



Politechnika Wrocławska
WYDZIAŁ INŻYNIERII ŚRODOWISKA

KIERUNEK: INŻYNIERIA ŚRODOWISKA

STUDIA II STOPNIA

ODNOWA WODY

MATERIAŁY DO ĆWICZEŃ PROJEKTOWYCH

ODNOWA WODY

Temat ćwiczenia projektowego dla studenta/ki/:

.....

kierunek: INŻYNIERIA ŚRODOWISKA (Iist.)

Zaprojektować zakład odnowy wody dla następujących danych:

- skład ścieków oczyszczonych biologicznie wg załącznika
- skład wody po odnowie wg załącznika

Zakres projektu:

1. Zapoznanie się ze schematem technologicznymi odnowy wody.
2. Wykonanie obliczeń urządzeń do wstępnego oczyszczania ścieków przed demineralizacją.
3. Wykonanie obliczeń urządzeń do demineralizacji wody do wody metodą odwróconej osmozy
4. Obliczenie urządzeń gospodarki ściekowo-osadowej zakładu
- 5.. Sporządzenie opisu technicznego.
6. Wykonanie rysunków:
 - planu sytuacyjnego zakładu odnowy wody skala 1:500
 - profilu przez urządzenia zakładu odnowy wody skala 1:500/100

Prowadzący

Termin uzyskania zaliczenia:

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		
BZT5	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		
Przewodność właściwa	μS/cm		

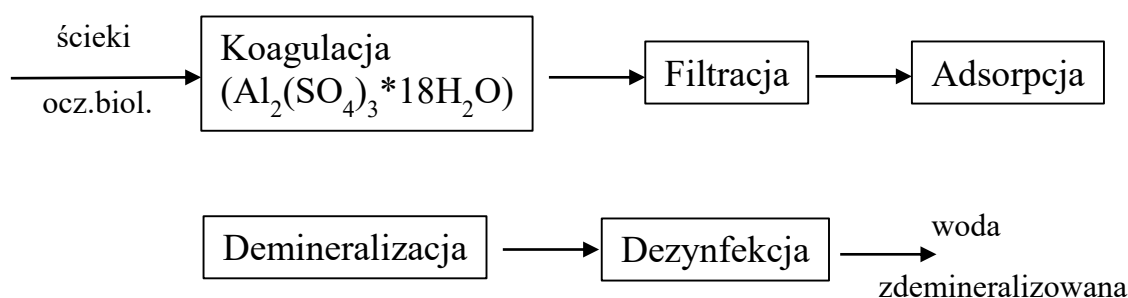
1. Bilans jonowy ścieków oczyszczonych biologicznie

Kationy (Kt): N-NH_4^+ , Na^+ , K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} val/m³

Aniony (An): N-NO_3^- , PO_4^{3-} , Cl^- , SO_4^{2-} , HCO_3^- val/m³

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

2. Układ technologiczny zakładu odnowy wody



3. Strącanie fosforanów wraz z koagulacją za pomocą siarczanu glinu

Dane:

- barwa ścieków B
- mętność ścieków Mt
- stężenie fosforanów w ściekach biologicznie oczyszczonych $[\text{PO}_4^{3-}]_0$
- stężenie fosforanów w wodzie po odnowie $[\text{PO}_4^{3-}]_k$
- odczyn ścieków biologicznie oczyszczonych pH₀
- zasadowość ścieków biologicznie oczyszczonych [M]₀
- stężenie wapnia w ściekach biologicznie oczyszczonych $[\text{Ca}^{2+}]_0$
- stężenie siarczanów w ściekach biologicznie oczyszczonych $[\text{SO}_4^{2-}]_0$

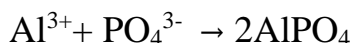
3.1. Wyznaczenie dawki siarczanu glinu 3.1.1. Dawka ze względu na barwę

$$D_B = 8 \cdot \sqrt{B}$$

3.1.2. Dawka ze względu na mętność

$$D_{Mt} = 7 \cdot \sqrt{Mt}$$

3.1.3. Dawka ze względu na strącanie fosforanów



Zużycie stechiometryczne na strącanie: 1 mol Al^{3+} /1 mol PO_4^{3-}

Wymagana dawka $Al_2(SO_4)_3$ na koagulację i strącanie fosforanów wynosi (wg danych literaturowych) 1÷3 mol Al^{3+} /mol PO_4^{3-} . Przyjęto 2 mole Al^{3+} , co odpowiada 1 molowi $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18 H_2O$ na 1 mol PO_4^{3-} . Stąd:

$$D_P = \frac{1 \cdot M_{czK} \cdot \Delta[PO_4^{3-}]}{M_{czPO_4}}$$

gdzie:

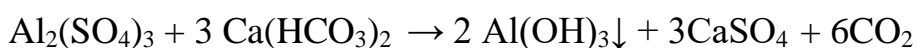
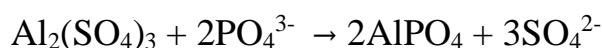
M_{czK} – masa cząsteczkowa koagulantu;

M_{czPO_4} – masa cząsteczkowa fosforanów;

$\Delta[PO_4^{3-}]$ – ubytek fosforanów;

3.1.4. Przyjęta dawka koagulantu

$$D_{cAl} = \max\langle D_B, D_{Mt}, D_P \rangle$$



Całkowita dawka koagulantu zużywana jest na strącanie fosforanów (D_{strAl}^{str}) oraz na hydrolizę i koagulację (D_{Al}^h).

$$D_{strAl} = \Delta[PO_4^{3-}]$$

$$D_{hAl} = D_{cAl} - D_{strAl}$$

3.2. Sprawdzenie zasadowości ze względu na hydrolizę koagulantu Wymagana zasadowość wody w procesie koagulacji:

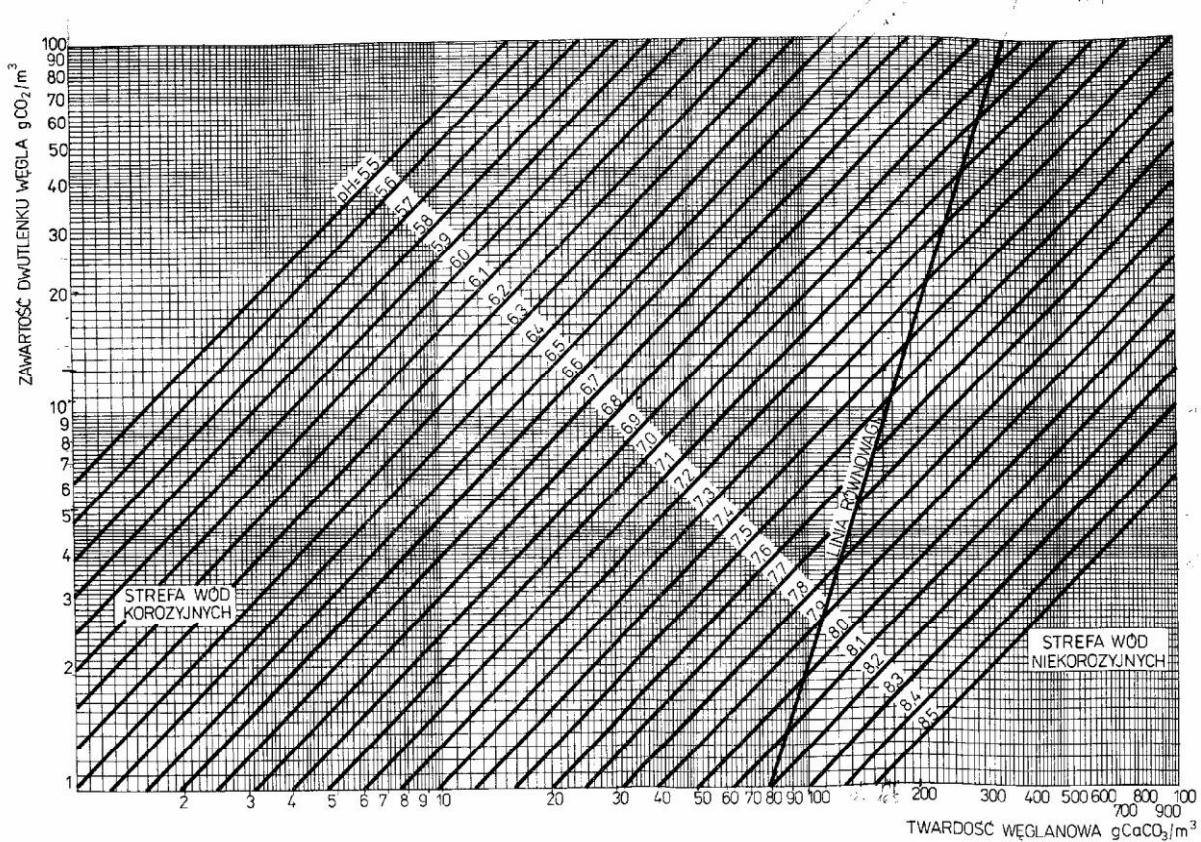
$$[M]_w = D^h_{Al} + 0,7$$

gdzie: 0,7 – wymagany zapas zasadowości w wodzie, val/m³

3.3. Korekta pH wody po koagulacji

Parametry wody przed koagulacją:

pH [M]₀



Rys. 8.83. Nomogram równowagi węglanowo-wapniowej

Z nomogramu równowagi węglanowo-wapniowej odczytano:

$$[CO_2]_{w0}$$

$$[CO_2]_{p0}$$

$$[CO_2]_{agr0} = [CO_2]_{w0} - [CO_2]_{p0}$$

3.3.1. Zasadowość po koagulacji

$$[M]_K = [M]_0 - D^h_{Al}$$

3.3.2. CO₂ po koagulacji

$$[\text{CO}_2]_{\text{K w}} = [\text{CO}_2]_{0 \text{ w}} + D_{\text{Alh}}$$

$$[\text{CO}_2]_{\text{p}}^{\text{K}} = \frac{[\text{M}]_{\text{K}}^3}{160 R_{\text{CO}_2}} \quad R_{\text{CO}_2} = 44 \text{ g/val}$$

$$[\text{CO}_2]_{\text{agr}}^{\text{K}} = [\text{CO}_2]_{\text{w}}^{\text{K}} - [\text{CO}_2]_{\text{p}}^{\text{K}}$$

3.3.3. Wiązanie CO₂ metodą kolejnych przybliżeń

Przybliżenie I: (zakładamy wiązanie ok. 3/4 CO_{2 agr})

- założona ilość CO_{2 agr} do związania wapnem

$$\Delta[\text{CO}_2]_{\text{agr}} = D_{\text{CaO}}$$

- zasadowość wody po dodaniu założonej dawki wapna

$$[\text{M}]'_{\text{K}} = [\text{M}]_{\text{K}} + D_{\text{CaO}}$$

- dla obliczonej zasadowości $[\text{M}]'_{\text{K}}$

$$[\text{CO}_2]_{\text{p}}' = \frac{[\text{M}]_{\text{K}}'^3}{160} \cdot 44$$

$$[\text{CO}_2]_{\text{w}}' = [\text{CO}_2]_{\text{w}}^{\text{K}} - \Delta[\text{CO}_2]_{\text{agr}}$$

$$[\text{CO}_2]_{\text{agr}}' = [\text{CO}_2]_{\text{w}}' - [\text{CO}_2]_{\text{p}}'$$

Jeżeli $[\text{CO}_2]_{\text{agr}} > 2 \text{ g/m}^3$ to liczymy dalej.

Przybliżenie II:

Gdy $[\text{CO}_2]_{\text{agr}} < 2 \text{ g/m}^3$ to dawka wapna wynosi: D_{CaO}

3.4. Parametry wody po koagulacji, filtracji oraz korekcie pH

- $[\text{M}]_{\text{K}}'$
- $[\text{CO}_2]_{\text{w}}'$
- pH_{K} (odczytano z nomogramu równowagi węglanowo-wapniowej)

Składniki jonowe wody, które uległy zmianie:

- fosforany $[\text{PO}_{43-}]_K$
- zasadowość $[\text{HCO}_3^-]_K$
- wapń $[\text{Ca}_{2+}]_K = [\text{Ca}_{2+}]_0 + D_{\text{CaO}}$
- siarczany $[\text{SO}_{42-}]_K = [\text{SO}_{42-}]_0 + D_{\text{Alc}}$

3.5. Bilans jonowy wody po koagulacji, korekcie pH i filtracji

Składnik	Stężenie przed koagulacją	Stężenie po koagulacji i korekcie pH
	val/m ³	val/m ³
Kt:	NH ₄ ⁺	
	Ca ²⁺	
	Mg ²⁺	
	K ⁺	
	Na ⁺	
Suma		
An:	PO ₄₃₋	
	M	
	NO ₃₋	
	Cl ⁻	
	SO ₄₂₋	
Suma		

3.6. Urządzenia do koagulacji

Zalecany układ technologiczny dla wydajności do 250 m³/d:

Mieszacz statyczny+ komora flokulacji zespolona z osadnikiem o przepływie pionowym

Dla wydajności większej od 250 m³/d:

Mieszacz statyczny+ komora flokulacji zespolona z osadnikiem o przepływie pionowym

Mechaniczna komora szybkiego mieszania + komora flokulacji zespolona z osadnikiem o przepływie pionowym

Mieszacz statyczny + akcelator

Przykładowy typoszereg mieszaczy statycznych (Mazur):

Przyłącze [DN]	Liczba króćców	długość [mm]	waga [kg]	Spadek ciśnienia		
				0,2 bar	0,3 bar	0,5 bar
				m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h
32	2	140	0,35	6	7	9,5
40	3	235	0,75	5	6,5	8,5
40	2	195	0,75	10	12	15
50	3	300	1,2	8,5	13	21,5
50	2	240	1,2	15	23	30
65	3	332	2,8	20	27	40
80	3	419,6	11,2	20	30	45
100	3	519,6	14,4	50	60	80
125	3	640	21,0	70	85	115
150	3	759,6	26,8	100	125	170
200	3	979,6	41,2	175	220	290
250	3	1219,6	58,6	260	325	420
300	3	1496	77,2	385	475	500

Przykładowy typoszereg akceleratorów (ProjPrzemko)

Typ			AK 5	AK 10	AK 15	AK 25
Wydajność		[m ³ /h]	5,0	10,0	15,0	25,0
Wymiary:						
długość	L	[m]	4,0	5,0	6,0	7,0
szerokość	B	[m]	1,5	2,2	2,2	2,5
wysokość	H	[m]	3,0	3,0	3,0	3,0

4. Filtracja

Należy obliczyć:

- wymaganą powierzchnię filtrów; $F = f(O_h)$;
- średnicę i liczbę filtrów: D, n ;
- prędkość filtracji przy jednym filtrze wyłączonym: $n < 10 \text{ m/h}$;

- przyjmując: $H_{zł}$, d_{10} , WR oraz wyznaczyć q_{pl} (nomogram);
- ilość popłuczyn: $V_p = f(q_{pl})$;
- dobór zbiornika: D_{zb} , $H_{zb} \rightarrow H_{zb} \geq (1+E) \cdot H_{zł}$

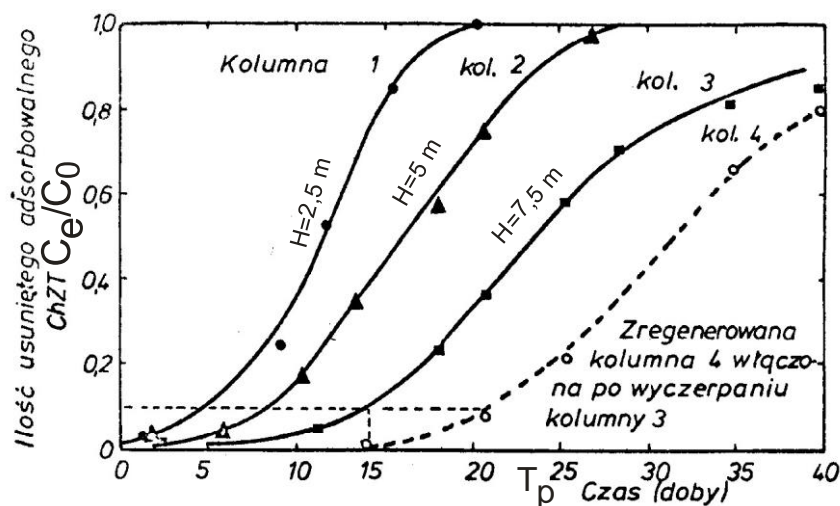
5. Sorpcja na węglu aktywnym

Dane:

- Q
- ChZT w ściekach oczyszczonych biologicznie; C_0^{ChZT}
- ChZT po koagulacji i filtracji:
- $C_k^{ChZT} = (1 - \eta_{ChZT}) \cdot C_0^{ChZT}$; $\eta_{ChZT} = 0,6 \div 0,7$
- ChZT w wodzie odnowionej; C_e^{ChZT}
- stosunek stężeń C_e^{ChZT} / C_k^{ChZT}

5.1. Wyznaczenie czasu pracy kolumny sorpcyjnej

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



Rys.9.2. Izoplany

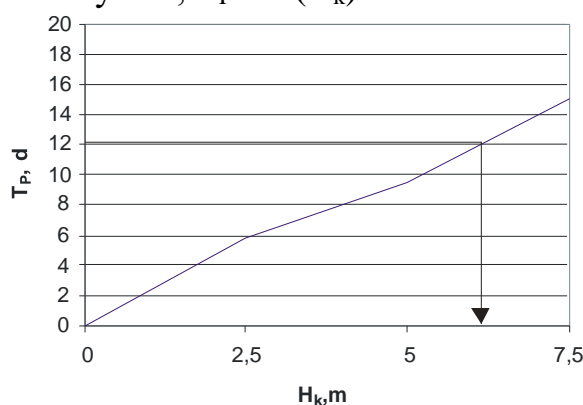
Na podstawie wykresu, dla C_e/C_k odczytano czas pracy T_p dla różnych wysokości złoża.

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

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

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

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



Dla przyjętego czasu pracy kolumny T_P odczytano wymaganą wysokość złoża:

$T_P \rightarrow H_k$ (jest to szereg kolumn o łącznej wysokości H_k)

5.2. Liczba kolumn w szeregu

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

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

k – liczba kolumn w szeregu

5.3. Wymagana powierzchnia filtracyjna

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

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

5.4. Dobór zbiornika

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

Dobrano zbiornik o parametrach:

$D =$

$H =$

$$H_c =$$

$$F_1 =$$

5.5. Liczba szeregów kolumn i obciążenie hydrauliczne

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

Przyjęto: n szeregów kolumn sorpcyjnych

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

5.6. Całkowita liczba jednostek filtracyjnych

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

5.7. Liczba jednostek pracujących

$$N_p = k \cdot n$$

5.8. Wymagana ilość węgla (dla wszystkich zbiorników)

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

5.9. 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)

6. Demineralizacja wody w procesie odwróconej osmozy

Uwaga: należy obliczyć przewodność właściwą wody po koagulacji i filtracji:

$$K_n = \frac{\Sigma(Kt, An)_k}{\Sigma(Kt, An)_{ob}} \cdot K_{ob}, \mu S/cm$$

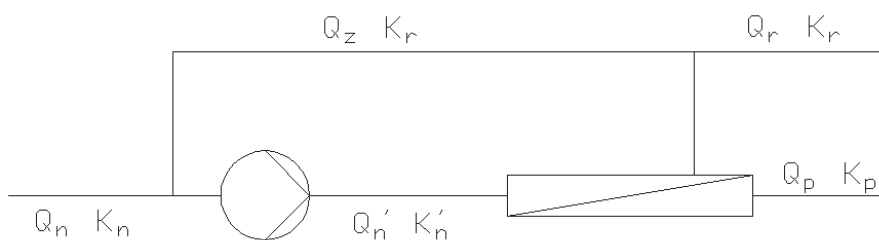
gdzie: $\Sigma(Kt, An)_k$ – suma kationów lub anionów w wodzie po koagulacji i korekcie pH,
 val/m^3

$\Sigma(Kt, An)_{ob}$ – suma kationów lub anionów w ściekach oczyszczonych biologicznie,
 val/m^3

- woda demineralizowana:
 przewodność właściwa, $K_n \leq 30 \mu S/cm$

6.1. Wymagana liczba stopni demineralizacji

6.1.1. Sprawdzenie możliwości zastosowania jednostopniowej demineralizacji



Rys. 1. Schemat jednostopniowej instalacji RO (Szwast, str.43)

6.1.1.1. Dla wody o niskiej przewodności ($K_n \leq 1\ 000 \mu S/cm$) przyjęto wysokie zażęcenie soli w retencji:

$$Q_p = 2 Q_r \quad (6.1)$$

6.1.1.2. Założono proporcjonalną zależność między stężeniem soli i przewodnością, wtedy:

$$Q_n K_n = Q_r K_r + Q_p K_p \quad (6.2)$$

6.1.1.3. Obliczona przewodność retentatu, przy założeniach:

- przyjętego stopnia zateżenia soli w retentacie (\rightarrow wg (6.1)),
- $K_p \ll K_r$,
- $Q_n = Q_r + Q_p$

$$K_r = \frac{Q_n}{Q_r} K_n \quad (6.3)$$

6.1.1.4. Obliczona przewodność permeatu, przy założeniu:

- współczynnika retencji soli w retentacie, $R = 0,99$ (tj. 99% zatrzymania soli; dla typowej membrany RO: $R = 0,997$)

$$K_p = (1 - R) K_r \quad (6.4)$$

Ponieważ: $K_p < 30 \mu\text{S}/\text{cm}$ (wymagana przewodność wody demineralizowanej),
jednostopniowa demineralizacja jest wystarczająca.

Uwaga: jeśli przewodność permeatu przekracza wartość dopuszczalną, należy zastosować 2° demineralizacji, w którym nadawę stanowi permeat z 1°.

6.2. Dobór modułów membranowych do procesu RO

6.2.1. Wybór modułu membranowego

- dobrano moduł membranowy:

typ:

długość:

średnica:

strumień permeatu:

6.2.2. Obliczenie współczynnika filtracji UFC (*ultrafiltration coefficient*)

6.2.2.1. Równanie definiujące współczynnik UFC

$$UFC = \frac{Q_p}{\Delta p \cdot S}, \quad \text{dm}^3/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{bar}) \quad (6.5)$$

gdzie: Q_p – przepływ permeatu, dm^3/h

Δp – ciśnienie transmembranowe (siła napędowa procesu RO), bar

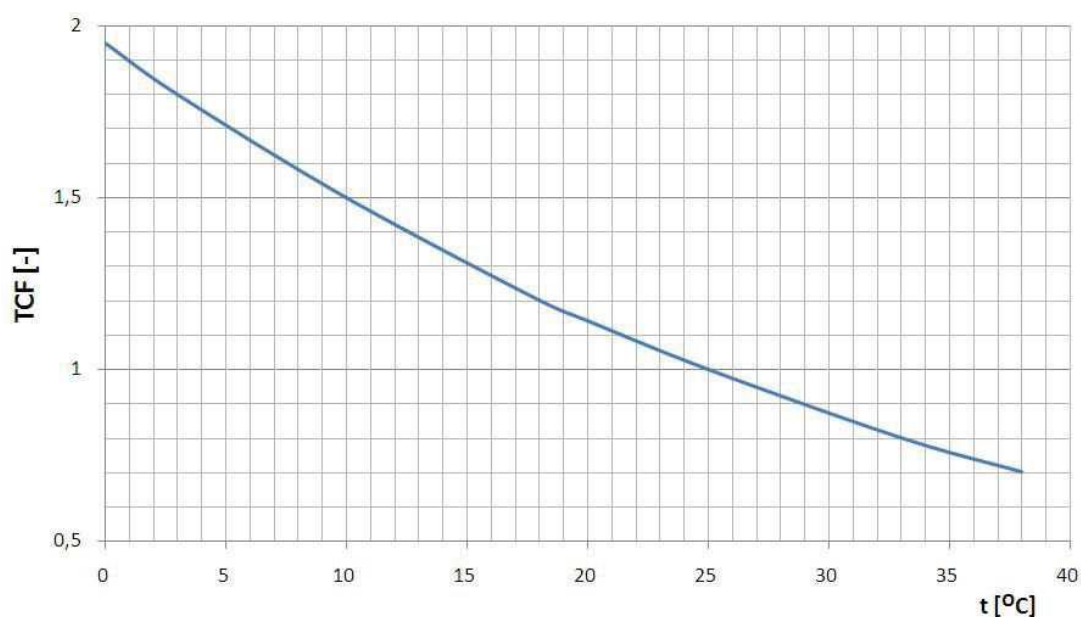
S – powierzchnia filtracyjna, m^2

6.2.3. Ciśnienie transmembranowe

- wg karty katalogowej
- przyjęto nadwyżkę ciśnienia hydraulicznego nad osmotycznym:

6.4. Współczynnik poprawkowy dla temperatury (TCF)

Wydajność modułu membranowego podana jest dla temperatury 25°C . Temperatura wody to 10°C → większa jest lepkość cieczy i mniejsza wydajność modułu.



Rys. 2. Współczynnik poprawkowy dla temperatury (*Szwast, str.46*)

6.2.5. Wymagana powierzchnia membran

$$S = \frac{Q_p \cdot TCF}{UFC \cdot \Delta p}, \quad \text{m}^2 \quad (6.6)$$

gdzie: Q_p – przepływ permeatu, dm^3/h

Zgodnie z zał. (p.1.1.3.) i równaniem 1:

$$Q_p = Q_n - Q_r = Q_n - \frac{Q_p}{2}$$

6.2.6. Liczba wymaganych modułów membranowych

$$n = \frac{S}{S_m}$$

Uwaga: możliwe jest szeregowe połączenie do 4. modułów membranowych w jednej obudowie ciśnieniowej o odpowiedniej długości.

6.2.7. Obliczenie wymaganego ciśnienia nadawy przed modułami RO

6.2.7.1. Obliczenie ciśnienia osmotycznego (wg równania van't Hoffa)

$$\Pi = i \cdot \Delta c \cdot R \cdot T, \text{ Pa} \quad (6.7)$$

gdzie: i – współczynnik określający zwielokrotnienie swobodnych elementów (łącznej liczby cząsteczek i jonów) zawartych w jednostce objętości roztworu, będące wynikiem dysocjacji, -

Δc – różnica stężeń roztworów po obu stronach membrany, mol/m³

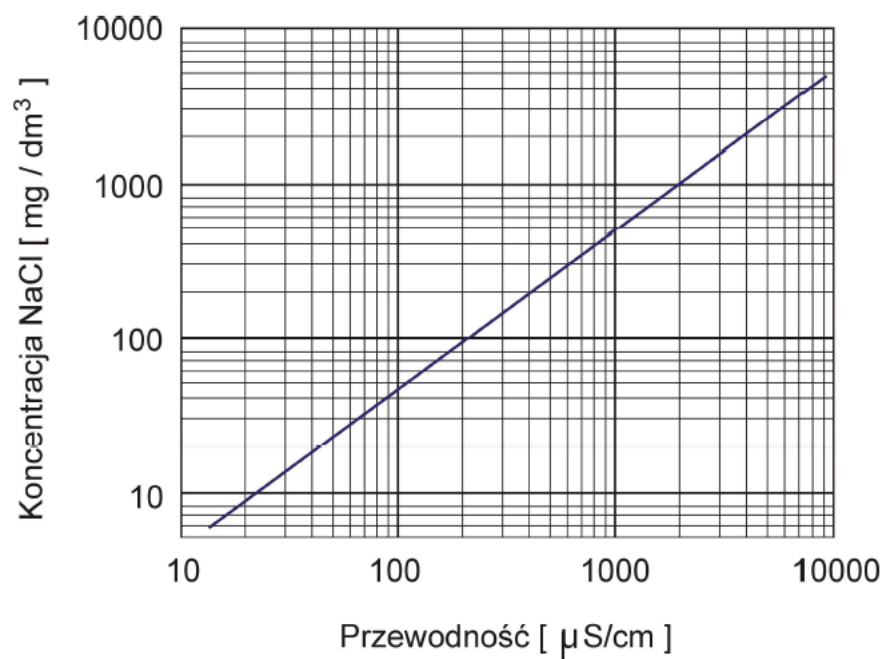
R – stała gazowa; $R = 8,314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

T – temperatura wody; $T = 283\text{K}$

$$i = 1 - \alpha + n \cdot \alpha \quad (6.8)$$

gdzie: α – stopień dysocjacji, -

n – liczba jonów powstałych w wyniku dysocjacji jednej cząsteczki substancji rozpuszczonej,



Rys. 3. Zależność między koncentracją soli i przewodnością roztworu NaCl (T = 298K)
(Szwast, str.29)

6.2.7.2. Wymagane ciśnienie nadawy przed modułami RO

$$P_{TM} = \Delta p + \Pi, \text{ bar} \quad (6.9)$$

gdzie: Δp – ciśnienie transmembranowe (siła napędowa procesu RO);

przyjęto: $\Delta p = 15 \text{ bar}$ (p. 2.3.)

$$P_{TM} = 15 + 1,04 = 16,04 \text{ bar}$$

Uwaga: przyjęto tu, że ciśnienie permeatu jest równe ciśnieniu atmosferycznemu

6.2.7.3. Ciśnienie retentatu za modułami RO

$$P_R = P_{TM} - \Delta p_m, \text{ bar} \quad (6.10)$$

gdzie: Δp_m – strata ciśnienia w modułach membranowych (*maximum pressure drop per vessel*);

7. Dezynfekcja wody przez chlorowanie

7.1. Wyznaczenie dawki chloru

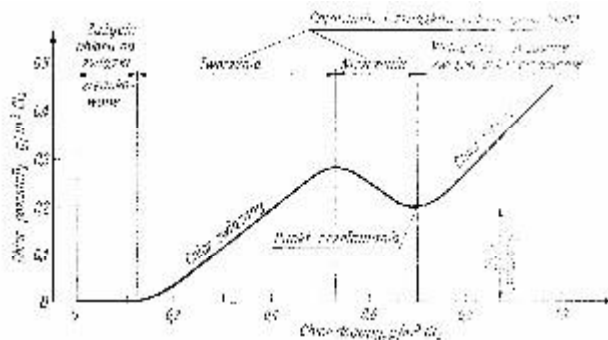
$$D_{Cl_2} = D_{dez} + D_N$$

gdzie:

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

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

Przyjęto: $D_N = 10 \cdot [N-NH_4^+]_{po RO}$



Rys. 6-8 Przebieg chlorowania do punktu przełamania

$$NH_4^+_{po RO} = (1 - \eta) * NH_4^+_k = 0,01 * 22 = 0,22 \text{ gN/m}^3$$

Przy założeniu 99% retencji soli

Stąd:

$$D_N = 10 \cdot 0,22 = 2,2 \text{ g Cl}_2/\text{m}^3$$

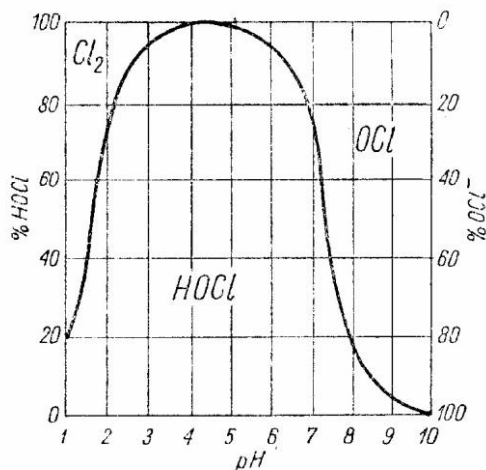
Całkowita dawka chloru:

$$D_{Cl_2} = 1,2 + 2,2 = 3,4 \text{ g Cl}_2/\text{m}^3$$

7.2. 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 f 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 kwasu podchloraowego 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	64,67	35,25	69,94	29,95	73,29	26,57	78,91	20,69
2	17,66	82,34	27,41	72,52	35,95	65,93	38,78	61,05	49,70	49,97
3	2,48	97,52	4,73	95,25	8,79	91,17	8,64	91,26	13,57	86,28
4	0,26	99,74	0,52	99,46	0,77	99,20	1,02	98,95	1,76	98,19
5	0,026	99,974	0,052	99,946	0,077	99,920	0,102	99,895	0,176	99,819
6	0,000	99,998	0,000	99,998	0,000	99,998	0,000	99,998	0,000	99,998

7.3. 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 fi spada skuteczność utleniania NH₄⁺*. Neutralizację należy prowadzić do pH=7,0.

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

- kwas podchloraowy – 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	45,51	,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	89,31	,0000	10,69	89,31
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 podchloraowy – 13,57 % Cl₂ (powstaje z chloru gazowego)

- jon podchlorynowy – 20,89 % Cl_2 (powstaje z kwasu podchlorawego)

Podczas neutralizacji wody chlorowej zachodzą reakcje zobojętniania: 1)



$$\begin{array}{r} \text{Ad.1)} \quad 71 \text{ g} \quad - \quad 40 \text{ g} \\ 0,1357 \cdot D_{\text{Cl}_2} - \quad x \end{array}$$

$$\begin{array}{r} \text{Ad.2)} \quad 35,5 \text{ g} \quad - \quad 40 \text{ g} \\ \frac{0,2089 \cdot D_{\text{Cl}_2}}{2} - y \end{array}$$

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

Sumaryczna dawka NaOH

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

Dobór urządzeń do chlorowania

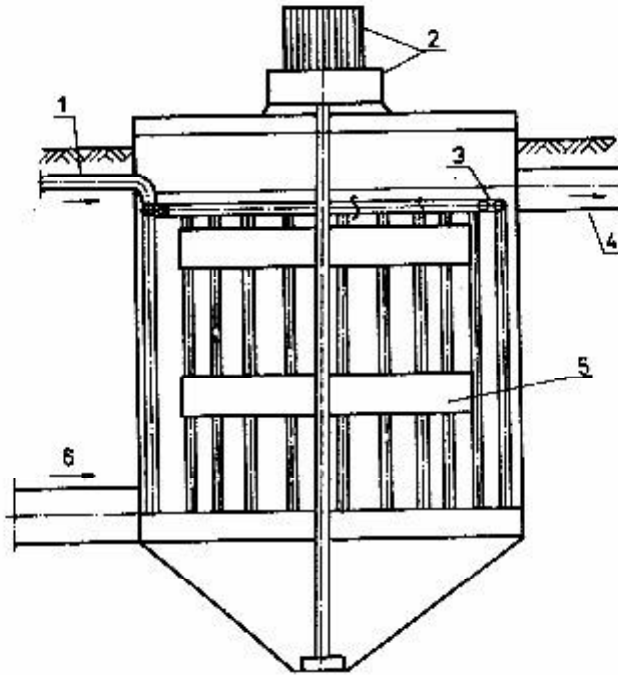
$$\text{Godzinowe zużycie } \text{Cl}_2 = D_{\text{Cl}_2} \cdot Q_p \text{ [g/h]}$$

7.4. Wzrost zasolenia na skutek zobojętniania

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

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

7.5. Komora reakcji (skrypt rys.6.24)



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

- Q_p
- czas przetrzymania t_p
- wymagana objętość komory:

$$V_{\text{kom}} = Q_p \cdot t_p$$

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

- średnica, $D =$
- wysokość części cylindrycznej, $H =$
- objętość czynna, $V_{\text{cz}} =$

8. Objętość osadów i gospodarka osadowa

8.1. Osady z koagulacji siarczanem glinu

Dane:

$[PO_{43-}]_0 =$

$[PO_{43-}]_k$

Q

$$D_{Alstr} = \Delta [PO_{43-}]$$

$$D_{Alh} = D_{Alc} - D_{Alstr}$$

Jeśli stosunek molowy Al:P = 2 mole Al: 1 mol P, wówczas jednostkowa ilość osadu (ze strącania i hydrolizy) wynosi $a_2 = 6,45 \text{ kg sm/kg P}_{\text{usuniętego}}$.

Stąd, sucha masa osadu:

$$sm_{Al} = Q \cdot a_2 \cdot ([PO_4^{3-}]_0 - [PO_4^{3-}]_k) \cdot 10^{-3}$$

Objętość osadu:

$$V_{Al} = sm_{Al} \cdot \frac{100}{(100 - W_{Al}) \cdot \rho_{Al}}, \text{ m}^3 / \text{d}$$

gdzie:

W_{Al} – uwodnienie osadu po strącaniu PO_4^{3-} ; $W_{Al} = 99,6 \%$

ρ_{Al} – gęstość osadu; $\rho_{Al} = 1010 \text{ kg/m}^3$

W celu zmniejszenia objętości, osad można zagęścić w **odstojniku** w czasie 24 h. Należy zaprojektować odstojnik o objętości: $V_{ods} = V_{Al}$ i przewidzieć drugi rezerwowy o tych samych parametrach. Uwodnienie osadu zmniejszy się wtedy do $W'_{al} = 98,8 \%$. Wówczas objętość osadu po zagęszczeniu (V'_{Al}):

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

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

Osad z odstojnika można odwadniać mechanicznie i składować (w zakładzie odnowy wody lub w oczyszczalni ścieków).

Ciecz nadosadowa → do kanalizacji.

8.2. Pozostałe odpady z Zakładu Odnowy Wody

- popłuczyny po filtrach piaskowych i węglowych oraz wody z transportu węgla → do odstojników osadów pokoagulacyjnych ($W_0=99,9\%$).

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.

- retentat z procesu odwróconej osmozy → odprowadzane do kanalizacji (po roprężeniu w zbiorniku wyrównawczym)
Ze względu na skład nie stanowią zagrożenia i dlatego mogą być odprowadzane bezpośrednio do kanalizacji

9. Wytyczne do rysunków

9.1. Plan sytuacyjny

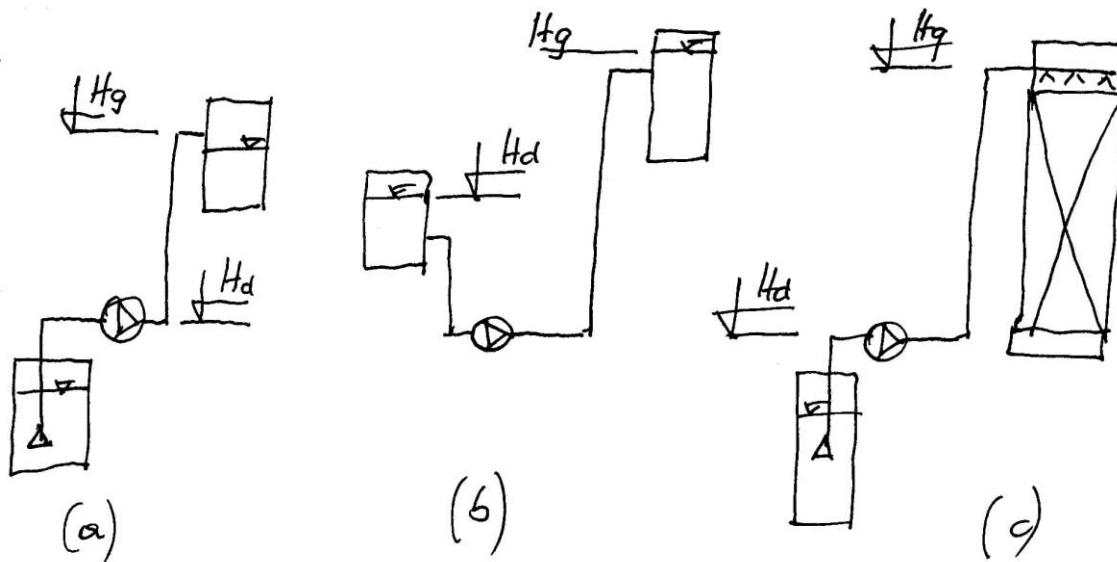
- dopływ ścieków oczyszczonych do ZOW – pod ciśnieniem hydrostatycznym w korycie przelewowym osadnika wtórnego (w oczyszczalni ścieków komunalnych);
- na terenie ZOW znajdują się min. 3 pompownie:
 - P 1° - do urządzeń do koagulacji,
 - P 2° - do urządzeń ciśnieniowych.
 - P 3° - do modułów RO
- objętość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

9.2. Przekrój przez urządzenia układu technologicznego ZOW

Obliczyć rzędną ciśnienia w przewodzie tłocznym P 1°, P 2°, P 3°; obliczoną wartość umieścić w tabeli („rzędna zwierciadła ścieków/wody”) pod przekrojem.

Należy wyznaczyć:

- 9.2.1.** 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

9.2.2. stratę ciśnienia na długości rurociągu:

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

9.2.3. stratę ciśnienia na wylocie z rurociągu

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

9.2.4. ciśnienie na wylocie z rurociągu

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

9.2.5. straty ciśnienia w urządzeniach ciśnieniowych

filtry piaskowe ciśnieniowe

$$V_f = 5 \div 7,5 \text{ m/h} \quad \rightarrow \quad \Delta h_{f1} = 3,0 \text{ m H}_2\text{O/ m złoża}$$

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

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)

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

9.2.6. rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 1° :

$$H_{P1^\circ} = H_d + \Delta h_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{wyl} = H_g + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{wyl}, \quad \text{m nrm}$$

9.2.7. rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 2°:

$$H_{P2^\circ} = H_{g1} + \Delta h_l + \Delta h_w + \Delta h_{wyl} + \left(\sum \Delta h_f + \sum \Delta h_{abs} \right), \quad \text{m nrm}$$

H_{g1} – rzędna rurociągu doprowadzającego wodę do anionitu

9.2.8. rzędna linii ciśnień w przewodzie tłocznym pompowni P 3°:

$$H_{P3^\circ} = H_{g2} + \Delta h_l + P_{TM}, \quad \text{m nrm}$$

H_{g2} – rzędna położenia modułu membranowego

Brackish Water RO Elements

TMG

Type	Diameter inch	Membrane Area ft ² (m ²)	Salt Rejection %	Product Flow Rate gpd (m ³ /d)
TMG10	4"	87 (8)	99.5	2,400 (9.1)
TMG20-370	8"	370 (34)	99.5	9,500 (36.0)
TMG20-400	8"	400 (37)	99.5	10,200 (38.6)
TMG20-430	8"	430 (40)	99.5	11,000 (41.6)

1. Membrane Type		Cross Linked Fully Aromatic Polyamide Composite
2. Test Conditions	Feed Water Pressure Feed Water Temperature Feed Water Concentration Recovery Rate Feed Water pH	110psi (0.76 MPa) 77 °F (25 °C) 500mg/ l NaCl 15 % 7
3. Minimum Salt Rejection		99.0 %
4. Minimum Product Flow Rate		2,000 gpd (7.6 m ³ /d) (TMG10) 7,500 gpd (28.4m ³ /d) (TMG20-370) 8,200 gpd (31.0m ³ /d) (TMG20-400) 8,800 gpd (33.3m ³ /d) (TMG20-430)

Dimensions

All dimensions shown in inches (millimeter).

