}$$

k – liczba kolumn w szeregu

Przyjęto: k kolumn połączonych szeregowo (plus a kolumn zapasowych)

7.3. Wymagana powierzchnia filtracyjna

$$A = \frac{Q}{O_h}, \quad \text{m}^2$$

$$O_h = (5 \div 30) \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$$

7.4. Dobór zbiornika

$$H_{\min} = (1 + E) H_{k1}$$

Dobrano zbiornik o parametrach:

$$D =$$

$$H =$$

$$H_c =$$

$$F_1 =$$

7.5. Liczba szeregów kolumn i obciążenie hydrauliczne

$$n = \frac{A}{F_1} = \frac{4 \cdot A}{p \cdot D^2}$$

Przyjęto: n szeregów kolumn sorpcyjnych

$$O_{\text{hrz}} = \frac{Q}{n \cdot F_1} = \frac{4 \cdot Q}{n \cdot p \cdot D^2}$$

7.6. Całkowita liczba jednostek filtracyjnych

$$N_c = (k + 1) \cdot n$$

7.7. Liczba jednostek pracujących

$$N_p = k \cdot n$$

7.8. Wymagana ilość węgla (dla wszystkich zbiorników)

$$W = \varphi_w \cdot N_c \cdot F_1 \cdot H_{k1}$$

7.9. Regeneracja węgla

- wydajność urządzeń do regeneracji

$$R = \frac{\frac{N_p}{N_c} \cdot W}{T_p}$$

- wymagany zapas węgla

$$\Delta W = 0,05 R$$

gdzie: 0,05 = 5 % - strata węgla w czasie pracy i regeneracji (3÷8 %)

- zużycie wody na transport hydrauliczny

$$V = \frac{W}{N_c} \cdot \alpha$$

gdzie: α - jednostkowe zużycie wody na transport hydrauliczny; $\alpha = 6 \text{ dm}^3/\text{kg}$ węgla

- czas napełniania jednej kolumny

$$t = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d_r^2 \cdot v_r}$$

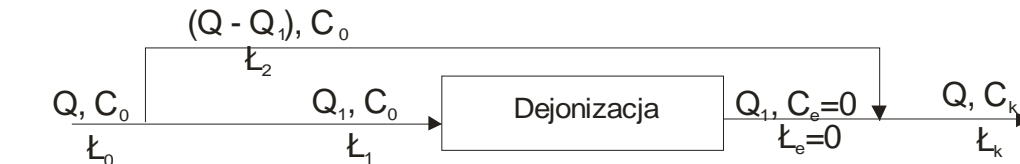
gdzie: d_r – średnica rurociągu do transportu węgla (ϕ 200)
 v_r – prędkość przepływu w rurociągu (1÷1,5 m/s);

8. Wymiana jonowa (Wariant I, II)

Dane projektowe:

- wydajność zakładu, Q
- stężenie kationów w wodzie po rekarbonizacji C_0^{Kt}
- stężenie anionów w wodzie po rekarbonizacji, C_0^{An}
- wymagania stawiane wodzie po odnowie:
 - suma kationów: C_k^{Kt}
 - suma anionów: C_k^{An}
- zakłada się 100 % skuteczność usuwania jonów

Schemat blokowy przepływów:



$$\dot{L}_0 = \dot{L}_1 + \dot{L}_2$$

$$\dot{L}_2 + \dot{L}_e (=0) = \dot{L}_2 = \dot{L}_k$$

$$\dot{L}_0 = \dot{L}_1 + \dot{L}_k$$

$$Q \cdot C_0 = Q_1 \cdot C_0 + Q \cdot C_k$$

$$Q_1 = \frac{Q \cdot (C_0 - C_k)}{C_0}, \text{ m}^3/\text{h}$$

gdzie: $C_0 = \max (C_0^{Kt}, C_0^{An})$

$$C_k = \min (C_k^{Kt}, C_k^{An})$$

8.1. Obliczanie kationitów

8.1.1. Przepływ wody przez jonit i ładunek usuwanych kationów

$$Q_1 = \frac{Q \cdot (C_0 - C_k)}{C_0}$$

$$\dot{L}_{Kt} = Q_1 \cdot C_0 \cdot 24$$

8.1.2. Dobór kationitów (kationit silnie kwasowy, np. Wofatit KPS, Wofatit KS10, Amberlite IR120, Amberlite 200, Purolite C100, Purolite C160, Lewatit S100, Lewatit SP120)

Dobrano kationit typu WOFATIT KPS o następujących parametrach eksploatacyjnych

- zakres pH $2 \div 14$
- wysokość warstwy jonitu $600 \div 1800$ mm
- woda do spulchniania złoża $\min 2 V_1$ (V_1 – jednostkowa objętość złoża)
- zalecana ekspansja złoża $E = 60$ %
- regeneracja jonitu $q_{HCl} = 50 \div 150$ g HCl/dm³ kationitu

- stężenie roztworu regenerującego $5 \div 10 \%$
- czas regeneracji $\text{min. } 30 \text{ min}$
- woda do płukania $(4 \div 8)V_1$
- prędkość w czasie płukania $\text{do } 15 \text{ m/h}$
- prędkość w czasie pracy $2 \div 60 \text{ m/h}$
- użytkowa zdolność jonowymienna $1 \div 1,6 \text{ val/dm}^3 \text{ kationitu}$

8.1.3. Wymagana objętość złoża jonitu

$$V = \frac{L_{Kt}}{Z_w}$$

Z_w – zdolność jonowymienna; przyjęto $Z_w = 1,4 \text{ val/dm}^3 = 1400 \text{ val/m}^3$

(Uwaga: nie przyjmować min wartości Z_w , gdyż dawka HCl do regeneracji będzie zbyt niska)

Przyjęto liczbę wymienników pracujących, n (oraz rezerwowych, $n_r=0,3\div 0,5\cdot n$) o jednostkowej objętości złoża:

$$V_1 = \frac{V}{n}$$

8.1.4. Wyznaczenie średnicy wymiennika D i wysokości złoża H_1

Przyjęto stosunek $x = \frac{D}{H_1} = (1 \div 2)$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_1}{\pi} \cdot 4 \cdot x}$$

przyjęto średnicę rzeczywistą $D_{rz} =$

$$H_1 = \frac{D}{x} \Rightarrow H_{1rz}$$

$$V_{1rz} = \frac{\pi \cdot D_{rz}^2}{4} \cdot H_{1rz} \quad 1,1 \cdot V_1 > V_{1rz} > V_1$$

8.1.5. Sprawdzenie obciążenia hydraulicznego złoża

$$O_h = \frac{4 \cdot Q_1}{n \cdot \pi \cdot D_{rz}^2} < O_{h \max}$$

8.1.6. Dobór zbiornika

Ze względu na wymaganą ekspansję $E = 60 \%$

$$H_{\min} = (1 + E) \cdot H_{1rz}$$

Przyjęto zbiornik o parametrach:

- średnica D_{rz}
- wysokość części cylindrycznej H
- wysokość całkowita H_c

$$\frac{H}{H_{1rz}} -$$

8.1.7. Spulchnianie złoża jonitowego wodą surową

- jednostkowa objętość wody do spulchniania

$$V_{1S} = 2 \cdot V_{1rz} =$$

- całkowita objętość wody do spulchniania

$$V_S = n \cdot V_{1S} =$$

- czas spalczania złoża

$$t_s = \frac{4 \cdot V_{1S}}{O_{hS} \cdot \pi \cdot D_{rz}^2}$$

8.1.8. Regeneracja złoża jonitowego

- stężenie roztworu do regeneracji, przyjęto: $C_{HCl} = 8 \%$
- jednostkowe zużycie kwasu do regeneracji, przyjęto: q_{1HCl}
- nadmiar środka regenerującego

$$N_{HCl} = \frac{q_{1HCl} - Z_w}{Z_w} \Rightarrow N = \%$$

- zużycie 100 % kwasu na regenerację jednego złoża

$$Z_{1HCl} = V_{1rz} \cdot q_{1HCl}$$

- całkowite zużycie 100 % kwasu na regenerację złoża

$$Z_{HCl} = n \cdot Z_{1HCl}$$

- zużycie kwasu technicznego 35 % na regenerację złoża

$$Z_{HCl}^{35\%} = \frac{Z_{HCl}}{0,35}$$

- objętość roztworu do regeneracji jednego złoża

$$V_{1r} = \frac{Z_{1HCl}}{C_{HCl} \cdot \rho_r}$$

ρ_r – gęstość 8 % roztworu HCl; $\rho_r = 1060 \text{ kg/m}^3$

- całkowita objętość roztworu do regeneracji złoża

$$V_r^{H+} = n \cdot V_{1r}$$

- czas regeneracji; przyjęto $t_r =$
- zbiornik do przygotowania roztworu regeneracyjnego (*muszą umożliwić jednoczesną regenerację n_r złoża rezerwowych*)

$$V_{Zr} = n_r \cdot V_{1r}$$

8.1.9. Płukanie jonitu po regeneracji

- jednostkowa objętość wody płuczającej

$$V_{1p} = 6 \cdot V_{1rz}$$

- całkowita objętość wody płuczającej

$$V_p^{Kt} = n \cdot V_{1p}$$

- czas płukania

$$t_p = \frac{4 \cdot V_{1p}}{O_{hp} \cdot \pi \cdot D_{rz}^2}$$

8.1.10. Łączny czas przygotowania złoza do pracy i czas dyspozycyjny t_d

$$t = t_s + t_r + t_p$$

$$t_d = \frac{24}{n_s}$$

t powinno być $\ll t_d$

n_s – liczba sekcji,

$$n_s = \frac{n}{n_r}$$

8.2. Obliczanie anionitów (anionit silnie zasadowy, np.: Wofatit SBW, Wofatit SBK, Amberlite IRA410, Amberlite IRA900, Purolite A200, Purolite A500, Lewatit M600, Lewatit MP500)

8.2.1. Ładunek usuwanych anionów

$$\dot{L}_{An} = \dot{L}_{Kt}$$

8.2.2. Dobór anionitów

Dobrano anionit silnie zasadowy typu WOFATIT SBW o następujących parametrach eksploatacyjnych

- zakres pH < 11
- wysokość warstwy jonitu $600 \div 1500$ mm
- woda do spulchniania złoza $\min 2 V_1$ (V_1 – jednostkowa objętość złoza)
- zalecana ekspansja złoza $E = 70\%$
- regeneracja jonitu $q_{1NaOH} = 20 \div 120$ g NaOH/dm³ anionitu
- stężenie roztworu regenerującego $2 \div 6\%$
- czas regeneracji $45 \div 60$ min
- woda do płukania $(8 \div 12)V_1$
- prędkość w czasie płukania $\text{do } 15$ m/h
- prędkość w czasie pracy $5 \div 50$ m/h
- użytkowa zdolność jonowymienna $0,3 \div 0,6$ val/dm³ anionitu

8.2.3. Wymagana objętość złoza jonitu

$$V = \frac{\dot{L}_{An}}{Z_w}$$

Przyjęto liczbę wymienników pracujących, n (oraz rezerwowych, n_r) o jednostkowej objętości złoza:

$$V_1 = \frac{V}{n}$$

8.2.4. Wyznaczenie średnicy wymiennika D i wysokości złoza H_1

Przyjęto stosunek $x = \frac{D}{H_1}$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_1}{\pi} \cdot 4 \cdot x}$$

przyjęto średnicę rzeczywistą D_{rz}

$$H_1 = \frac{D}{x} \Rightarrow H_{1rz}$$

$$V_{1rz} = \frac{\pi \cdot D_{rz}^2}{4} \cdot H_{1rz} \quad 1,1 \cdot V_1 > V_{1rz} > V_1$$

8.2.5. Sprawdzenie obciążenia hydraulicznego złoża

$$O_h = \frac{4 \cdot Q_1}{n \cdot \pi \cdot D_{rz}^2} < O_{h \max}$$

8.2.6. Dobór zbiornika

Ze względu na wymaganą ekspansję E

$$H_{\min} = (1 + E) \cdot H_{1 \text{ rz}}$$

Przyjęto zbiornik o parametrach:

- średnica D_{rz}
- wysokość części cylindrycznej H
- wysokość całkowita H_c

$$\frac{H}{H_{1 \text{ rz}}}$$

8.2.7. Spulchnianie złoża jonitowego wodą zdekationizowaną

- jednostkowa objętość wody do spulchniania

$$V_{1S} = 2 \cdot V_{1 \text{ rz}}$$

- całkowita objętość wody do spulchniania

$$V_S = n \cdot V_{1S}$$

- czas spulchniania złoża

$$t_s = \frac{4 \cdot V_{1S}}{O_{hS} \cdot \pi \cdot D_{rz}^2}$$

8.2.8. Regeneracja złoża jonitowego

- stężenie roztworu do regeneracji przyjęto C_{NaOH}
- jednostkowe zużycie zasady do regeneracji, przyjęto: $q_{1\text{NaOH}} =$
- nadmiar środka regenerującego

$$N_{\text{NaOH}} = \frac{q_{1\text{NaOH}} - Z_w}{Z_w} \Rightarrow N_{\text{NaOH}} = \%$$

- zużycie 100 % NaOH na regenerację jednego złoża

$$Z_{1\text{NaOH}} = V_{1\text{rz}} \cdot q_{1\text{NaOH}}$$

- całkowite zużycie 100 % NaOH na regenerację złożeń

$$Z_{\text{NaOH}} = n \cdot Z_{1\text{NaOH}}$$

- zużycie NaOH technicznego na regenerację złożeń

$$Z_{\text{NaOH}}^t = Z_{\text{NaOH}} \cdot 1,05$$

- objętość roztworu do regeneracji jednego złoża

$$V_{1r} = \frac{Z_{1\text{NaOH}}}{C_{\text{NaOH}} \cdot \rho_r}$$

ρ_r – gęstość 5 % roztworu NaOH; $\rho_r = 1050 \text{ kg/m}^3$

- całkowita objętość roztworu do regeneracji złożeń

$$V_r^{\text{OH}^-} = n \cdot V_{1r}$$

- czas regeneracji; przyjęto t_r
- zbiornik do przygotowania roztworu regeneracyjnego (*muszą umożliwić jednoczesną regenerację n_r złożów rezerwowych*)

$$V_{Zr} = n_r \cdot V_{1r}$$

8.2.9. Płukanie jonitu po regeneracji

- jednostkowa objętość wody płuczającej

$$V_{1p} = 10 \cdot V_{1rz}$$

- całkowita objętość wody płuczającej

$$V_p^{An} = n \cdot V_{1p}$$

- czas płukania

$$t_p = \frac{4 \cdot V_{1p}}{O_{hp} \cdot \pi \cdot D_{rz}^2}$$

O_{hp} – obciążenie hydrauliczne złoża w czasie płukania,

8.2.10. Łączny czas przygotowania złoża do pracy i czas dyspozycyjny t_d

$$t = t_s + t_r + t_p =$$

$$t_d = \frac{24}{n_s} =;$$

t powinno być $\ll t_d$

n_s – liczba sekcji,

$$n_s = \frac{n}{n_r}$$

8.3. Zużycie wody zdejonizowanej na potrzeby własne zakładu

- przygotowanie roztworu HCl

$$V_r^{H+}$$

- przygotowanie roztworu NaOH

$$V_r^{OH-}$$

- płukanie kationitów

$$V_p^{Kt}$$

- płukanie anionitów

$$V_p^{An}$$

Całkowite zużycie wody zdejonizowanej:

$$\Sigma V_{r,p}$$

8.4. Rzeczywista wydajność zakładu

$$Q_{rz} = Q - \Sigma V_s - \Sigma V_{r,p}$$

9. Dezynfekcja wody przez chlorowanie

9.1. Wyznaczenie dawki chloru

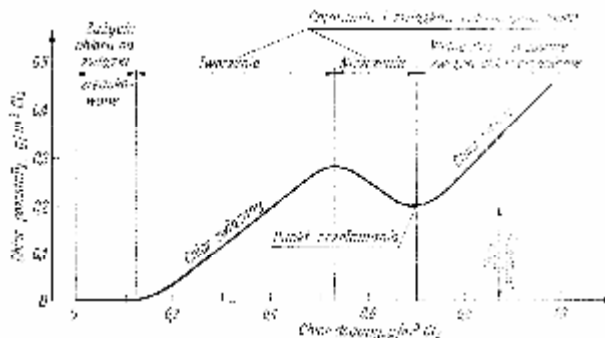
$$D_{Cl_2} = D_{dez} + D_N$$

gdzie:

D_{dez} – dawka chloru do dezynfekcji; przyjęto $D_{dez} = (1+1,5 \text{ g Cl}_2/\text{m}^3)$

D_N – dawka chloru ze względu na utlenianie azotu amonowego przy chlorowaniu do punktu przełamania;

Przyjęto: $D_N = 10 \cdot [N-NH_4^+]_{po \text{ w.j.}}$



Rys. 6-8 Przebieg chlorowania do punktu przełamania

Ilość $N-NH_4^+$ w strumieniu zmieszonym po wymianie jonowej

$$[NH_4^+]_{po \text{ w.j.}} = \frac{\text{masa azotu w strumieniu obiegowym}}{Q_{rz}} = \frac{L_{NH_4} \cdot (Q - Q_1)}{Q_{rz}}$$

Q_{rz} – przy założeniu, że woda na potrzeby własne pobierana jest przed wymieszaniem strumieni: obiegowego i zdejonizowanego

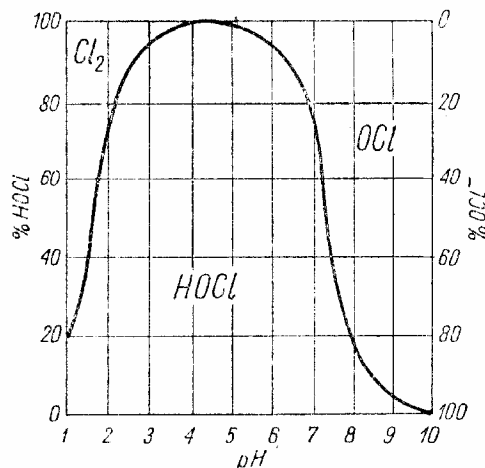
Stąd całkowita dawka chloru:

$$D_{Cl_2} = D_{dez} + D_N$$

9.2. Przygotowanie wody chlorowej

Założono stężenie Cl_2 w wodzie chlorowej $3500 \text{ g Cl}_2/\text{m}^3$ i odczyn wody chlorowej $pH=3,0$ (przy w.w. stężeniu Cl_2 w wodzie chlorowej @ dla wody wodociągowej o typowej zasadowości $pH=3$). Z tabeli 6.1 (skrypt) odczytano parametry wody chlorowej – procentowy udział poszczególnych form chloru w zależności od stężenia i odczynu:

- chlor gazowy – 13,57 % Cl_2
- kwas podchlorawy – 86,28 % Cl_2



Rys. 6-6 Postacie chloru w wodzie w zależności od pH

Tabela 6.1

Procentowa zawartość chloru i jonu podchlorynowego w wodzie chlorowej dla pH 1-6, temperatura 293 K i ciśnienie atmosferyczne [17]

pH	Stężenie roztworu, g/m ³									
	500		1000		1500		2000		2500	
	Cl ₂	HOCl	Cl ₂	HOCl	Cl ₂	HOCl	Cl ₂	HOCl	Cl ₂	HOCl
1	54,30	45,65	54,67	45,25	69,94	29,95	73,23	26,57	78,91	20,69
2	17,66	82,34	27,41	72,52	33,95	65,93	38,78	60,95	49,70	49,97
3	2,48	97,51	4,73	95,25	5,79	93,17	5,62	91,26	13,57	86,28
4	0,28	99,72	0,52	99,46	0,77	99,20	1,02	98,45	1,76	98,19
5	0,026	99,974	0,05	99,95	0,076	99,924	0,104	99,896	0,181	99,819
6	0,000	97,66	0,003	97,97	0,008	97,97	0,010	99,67	0,016	97,66

9.2. Dawkowanie wody chlorowej

Wodę chlorową należy dawkować wielopunktowo (z mieszaniem) i neutralizować wodorotlenkiem sodu. *Brak mieszania i neutralizacji powoduje spadek odczynu, tworzenie NCl₃ (który powstaje w kwaśnym odczynie) i przesunięcie punktu przelamania w prawo ® spada skuteczność utleniania NH₄⁺*. Neutralizację należy prowadzić do pH=7,0.

Udział poszczególnych form chloru po zobojętnienia wody do pH 7 (tab. 6.2 skrypt) – (Cl₂ gazowy przechodzi w HOCl, z części którego powstaje jon OCl⁻):

- kwas podchloryny – 79,10 % Cl₂
- jon podchlorynowy – 20,89 % Cl₂

Tabela 6.2

Procentowa zawartość poszczególnych form chloru w wodzie chlorowej dla pH 6-9 w temperaturze 293 K [17]

pH	Stężenie roztworu, g/m ³								
	5000			7000			10000		
	Cl ₂	HOCl	OCl ⁻	Cl ₂	HOCl	OCl ⁻	Cl ₂	HOCl	OCl ⁻
6,5	,0063	92,28	7,71	,0088	92,28	7,71	,0126	92,28	7,71
7,0	,0017	79,10	20,89	,0024	79,10	20,89	,0034	79,10	20,89
7,5	,0004	54,84	45,51	,0005	54,49	49,51	,0007	54,49	45,51
8,0	,0001	27,46	72,54	,0001	27,46	72,54	,0001	27,46	72,54
8,5	,0000	10,69	89,31	,0000	10,69	89,30	,0000	10,69	89,30
9,0	,0000	3,65	96,35	,0000	3,65	96,35	,0000	3,65	96,35

Wymagana dawka NaOH zapewniająca zmianę składu wody chlorowej i zmiany proporcji:

- kwas podchloryny – 13,57 % Cl₂ (powstaje z chloru gazowego)
- jon podchlorynowy – 20,89 % Cl₂ (powstaje z kwasu podchlorynowego)

Podczas neutralizacji wody chlorowej zachodzą reakcje zobojętniania:



Ad.1) $71 \text{ g} - 40 \text{ g}$

$0,1357 \cdot D_{\text{Cl}_2} - x$

Ad.2) $35,5 \text{ g} - 40 \text{ g}$

$\frac{0,2089 \cdot D_{\text{Cl}_2}}{2} - y$

(1/2, bo w reakcji uczestniczy 1 gramoatom chloru, a

D_{Cl_2} to 2 gramoatomy)

$D_{\text{NaOH}} = x + y$

9.4. Wzrost zasolenia na skutek zobojętniania

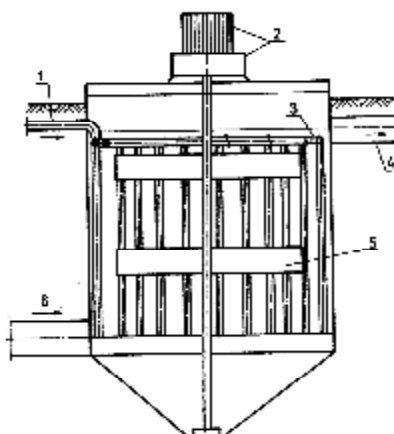
W wyniku utlenienia 1 g azotu amonowego przyrost zasolenia wynosi 15 g. Stąd:

$[\text{NH}_4^+] \cdot 15$

9.5. Komora reakcji (skrypt rys.6.24)

Dobór chloratora

Godzinowe zużycie chloru: $\text{Cl}_2 = D_{\text{Cl}_2} \cdot Q_{\text{rz}}$, gCl_2/h



Rys. 6.24. Komora reakcji do chlorowania: 1 - doprowadzenie wody chlorowanej i NaOH, 2 - silnik z przekładnią, 3 - układ napędowy mieszadeł, 4 - doprowadzenie wody chlorowanej i NaOH, 5 - mieszadła, 6 - dopływ ścieku

- Q_{rz}
- czas przetrzymania $t_p = 30 \text{ min}$
- wymagana objętość komory:

$V_{\text{kom}} = Q_{\text{rz}} \cdot t_p =$

Przyjęto następujące gabaryty komory reakcji (należy kierować się zasadami wymiarowania osadnika pionowego):

średnica, $D =$
 wysokość części cylindrycznej, $H =$

10. OBJĘTOŚĆ OSADÓW I GOSPODARKA OSADOWA

10.1. Osady z koagulacji wapnem

Suchą masę osadu określamy na podstawie danych w p.4 „Skład ścieków po koagulacji wapnem”

- sucha masa $Mg(OH)_2$: p.4.2.

$$sm_{Mg} = h_s \cdot [TW_{Mg}]_0 \cdot Q \cdot 10^{-3} =$$

- sucha masa $CaCO_3$: p.4.3.

$$sm_{CaCO_3} = h_s \cdot M_0 \cdot Q \cdot 10^{-3}$$

- sucha masa $Ca_3(PO_4)_2$: p.4.3.

$$sm_{Ca_3(PO_4)_2} = h_s \cdot \Delta[PO_4^{3-}] \cdot Q \cdot 10^{-3}$$

- całkowita sucha masa osadu po koagulacji CaO:

$$sm_{Ca} = sm_{Mg} + sm_{CaCO_3} + sm_{Ca_3(PO_4)_2}$$

- objętość osadów po koagulacji wapnem: (uwodnienie osadów $W_{Ca}=99,6\%$; gęstość $r_{Ca}=1010 \text{ kg/m}^3$)

$$V_{Ca} = sm_{Ca} \cdot \frac{100}{(100 - W_{Ca}) \cdot r_{Ca}}$$

- objętość osadów po zagęszczaniu w odstojniku: (objętość osadów zmniejsza się poprzez 1 dobowe zagęszczanie w odstojniku; wtedy uwodnienie zmniejsza się do 98,8%)

$$V'_{Ca} = \frac{V_{Ca} \cdot (100 - W_{Ca})}{100 - W'_{Ca}}$$

Osad z odstojnika można odwadniać mechanicznie i składować. *Osad ma charakter mineralny, nie jest niebezpieczny, zatem można go składować*

Odstojniki projektuje się na V_{Ca} i czas przetrzymania 0,5-1 d. Wykonuje się 2 odstojniki (jeden pracuje, a drugi rezerwowo) lub 3 pracujące naprzemiennie w cyklach: napełnianie, zagęszczanie, opróżnianie)

Ciecz nadosadowa → do kanalizacji.

10.2. Osady z rekarbonizacji dwustopniowej (wg danych z p. 4.2. – sedymentacja międzystrefowa)

- sucha masa osadu ($CaCO_3$) po sedymentacji międzystrefowej: p.5.2.2.

$$sm_r = h_s \cdot (\Sigma[CaCO_3] - R_{CaCO_3}) \cdot Q \cdot 10^{-3}$$

R_{CaCO_3} – rozpuszczalność $CaCO_3$ (w temp. 15C, pH=9,5 @ $R_{CaCO_3} = 0,198 \text{ val/m}^3$)

- objętość osadów po sedymentacji międzystrefowej:

$$V_r = sm_r \cdot \frac{100}{(100 - W_r) \cdot r_r}$$

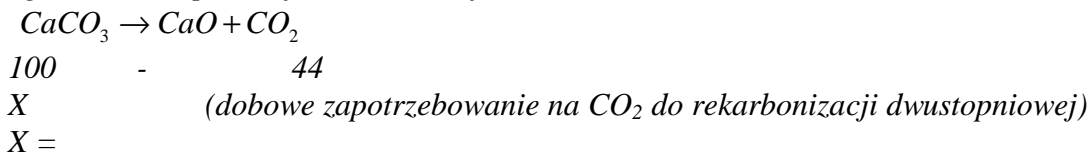
- objętość osadów po zagęszczaniu w odstojniku: (objętość osadów zmniejsza się poprzez 1 dobowe zagęszczanie w odstojniku; wtedy uwodnienie zmniejsza się do 98,8%)

$$V'_r = \frac{V_r \cdot (100 - W_r)}{100 - W'_r}$$

Osad z odstojnika można odwadniać mechanicznie i składować.

Może też być wykorzystany do wapnowania osadów ściekowych lub odzyskiwania CaO.

Odzyskiwanie CaO i CO₂ prowadzi się poprzez termiczną rekalcynację. Warunkiem stosowania tej metody (związane to jest z budową oddzielnych odstojników na osady po sedymentacji międzystrefowej) jest 100% pokrycie przez wytworzony CO₂ całkowitego zapotrzebowania na CO₂ stosowanego do dwustopniowej rekarbonizacji.



10.3. Pozostałe odpady z Zakładu Odnowy Wody

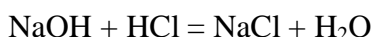
- Popłuczyny po filtrach piaskowych i węglowych oraz wody z transportu węgla → do odstojników osadów pokoagulacyjnych (W₀=99,9%).

Objętość popłuczyn po filtrze piaskowym należy obliczyć jak dla zakładu oczyszczania wody (przyjąć średnie wartości intensywności płukania i czasu płukania).

Nie uwzględniać w obliczeniach popłuczyn z filtrów węglowych.

- Roztwory z regeneracji kationitów i anionitów:
 - a) można gromadzić w osobnych zbiornikach (t=3÷7 d) i wysyłać do zakładów chemicznych w celu odzyskania HCl i NaOH – niezalecane
 - b) można gromadzić w jednym zbiorniku (autoneutralizacja z korektą odczynu; t = 1 d) → do kanalizacji.
- Wody z płukania po regeneracji jonitów – po autoneutralizacji z korektą odczynu → do kanalizacji.
- Wody ze spulchniania jonitów → do kanalizacji.

10.3.1. Neutralizacja roztworów poregeneracyjnych:



- całkowite zużycie HCl czystego (100%) Z_{HCl} p.8.1.8

- całkowite zużycie czystego NaOH Z_{NaOH} p.8.2.8

- ładunek usuwanych kationów lub anionów $L_{\text{Kt}} = L_{\text{An}}$ p.8.1.1

- ilość kwasu w ściekach po regeneracji kationitu

$$Z_{\text{HCl}} - L_{\text{Kt}} = a$$

- ilość zasady w ściekach po regeneracji anionitu

$$Z_{\text{NaOH}} - L_{\text{An}} = b$$

Nadmiar NaOH w ilości a-b kwal/d trzeba neutralizować kwasem w ilości równowagowej.

- ładunek HCl do neutralizacji NaOH

$$L_{\text{HCl}}^{\text{N}} = a - b \quad (V_{\text{HCl}}^{\text{N}})$$

- zużycie technicznego HCl (35%)

$$L_{\text{HCl techn}}^{\text{N}} = (a - b) / 0,35$$

- objętość roztworu HCl do neutralizacji (założono użycie roztworu 8%; $r_{\text{HCl } 8\%} = 1038 \text{ kg/m}^3$)

$$Q_{\text{HCl}}^{\text{N}} = \frac{L_{\text{HCl}}^{\text{N}}}{c_{\text{HCl}} \cdot \rho_{\text{HCl}8\%}}$$

- zużycie wody do rozcieńczenia 35% HCl do 8% (użyte zostaną do tego ścieki z końcowej fazy płukania kationitów)

$$Q_{\text{w}}^{\text{N}} = \frac{L_{\text{HCl}}^{\text{N}}}{0,08 \cdot \rho_{\text{HCl}8\%}} - \frac{L_{\text{HCl}}^{\text{N}}}{0,35 \cdot \rho_{\text{HCl}35\%}}$$

Obliczyć zbiornik do neutralizacji z czasem przetrzymania 1 doba

objętość = obj. roztworu po reg. kationitu + obj. roztworu po reg. anionitu + obj. roztworu HCl do neutralizacji

11. WYTYCZNE DO RYSUNKÓW

11.1. Plan sytuacyjny

- dopływ ścieków oczyszczonych do ZOW – pod ciśnieniem hydrostatycznym w korycie przelewowym osadnika wtórnego (w oczyszczalni ścieków komunalnych);
- na terenie ZOW znajdują się min. 2 pompownie:
 - P 1° - do urządzeń do koagulacji,
 - P 2° - do urządzeń ciśnieniowych.
- objętość komory czerpnej pompowni $V_z = \frac{1}{3} Q_h \text{ śr}$
- urządzenia w budynkach:
 - § obiekty do koagulacji
 - § obiekty do rekarbonizacji
 - § urządzenia ciśnieniowe (filtry piaskowe, węglowe, jonity)

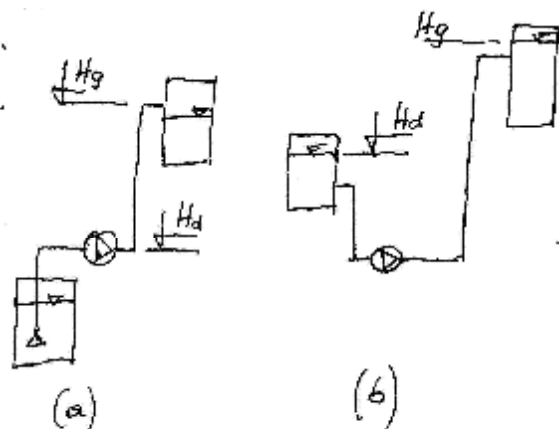
11.2. Przekrój przez urządzenia układu technologicznego ZOW

Obliczyć rzędną linii ciśnień w przewodzie tłocznym P 1°, P 2°;

obliczoną wartość umieścić w tabeli („rzędna zwierciadła ścieków/wody”) pod przekrojem.

Należy wyznaczyć:

- 11.2.1.** geometryczną różnicę rzędnych: osi rurociągu tłocznego (lub zwierciadła w zbiorniku górnym) i osi pompy (lub zwierciadła wody w zbiorniku dolnym):



$$\Delta h_g = H_g - H_d, \quad \text{m}$$

gdzie: H_g – rzędna górna, m npm

H_d – rzędna dolna, m npm

- 11.2.2.** stratę ciśnienia na długości rurociągu:

$$\Delta h_L = L_c \cdot i \cong L_c \cdot 0,002, \quad \text{m}$$

- 11.2.3.** stratę ciśnienia na wylocie z rurociągu

$$\Delta h_w = 0,2 \text{ m}$$

- 11.2.4.** ciśnienie na wylocie z rurociągu

$$\Delta h_{\text{wyl}} = 0,3 \div 0,5 \text{ m}$$

- 11.2.5.** straty ciśnienia w urządzeniach ciśnieniowych
(wg załącznika „Jednostkowe straty ciśnienia”)

filtry piaskowe ciśnieniowe

$$V_f = 5 \div 7,5 \text{ m/h} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{fl}} = 3,0 \text{ m H}_2\text{O/ m złoża}$$

$$\text{strata w armaturze} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{arm}} \approx 1,5 \text{ m H}_2\text{O}$$

filtry węglowe

$$V_f = 10 \text{ m/h} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{abs1}} = 3,0 \text{ m H}_2\text{O/ m złoża}$$

(uwzględnić łączną wysokość złoża sorpcyjnego w szeregu komór)

$$\text{strata w armaturze} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{arm1}} \approx 1,5 \text{ m H}_2\text{O/ zbiornik}$$

kationit (wg WOFATIT KPS)

$$V_f = 5 \text{ m/h} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{kat1}} = 1 \text{ m H}_2\text{O/ m złoża}$$

$$V_f = 20 \text{ m/h} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{kat1}} = 3 \text{ m H}_2\text{O/ m złoża}$$

$$\text{strata w armaturze} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{arm}} \approx 1,5 \text{ m H}_2\text{O}$$

anionit (wg WOFATIT SBW)

$$V_f = 5 \text{ m/h} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{anion1}} = 0,8 \text{ m H}_2\text{O/ m złoza}$$

$$V_f = 20 \text{ m/h} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{anion1}} = 3 \text{ m H}_2\text{O/ m złoza}$$

$$\text{strata w armaturze} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{\text{arm}} \approx 1,5 \text{ m H}_2\text{O}$$

11.2.6. rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 1°

$$H_p = H_d + \Delta h_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{\text{wyl}} = H_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{\text{wyl}}, \text{ m nrm}$$

11.2.7. rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 2°

$$H_p = H_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{\text{wyl}} + \left(\sum \Delta h_f + \sum \Delta h_{\text{abs}} + \sum \Delta h_j \right), \text{ m nrm}$$

H_g – rzędna rurociągu tłocznego na wlocie do anionitu

H_g – rzędna rurociągu tłocznego na wlocie do anionitu