

POLITECHNIKA WROCŁAWSKA
WYDZIAŁ INŻYNIERII ŚRODOWISKA
KATEDRA INŻYNIERII OCHRONY ŚRODOWISKA

ODNOWA WODY

Temat ćwiczenia projektowego dla studenta/ki/:

.....
kierunek – Gospodarka o obiegu zamkniętym i ochrona klimatu

Zaprojektować zakład odnowy wody dla następujących danych:

- skład ścieków biologicznie oczyszczonych i po odnowie wg załącznika

Zakres projektu:

1. Zapoznanie się ze schematem technologicznym zakładu odnowy wody.
2. Wykonanie obliczeń urządzeń zakładu odnowy wody.
3. Sporządzenie opisu technicznego.
4. Wykonanie rysunków:
 - planu sytuacyjnego zakładu odnowy wody skala 1:500
 - profilu przez urządzenia zakładu odnowy wody skala 1:100/500

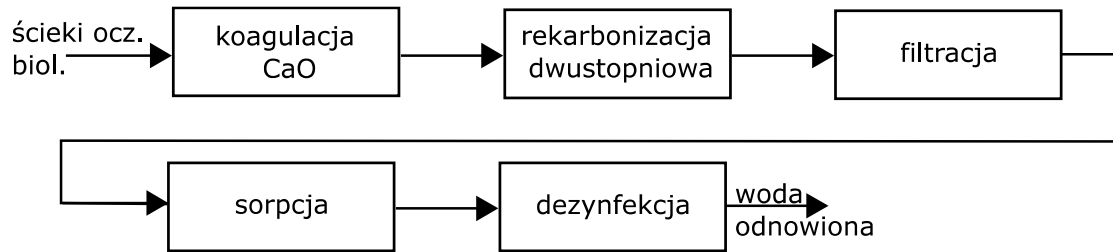
Załącznik do tematu: projekt zakładu odnowy wody

Wskaźnik	Jednostka	Ścieki biologicznie oczyszczone	Woda po odnowie
Wydajność zakładu	m ³ /d		
pH	-		
ChZT	gO ₂ /m ³		
Azot amonowy	gN/m ³		
Fosforany	gPO ₄ ³⁻ /m ³		
Wapń	val/m ³		
Magnez	val/m ³		
Zasadowość	val/m ³		

Termin uzyskania zaliczenia:

Prowadzący

1. Układ technologiczny zakładu odnowy wody



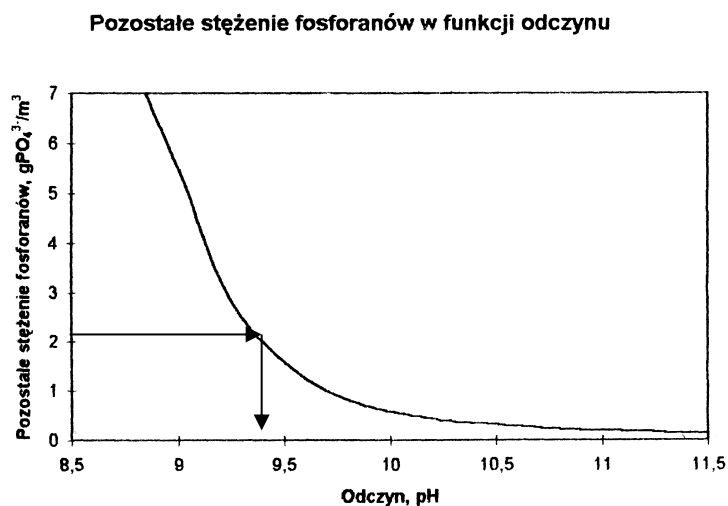
2. Koagulacja wapnem

2.1. Odczyn niezbędny do strącania fosforanów

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

Rys.1.

$$[PO_4^{3-}]_k^r = f(pH)$$



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

Podsumowanie:

$$[PO_4^{3-}]_k^r \Rightarrow pH_P$$

2.2. Dawka wapna w procesie dekarbonizacji ($D_{CaO,D}$)

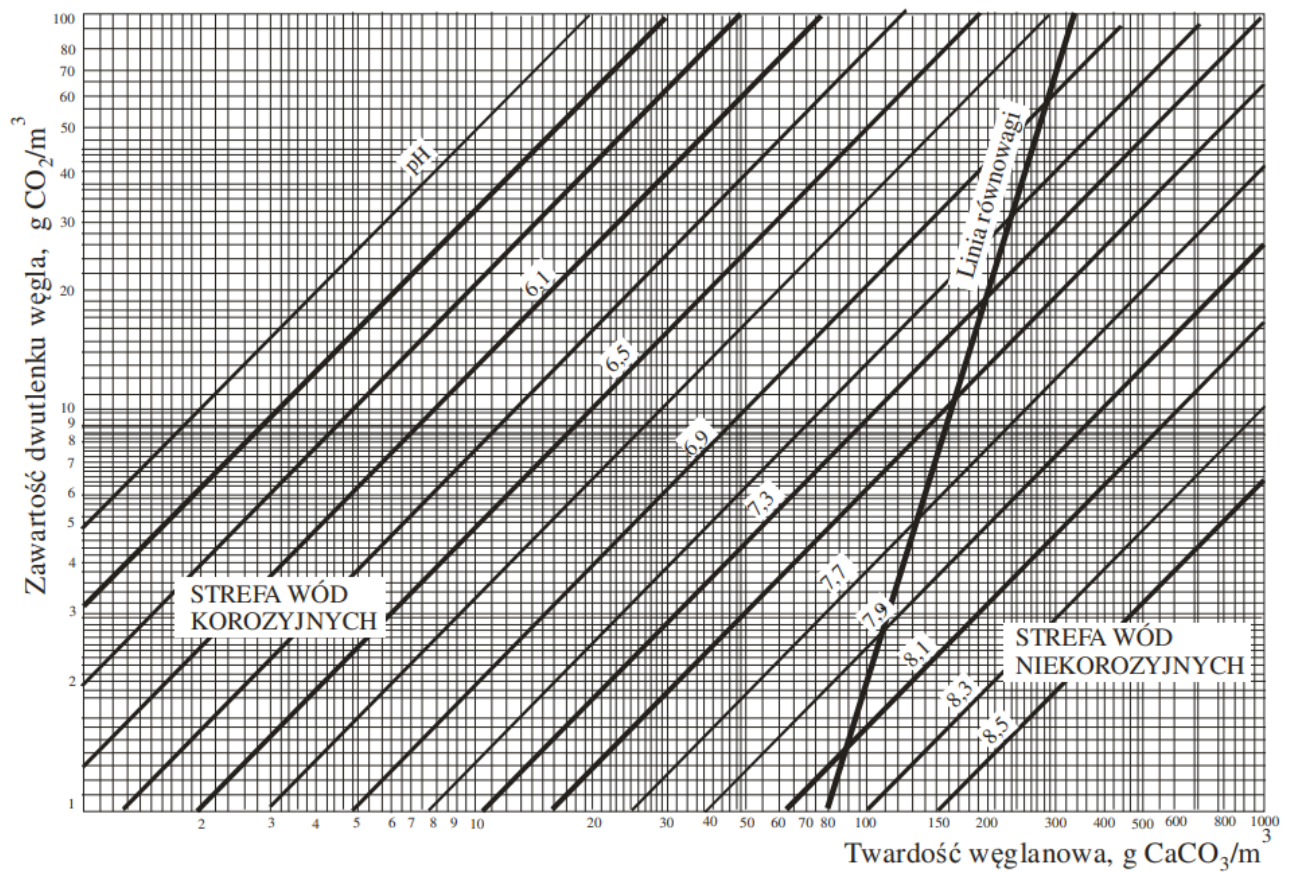
$$D_{CaO,D} = 28(TW_w + CO_2), g CaO/m^3$$

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.



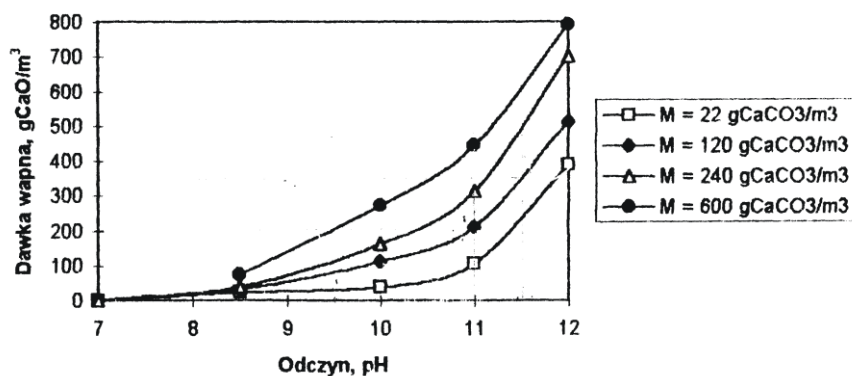
2.3. Ustalenie dawki wapna

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

- warunek 1

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

Rys.2. Dawka wapna niezbędna do uzyskania założonego odczynu



- warunek 2:

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

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

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

2.4.1. Stężenie PO_4^{3-} po koagulacji

Rzeczywiste stężenie PO_4^{3-} (w formie rozpuszczonej i zawieszonyj) po koagulacji wynosi:

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

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, g/m^3 ,

- 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} , następnie z wykresu 1 skorygowaną wartość $[PO_4^{3-}]_k^r$

$\Delta[PO_4^3] = [PO_4^3]_0^r - [PO_4^3]_k^r$ – zmiana stężenie PO_4^{3-} w odpływie (ścieki biologicznie oczyszczone), g/m^3

η_s – sprawność procesu sedimentacji ($\eta_s \approx 0,8$).

2.4.2. Stężenie NH_4^+ po koagulacji i rekarbonizacji

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



w wyniku której część powstałego NH_3 (ok. 30%) ulega desorpcji do atmosfery.

» stężenie po koagulacji:

$$[NH_4^+]_k = (1 - \eta_h)[NH_4^+]_0, \quad gN/m^3$$

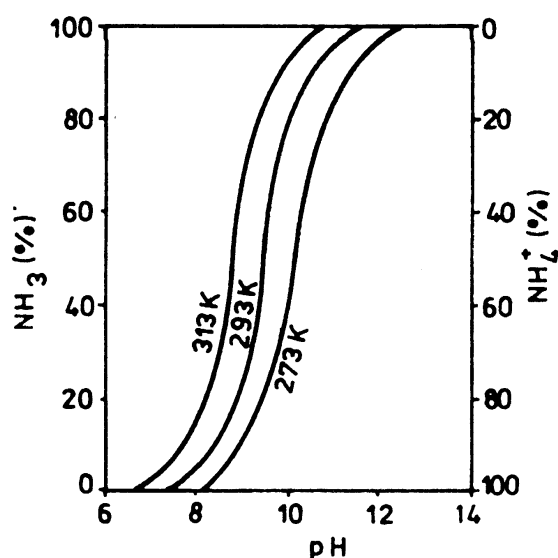
$$[NH_3]_k = \eta_h(1 - \eta_o)[NH_4^+]_0, \quad gN/m^3$$

gdzie:

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

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

$pH_{max} \rightarrow f(\eta_h)$



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

» stężenie po rekarbonizacji:

$$[NH_4^+]_r = [NH_4^+]_k + [NH_3]_k, \quad gN/m^3$$

3. Skład ścieków po koagulacji wapnem

Dane do obliczeń:

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

$$\Delta[NH_4^+] = [NH_4^+]_0 - [NH_4^+]_r$$

- Stężenie NH_4^+ po koagulacji i rekarbonizacji

$$[NH_4^+]_r = [NH_4^+]_k + [NH_3]_k$$

Zmiana stężenia PO_4^{3-} po koagulacji:

$$\Delta[PO_4^{3-}] = [PO_4^{3-}]_0 - [PO_4^{3-}]_k^r$$

3.1. Zmiana zasadowości

- zasadowość w formie rozpuszczonej:

$$[OH^-]_k^r = D_{CaO} - [M]_0 - [Tw_{Mg}]_0 - \Delta[NH_4^+]$$

- zasadowość w formie nierozpuszczonej:

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

- zasadowość całkowita po koagulacji:

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

3.2. Zmiany stężenia magnezu

- magnez w formie rozpuszczonej:

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

- magnez w formie nierozpuszczonej:

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

- magnez całkowity po koagulacji:

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

3.3. Zmiany stężenia wapnia

- wapń w formie rozpuszczonej

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

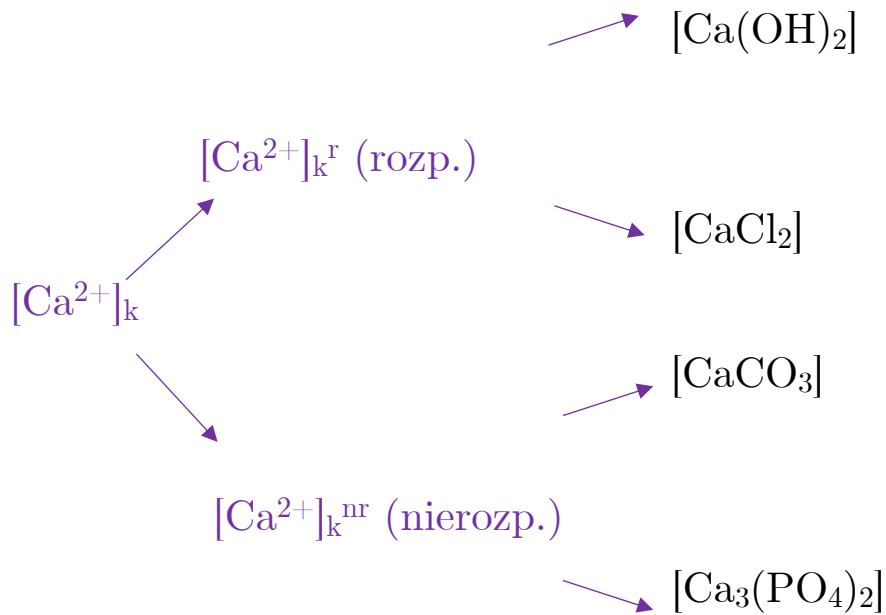
- wapń w formie nierozpuszczonej

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

- wapń całkowity po koagulacji

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

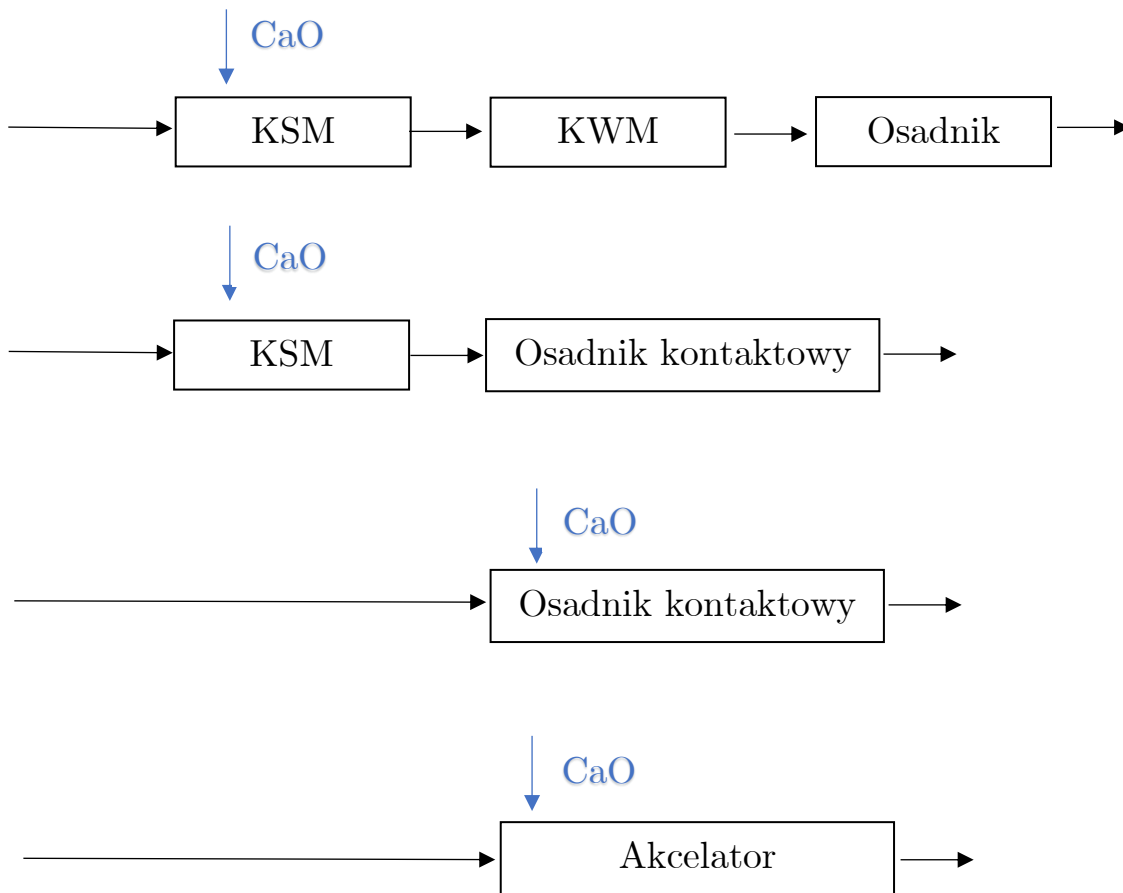
Na wapń całkowity składają się:



3.4. Bilans jonów po koagulacji (w tabeli zestawiono tylko te składniki, które ulegają zmianie w procesie koagulacji)

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

3.5. Urządzenia do koagulacji



3.6. Dobór akcelatora

3.6.1. Powierzchnia czynna

$$F_{cz} = \frac{Q}{v}, m^2$$

gdzie:

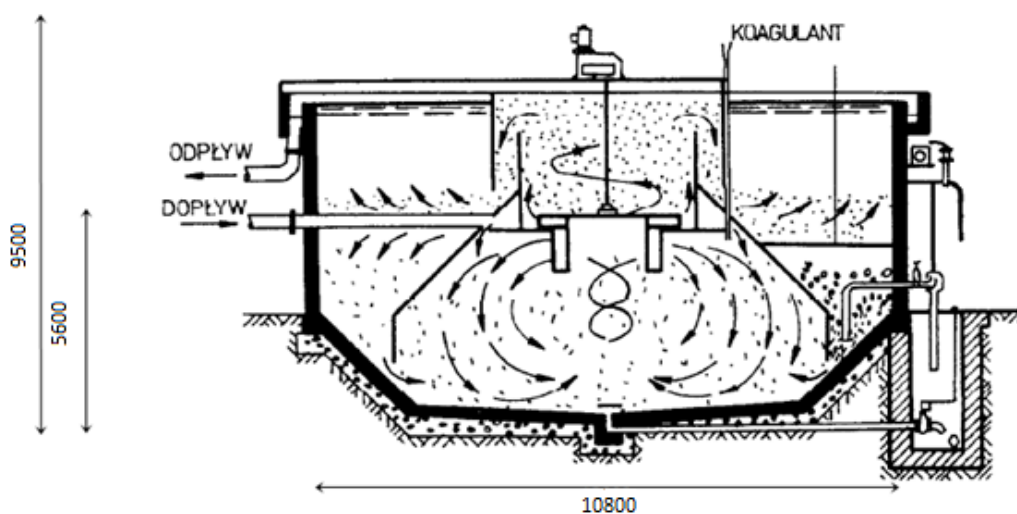
Q – wydajność zakładu, m³/h

v – prędkość wody w strefie klarowania (przyjąć 0,7-0,9 mm/s)

3.6.2. Całkowita powierzchnia akcelatora

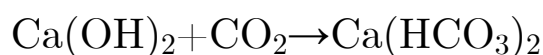
$$F = 1,1 \cdot F_{cz}, m^2$$

- Typoszeregi akcelatorów – tabela 8.7 i 8.8 „Podstawy projektowe systemów oczyszczania wód” A.L. Kowal, J. Maćkiewicz, M. Świdarska-Bróż.
- Schemat akcelatora – rys. 8.30 „Podstawy projektowe systemów oczyszczania wód” A.L. Kowal, J. Maćkiewicz, M. Świdarska-Bróż.



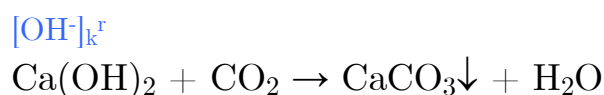
4. Rekarbonizacja dwustopniowa

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. W procesie wyszczególniamy dwie fazy (stopnie). Pomiedzy pierwszą i drugą fazą procesu stosuje się sedimentację, która umożliwia usunięcie ok. 80% osadu CaCO_3 .



4.1. Pierwsza faza rekarbonizacji (pH ↓ 9,5)

4.1.1. Dawka CO_2 ze względu na zasadowość w formie rozpuszczonej

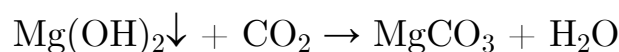


$$2 \text{ val} \quad \text{—} \quad 44 \text{ g}$$

$$5,08 \text{ val} \quad \text{—} \quad x \text{ g}$$

$$x = D^{1^\circ}_{\text{CO}_2(\text{OH}^-)}$$

4.1.2. Dawka CO_2 ze względu na związki magnezu

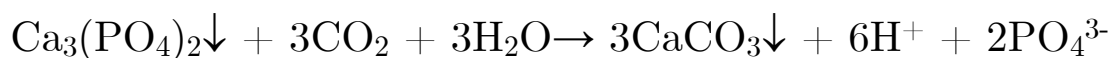


$$2 \text{ val} \quad \text{—} \quad 44 \text{ g}$$

$$0,34 \text{ val} \quad \text{—} \quad x$$

$$x = D^{1^\circ}_{\text{CO}_2(\text{Mg})}$$

4.1.3. Dawka CO₂ ze względu na fosforany



$$\begin{array}{rcl} 6 \text{ val} & \text{---} & 3 \cdot 44 \text{ g} \\ \text{val} & \text{---} & \text{x g} \\ \text{x} = D^{1^\circ} \text{CO}_2(\text{PO}_4) & & \end{array}$$

4.1.4. Dawka CO₂ w 1^o fazie rekarbonizacji dwustopniowej (pH ↓ 9,5)

$$D^{1^\circ} \text{CO}_2 = D^{1^\circ} \text{CO}_2(\text{OH}^-) + D^{1^\circ} \text{CO}_2(\text{Mg}^{2+}) + D^{1^\circ} \text{CO}_2(\text{PO}_4^{3-})$$

Po 1. fazie rekarbonizacji w ściekach znajdują się:

- CaCO ₃ wytrącony w koagulacji z zasadowości początkowej	(1-η _s)·M ₀ :	
- CaCO ₃ wytrącony w rekarbonizacji z Ca(OH) ₂	[OH ⁻] _{k^f} :	
- CaCO ₃ wytrącony w rekarbonizacji z Ca ₃ (PO ₄) ₂	(1-η _s)·Δ[PO ₄ ³⁻]:	
	Σ [CaCO ₃]:	
- MgCO ₃ rozpuszczony w rekarbonizacji z Mg(OH) ₂	(1-η _s)·[T _{wMg}] ₀ :	

4.2. Sedymentacja międzystrefowa. Stężenie CaCO_3 i MgCO_3 po sedymentacji

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

gdzie:

R_{CaCO_3} – rozpuszczalność CaCO_3 w 15°C przy pH 9,5

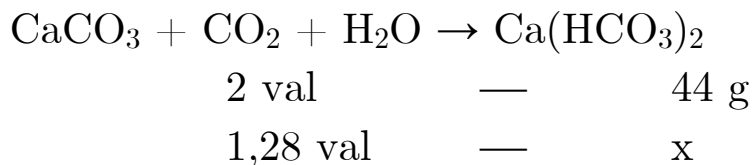
$$R_{\text{CaCO}_3} =$$

$$[\text{CaCO}_3]_s = \text{val/m}^3$$

$$[\text{MgCO}_3]_s = \text{val/m}^3$$

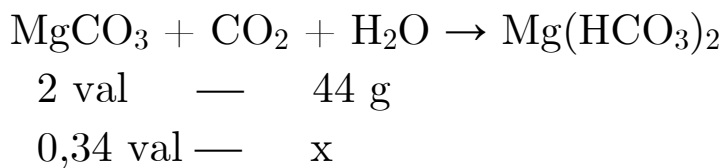
4.3. Druga faza rekarbonizacji (pH ↓ 7-7,5)

4.3.1. Dawka CO_2 ze względu na CaCO_3



$$D^{2^\circ}\text{CO}_2(\text{CaCO}_3) =$$

Dawka CO_2 ze względu na MgCO_3



$$D^{2^\circ}\text{CO}_2(\text{MgCO}_3) =$$

Dawka CO_2 w 2° rekarbonizacji

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

4.3.2. Całkowita dawka CO₂ w rekarbonizacji dwustopniowej

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

Rzeczywista dawka (zwiększona o 20 %):

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

4.3.5. Zasadowość po rekarbonizacji dwustopniowej

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

4.4. Bilans jonów po rekarbonizacji dwustopniowej

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

Składnik	Stężenie	
	po koagulacji	po rekarbonizacji dwustopniowej
	val/m ³	val/m ³
K t: NH ₄ ⁺		
Ca ²⁺		
Mg ²⁺		
Suma		
A n: PO ₄ ³⁻		
M		
Suma		
ΣKt - ΣAn		

4.5. Urządzenia do rekarbonizacji

4.5.1. Komora saturacji

- zbiornik saturacji CO₂: t=15 min, h=2,0 m
- Q_{rz} =
- czas przetrzymania t_p = 15 min

- wymagana objętość komory:

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

4.5.2. Osadnik o przepływie poziomym

- Czas przetrzymania $T_{\text{min}} = 30 \text{ min}$
- Obciążenie hydrauliczne $O_{\text{hmax}} = 4,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$
- Prędkość przepływu poziomego $v_p < 10 \text{ mm/s}$
- Głębokość $H=2-3 \text{ m}$
- Szerokość pojedynczego osadnika $B=3-6 \text{ m}$
- Stosunek długości do szerokości $L:B=3-10$
- Stosunek długości do głębokości $L:H \geq 10$
- Obciążenie hydrauliczne krawędzi przelewowych $O_{\text{h p}} = 15 \text{ m}^3/\text{m} \cdot \text{h}$
- Długość przelewu: $L_p = Q/O_{\text{h p}}$
- Długość części przelewowej $\rightarrow L_0$
- Całkowita długość osadnika: $L_c = L + L_0$

Obliczenia osadników według skryptu M. Wolskiej i A. Urbanowskiej „Projektowanie zakładów oczyszczania wody”, Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej.

Dane:

- Q

Wymiary osadników

Wymagana powierzchnia osadnika:

$$F = \alpha \frac{Q}{3,6V_0}, m^2$$

gdzie:

Q – przepływ oczyszczanej wody, m^3/h

V_0 – prędkość opadania cząstek zawieszonych, mm/s (przyjąć $0,35-0,45 mm/s$)

α – współczynnik sprawności sedimentacji (przyjąć 1,5)

Przyjęto głębokość osadnika $H=$

Dla $L:H=10$ długość osadnika wyniesie $L = 10 \cdot H$

Przyjęto szerokość osadnika $B=$

Liczba osadników wyniesie:

$$n = \frac{F}{BL}$$

Przyjęto 1 osadnik o przepływie poziomym

(Uwaga: ze względu na pojedyncze komory saturacji – powinien być jeden osadnik) .

Sprawdzenie warunków geometrycznych i przepływowych osadnika (warunki stabilności):

$$\frac{L}{H} \geq 10$$

$$3 < \frac{L}{B} \leq 10$$

$$v_p = \frac{Q}{3,6 \cdot F_p} = \frac{Q}{3,6 \cdot B \cdot H} =$$

Rzeczywista powierzchnia osadnika:

$$F_{rz} =$$

Odprowadzanie wody z osadnika

Zaprojektowano koryta przelewowe wyposażone w przelewy.

- Obciążenie hydrauliczne krawędzi przelewowych $O_{hp} = 15 \text{ m}^3/\text{m}\cdot\text{h}$
- Szerokość koryta $b_p = 0,3\text{-}0,5 \text{ m}$

Wymagana długość krawędzi przelewowych w osadniku:

$$L_p = \frac{Q}{O_{hp}}$$

Długość części przelewowej (założenie: rzeczywista długość krawędzi przelewowych powinna być większa od L_p):

$$L_{prz} = B + 2(B - b_p) + 2 \cdot 1,0 \text{ m} > L_p$$

Długość części przelewowej:

$$L_0 = 2b_p + 1,0 =$$

Całkowita długość osadnika:

$$L_c =$$

Czas przetrzymania:

$$T = \frac{V_{rz}}{Q} = \frac{F_{rz} \cdot H}{Q}$$

Obciążenie hydrauliczne:

$$O_h = \frac{Q}{F_{rz}}$$

Lej osadowy

Należy przyjąć lej osadowy o wymiarach:

- górna podstawa: B x B,
- dolna podstawa: (1,0 x 1,0) m,
- kąt nachylenia ścian bocznych: 45°

5. Filtracja

5.1. Wymagana powierzchnia filtracyjna

$$F = \frac{Q}{O_h}, m^2$$

$$O_h = 7,5 \div 10 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$$

5.2. Średnica i liczba filtrów

Przyjęto filtr ciśnieniowy ze złożem piaskowym o średnicy nominalnej z typoszeregu zbiorników filtracyjnych ciśnieniowych, *Projektowanie zakładów oczyszczania wody*, Wolska i Urbanowska, tabela 24).

Uwaga: $D_{\max} = 3000 \text{ mm}$

Stąd liczba filtrów wyniesie:

$$n = \frac{F}{F_1}$$

.

Typoszeregi filtrów dobierać można także z tabel w „Podstawy projektowe systemów oczyszczania wód” A.L. Kowala i in.

5.3. Rzeczywista powierzchnia filtracyjna

$$F_{rz} = n \cdot F_1$$

5.4. Rzeczywiste obciążenie hydrauliczne

$$O_{hrz} = \frac{Q}{n \cdot F_1}$$

5.5. Obciążenie hydrauliczne przy jednym filtrze wyłączonym (podczas płukania)

$$O_{h(n-1)} = \frac{Q}{(n-1) \cdot F_1}$$

5.6. Ilość popłuczyn

$$V_p = f(q_{pł})$$

$q_{pł}$ odczytać z nomogramu do wyznaczania intensywności płukania filtrów piaskowych (*Projektowanie zakładów oczyszczania wody*, Wolska i Urbanowska, rys. 45)

dla $d_{10} = 0,4$, temperatury wody 10°C i gęstości piasku $2,6 \text{ g/cm}^3$.

Nateżenie przepływu wody płuczającej:

$$Q = q_{pł} F_1$$

Dobowe zużycie wody płuczającej:

$$V_p = m \cdot F_{rz} \cdot t_p \cdot q_{pł}, m^3/d$$

Przyjąć czas płukania ($t_p=5 \div 10$ min \rightarrow podać w godz.)

m – liczba cykli płukania w ciągu doby ($m=1 \div 2$).

5.7. Dobór zbiornika

Dobrano zbiornik o parametrach:

$H_c =$

$D =$

Powinien być spełniony warunek:

$$H_{zb \min} \geq (1 + E)H_{zł}$$

$H_{zb \min}$ – minimalna wysokość części cylindrycznej zbiornika

$H_{zł}$ – wysokość złoża filtracyjnego - przyjąć wysokość złoża

$H_{zł} = 1,5-2$ m,

E - współczynnik ekspansji – przyjąć E=25-50%

Dla dobranego zbiornika:

H_{zb} - wysokość części cylindrycznej

przyjęto E = 30% oraz $H_{zł} = 1,5$ m

Uwaga: Zgodnie z rys. 44 wys. to jest wysokość H_1 – wysokość części cylindrycznej jest mniejsza i nie jest podana w tabeli. Dla uproszczenia można przyjąć że H_1 odpowiada wysokości części cylindrycznej.

Dobór zbiorników na podstawie tabeli 22-24 w skrypcie M. Wolskiej i A. Urbanowskiej „Projektowanie zakładów oczyszczania wody”, Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej, 2020, Wrocław oraz tabeli 8.14-8.17 w skrypcie

„Podstawy projektowe systemów oczyszczania wód” A.L. Kowal,
J. Maćkiewicz, M. Świdarska-Bróz.

6. Sorpcja na węglu aktywnym

Dane:

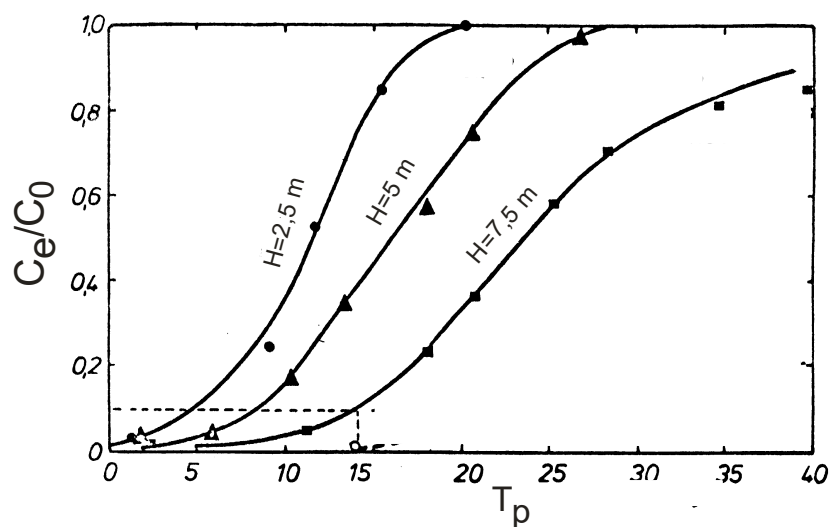
- $Q =$
- ChZT w ściekach oczyszczonych biologicznie $C_0^{\text{ChZT}} =$
- ChZT po koagulacji i filtracji:

$$C_k^{\text{ChZT}} = (1 - \eta_{\text{ChZT}}) \cdot C_0^{\text{ChZT}}; \quad \eta_{\text{ChZT}} = 0,3 \div 0,4$$

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

6.1. Wyznaczenie czasu pracy kolumny sorpcyjnej

Izoplany dla procesu adsorpcji (rys. 42. „Projektowanie zakładów oczyszczania wody” Wolska i Urbanowska)



Rys.9.2. Izoplany

Na podstawie wykresu, dla C_e/C_k 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 $T_P = 10 \text{ d}$ ($T_P = 7 \div 14 \text{ d}$) odczytano wymaganą wysokość złoża:

(jest to szereg kolumn o łącznej wysokości H_k)

6.2. Liczba kolumn i wysokość złoża w kolumnie

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

$H_{k1} = (0,5 \div 2) \text{ m}$ (zalecane $1 \div 1,5 \text{ m}$)

k – liczba kolumn w szeregu

6.3. Wymagana powierzchnia filtracyjna

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

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

FWP

Minimalna wysokość części cylindrycznej zbiornika ciśnieniowego

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

$$E \cong 80\%$$

Dobrano zbiornik o parametrach
(skrypt Wolskiej i
Urbanowskiej):

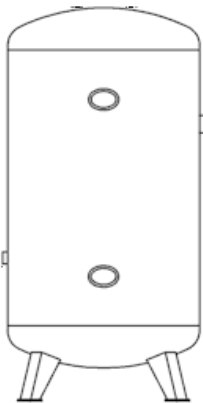
$$D =$$

$$H =$$

$$H_c =$$

$$F_1 =$$

Schemat zbiornika ciśnieniowego:



6.4. Liczba szeregów kolumn i obciążenie hydrauliczne

$$n = \frac{A}{F_1} = \frac{4 \cdot A}{\pi \cdot 1,4^2}$$

Przyjęto: n szeregi kolumn sorpcyjnych

Zatem rzeczywiste obciążenie hydrauliczne wyniesie:

$$O_{hrz} = \frac{Q}{nF_1} = \frac{4 \cdot Q}{n \cdot \pi D^2}$$

6.5. Całkowita liczba jednostek filtracyjnych

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

6.6. Liczba jednostek pracujących

$$N_p = k \cdot n$$

7. Dezynfekcja wody przez chlorowanie

7.1. Wyznaczenie dawki chloru

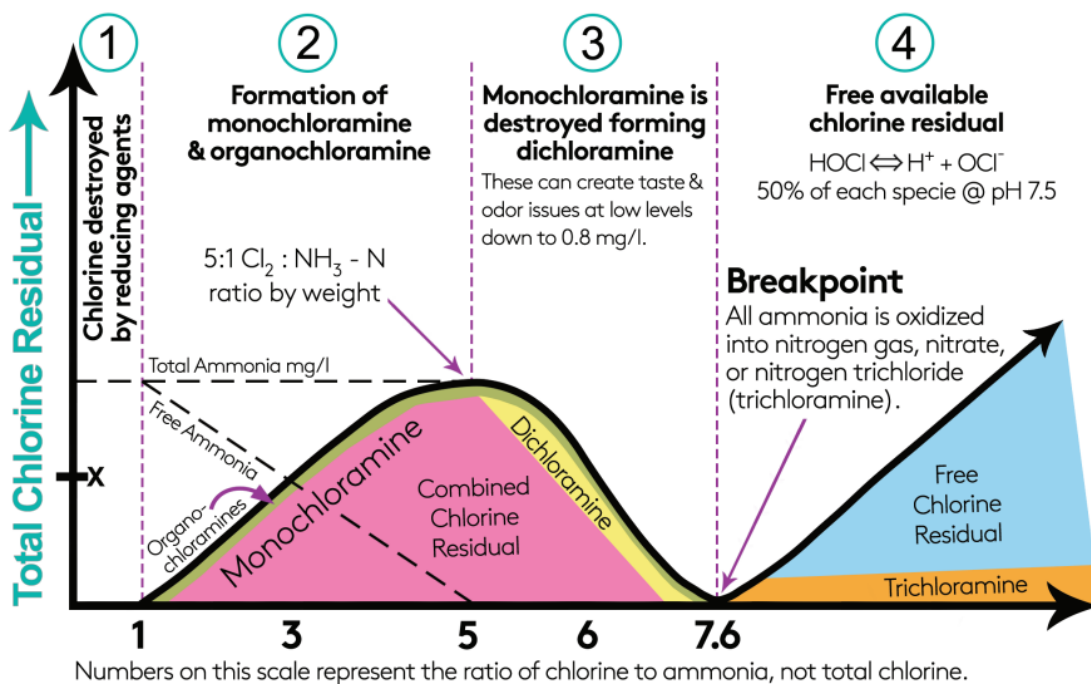
$$D_{Cl_2} = D_{dez} + D_N$$

gdzie:

D_{dez} – dawka chloru do dezynfekcji; przyjęto $D_{dez} = 1,2 \text{ g Cl}_2/\text{m}^3$
($1 \div 1,5 \text{ g Cl}_2/\text{m}^3$)

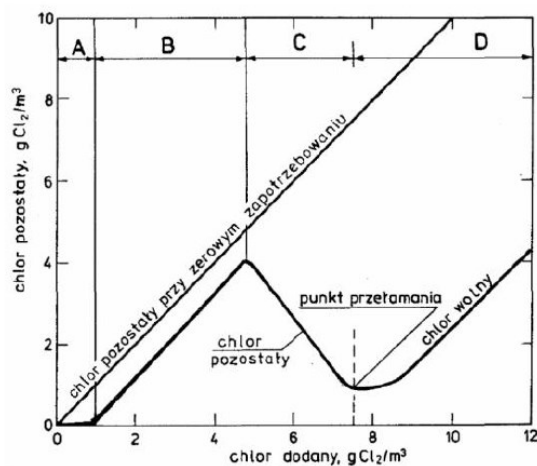
D_N – dawka chloru ze względu na utlenianie azotu amonowego przy chlorowaniu do punktu przełamania;

Przyjęto: $D_N = 10 \cdot [N-NH_4^+]_k$



More Chlorine Added →

<https://www.ixomwatercare.com/documents/informational-bulletin-breakpoint-chlorination-curve/download>



Uwaga: stężenie azotu amonowego po koagulacji i rekarbonizacji
 Stąd:

$$D_N = 10 \cdot [N-NH_4^+]_k$$

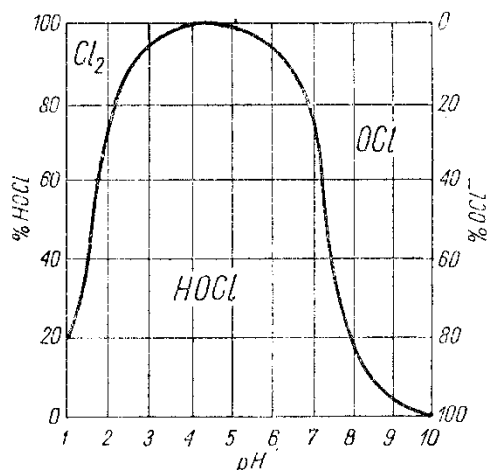
Całkowita dawka chloru:

$$D_{Cl_2} =$$

7.2. Przygotowanie wody chlorowej

Założono stężenie Cl_2 w wodzie chlorowej $3500 \text{ g } Cl_2/m^3$ i odczyn wody chlorowej $pH=3,0$ (przy w.w. stężeniu Cl_2 w wodzie chlorowej \rightarrow dla wody wodociągowej o typowej zasadowości $pH=3$). Z tabeli 6.1 (Kowal i in.) 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



Cl_2 – chlor wolny
 HOCl – kwas podchloraowy
 OCl^- - jon podchlorynowy

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

Tabela 6.1

Procentowa zawartość chloru i kwasu podchloraowego w wodzie chlorowej dla pH 1-6, temperatura 288 K i ciśnienie atmosferyczne [17]

pH	Stężenie roztworu, g/m^3									
	500		1000		1500		2000		3500	
	Cl_2	HOCl	Cl_2	HOCl	Cl_2	HOCl	Cl_2	HOCl	Cl_2	HOCl
1	54,30	45,65	64,67	35,25	69,94	29,95	73,29	26,57	78,91	20,89
2	17,66	82,31	27,41	72,52	33,95	65,93	38,78	61,05	49,70	49,97
3	2,48	97,51	4,73	95,25	6,79	93,17	8,68	91,26	13,57	86,28
4	0,26	99,72	0,52	99,46	0,77	99,20	1,02	98,45	1,76	98,19
5	0,026	99,74	0,05	99,71	0,078	99,68	0,104	99,66	0,181	99,58
6	0,000	97,68	0,005	97,67	0,008	97,67	0,010	99,67	0,018	97,66

7.3. Dawkowanie wody chlorowej

Wodę chlorową należy dawkować wielopunktowo (z mieszaniem) i neutralizować wodorotlenkiem sodu. Brak mieszania i neutralizacji powoduje spadek odczynu, tworzenie NCl_3 (który powstaje w kwaśnym odczynie) i przesunięcie punktu przełamania w prawo \rightarrow spada skuteczność utleniania NH_4^+). Neutralizację należy prowadzić do $\text{pH}=7,0$.

Udział poszczególnych form chloru po zubożeniu wody do pH 7 (tab. 6.2 skrypt) – (Cl_2 gazowy przechodzi w HOCl , z części którego powstaje jon OCl^-):

kwas podchloraowy – 79,10 % Cl_2

jon podchlorynowy – 20,89 % Cl_2

T a b e l a 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:

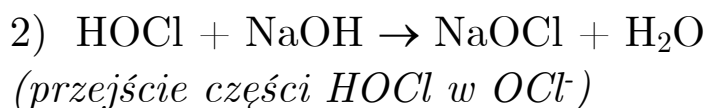
- kwas podchlorawy – 13,57 % Cl₂ (*powstaje z chloru gazowego*)
- jon podchlorynowy – 20,89 % Cl₂ (*powstaje z kwasu podchlorawego*)

Podczas neutralizacji wody chlorowej zachodzą reakcje zobojętniania:



$$\begin{array}{rcl} 71 \text{ g} & - & 40 \text{ g} \\ 0,1357 \cdot D_{\text{Cl}_2} & - & x \end{array}$$

$$x = g \text{ NaOH}/\text{m}^3$$



$$\begin{array}{rcl} 35,5 \text{ g} & - & 40 \text{ g} \\ \frac{0,2089}{2} \cdot D_{\text{Cl}_2} & - & y \end{array}$$

1/2, bo w reakcji uczestniczy 1 gramoatom chloru, a D_{Cl_2} to 2 gramoatomy)

$$y = g \text{ NaOH} / m^3$$

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

7.4. Wzrost zasolenia na skutek zobojętniania

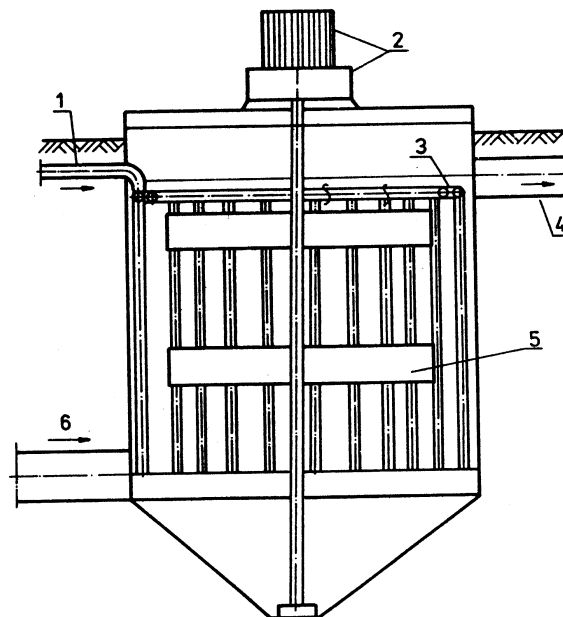
W wyniku utlenienia 1 g azotu amonowego przyrost zasolenia wynosi 15 g. Stąd:

$$[N-NH_4^+] \cdot 15$$

7.5. Komora reakcji z mieszadłem łopatkowym

Godzinowe zużycie chloru:

$$Cl_2 = D_{Cl_2} \cdot Q_{rz} \text{ , } gCl_2/h$$



Rys. 6.24. Komora reakcji do chlorowania: 1 - doprowadzenie wody chlorowej i NaOH, 2 - silnik z przekładnią, 3 - układ rur perforowanych do wprowadzania wody chlorowej i NaOH, 4 - odpływ ścieków, 5 - mieszadło, 6 - dopływ ścieków

- $Q_{rz} =$

- czas przetrzymania $t_p = 30$ min
- wymagana objętość części cylindrycznej komory:

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

Założono, że wysokość komory będzie równa $H=3,00$ m. Stąd:

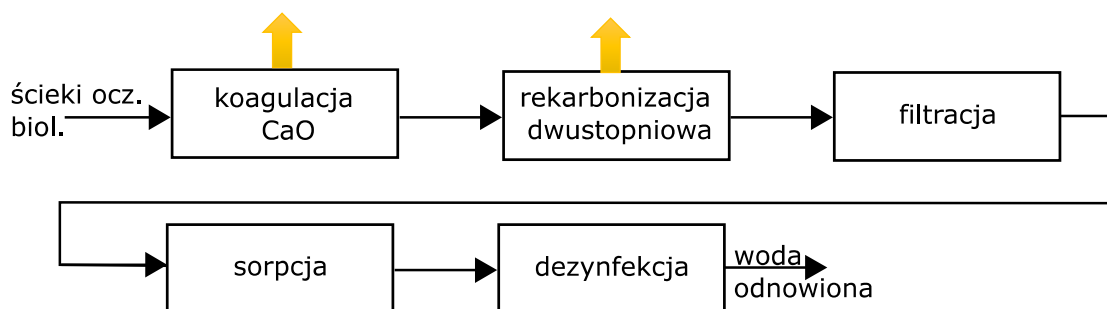
$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{kom}}}{\pi \cdot H}}$$

Przyjęto następujące gabaryty komory reakcji:

- średnica: D
- uwaga: należy spełnić warunek: $1,5 \leq \frac{D}{H} < 10$
- rzeczywista objętość części cylindrycznej :

$$V_{\text{rz}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} H$$

8. Objętość osadów i gospodarka osadowa



8.1. Osady z koagulacji wapnem

Suchą masę osadu określamy na podstawie danych w p.2 „Skład ścieków po koagulacji wapnem”

sucha masa $Mg(OH)_2$:

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

sucha masa CaCO_3 :

$$SM_{\text{CaCO}_3} = \eta_s \cdot M_0 \cdot Q \cdot 10^{-3}$$

sucha masa $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$:

$$SM_{\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2} = \eta_s \cdot \Delta[\text{PO}_4^{3-}] \cdot Q \cdot 10^{-3}$$

całkowita sucha masa osadu po koagulacji CaO:

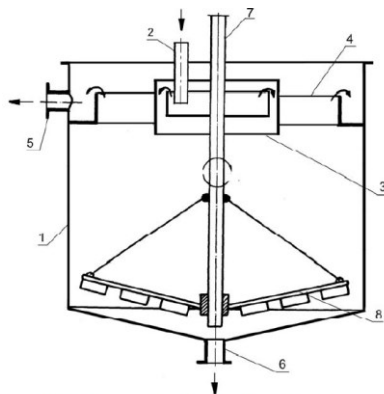
$$SM_{\text{Ca}} = SM_{\text{Mg}} + SM_{\text{CaCO}_3} + SM_{\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2}$$

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

$$V_{\text{Ca}} = SM_{\text{Ca}} \cdot \frac{100}{(100 - W_{\text{Ca}}) \cdot \rho_{\text{Ca}}}$$

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

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



Schemat odstojnika Dorra; 1- zbiornik, 2- dopływ zawiesiny, 3- rozplyw zawiesiny 4- krawędź przelewowa cieczy klarownej, 5- odpływ cieczy klarownej, 6- odpływ szlamu, 7- wał, 8- zgarniacz szlamu



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 rezerwowy) lub 3 pracujące naprzemiennie w cyklach: napełnianie, zagęszczanie, opróżnianie).

Ciecz nadosadowa → do kanalizacji.

8.1. Osady z rekarbonizacji

(wg danych z p.4.2. – sedymentacja międzystrefowa)

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

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

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:

$$V_r = SM_r \cdot \frac{100}{(100 - W_r) \cdot \rho_r}$$

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

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

Uwaga: jeśli nie przewiduje się odzysku CaO lub CO₂ z osadu CaCO₃ (z powodu energochłonności procesu rekalcynacji) – wówczas osad kierowany jest do odstojujnika razem z osadem po koagulacji wapnem. Odstojnik projektuje się na sumaryczną objętość osadów: $V_{Ca} + V_r$

9. Wytyczne do rysunków

9.1. 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 $V_z = \frac{1}{3} Q_h \text{ } \acute{s}r$

- $V_z = \frac{1}{3} Q_h \text{ } \acute{s}r$

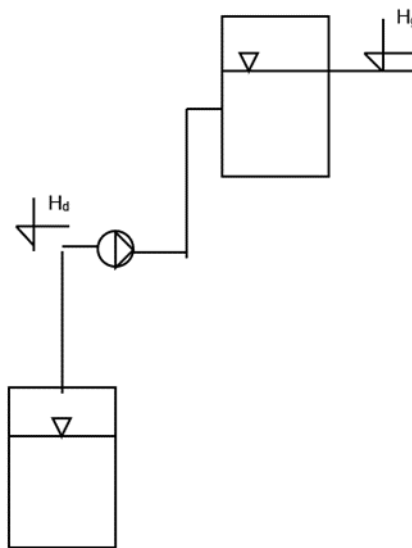
- urządzenia w budynkach:
 - obiekty do koagulacji
 - obiekty do rekarbonizacji
 - urządzenia ciśnieniowe (filtry piaskowe, węglowe)

9.2. 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:

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



$$\Delta h_g = H_g - H_d, m$$

gdzie: H_g – rzędna górna, m npm

H_d - rzędna dolna, m npm

- stratę ciśnienia na długości rurociągu:

$$\Delta H_L = L_c \cdot i \cong L_c \cdot 0,002, m$$

- stratę ciśnienia na wylocie z rurociągu

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

- ciśnienie na wylocie z rurociągu

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

9.3. straty ciśnienia w urządzeniach ciśnieniowych (wg załącznika „Jednostkowe straty ciśnienia“)

- filtry piaskowe ciśnieniowe

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

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

- filtry węglowe

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

(uwzględnić łączną wysokość złoża sorpcyjnego w szeregu komór)

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

9.4. Rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 1°

$$H_P = H_d + \Delta h_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{wyl} = H_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{wyl},$$

m npm

9.5. Rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 2°

$$H_P = H_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{wyl} + (\sum \Delta h_f + \sum \Delta h_{abs}), \quad \text{m npm}$$

H_g – rzędna rurociągu tłocznego na wlocie do kolumny z GWA

Spis treści

1. Układ technologiczny zakładu odnowy wody	1
2. Koagulacja wapnem	2
2.1. Odczyn niezbędny do strącania fosforanów	2
2.2. Dawka wapna w procesie dekarbonizacji ($D_{CaO,D}$)	3
2.3. Ustalenie dawki wapna.....	4
2.4. Końcowe stężenie PO_4^{3-} i NH_4^+ po koagulacji i rekarbonizacji	5
2.4.1. Stężenie PO_4^{3-} po koagulacji	5
2.4.2. Stężenie NH_4^+ po koagulacji i rekarbonizacji.....	5
3. Skład ścieków po koagulacji wapnem	7
3.1. Zmiana zasadowości	7
3.2. Zmiany stężenia magnezu.....	7
3.3. Zmiany stężenia wapnia	8
3.4. Bilans jonów po koagulacji (w tabeli zestawiono tylko te składniki, które ulegają zmianie w procesie koagulacji)	9
3.5. Urządzenia do koagulacji.....	10
3.6. Dobór akcelatora	11
3.6.1. Powierzchnia czynna.....	11
3.6.2. Całkowita powierzchnia akcelatora.....	11
4. Rekarbonizacja dwustopniowa	12
4.1. Pierwsza faza rekarbonizacji (pH ↓ 9,5)	12
4.1.1. Dawka CO_2 ze względu na zasadowość w formie rozpuszczonej.....	12
4.1.2. Dawka CO_2 ze względu na związki magnezu	12
4.1.3. Dawka CO_2 ze względu na fosforany	13

4.1.4. Dawka CO ₂ w 1 ^o fazie rekarbonizacji dwustopniowej (pH ↓ 9,5).....	13
4.2. Sedymentacja międzystrefowa. Stężenie CaCO ₃ i MgCO ₃ po sedymentacji.....	14
4.3. Druga faza rekarbonizacji (pH ↓ 7-7,5)	14
4.3.1. Dawka CO ₂ ze względu na CaCO ₃	14
4.3.2. Dawka CO ₂ ze względu na MgCO ₃	14
4.3.3. Dawka CO ₂ w 2 ^o rekarbonizacji.....	14
4.3.4. Całkowita dawka CO ₂ w rekarbonizacji dwustopniowej	15
4.4. Bilans jonów po rekarbonizacji dwustopniowej	15
4.5. Urządzenia do rekarbonizacji	15
4.5.1. Komora saturacji	15
4.5.2. Osadnik o przepływie poziomym	16
5. Filtracja	19
5.1. Wymagana powierzchnia filtracyjna	19
5.2. Średnica i liczba filtrów	19
5.3. Rzeczywista powierzchnia filtracyjna	20
5.4. Rzeczywiste obciążenie hydrauliczne	20
5.5. Obciążenie hydrauliczne przy jednym filtrze wyłączonym (podczas płukania)	20
5.6. Ilość popłuczyn.....	20
5.7. Dobór zbiornika.....	21
6. Sorpcja na węglu aktywnym	23
6.1. Wyznaczenie czasu pracy kolumny sorpcyjnej	23
6.2. Liczba kolumn i wysokość złoża w kolumnie.....	24
6.3. Wymagana powierzchnia filtracyjna	24

6.4. Liczba szeregów kolumn i obciążenie hydrauliczne.....	25
6.5. Całkowita liczba jednostek filtracyjnych.....	26
6.6. Liczba jednostek pracujących.....	26
7. Dezynfekcja wody przez chlorowanie.....	27
7.1. Wyznaczenie dawki chloru.....	27
7.2. Przygotowanie wody chlorowej.....	28
7.3. Dawkowanie wody chlorowej.....	29
7.4. Wzrost zasolenia na skutek zubożniania.....	31
7.5. Komora reakcji z mieszadłem łopatkowym.....	31
8. Objętość osadów i gospodarka osadowa.....	32
8.1. Osady z rekarbonizacji.....	34
9. Wytyczne do rysunków.....	36
9.1. Plan sytuacyjny.....	36
9.2. Przekrój przez urządzenia układu technologicznego ZOW	37
9.3. straty ciśnienia w urządzeniach ciśnieniowych.....	38
9.4. Rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 1°.....	38
9.5. Rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 2°.....	39