

4. Технологічний розрахунок мембранних установок

4.1. Розрахунок установки з застосуванням зворотного осмосу

Тут розглядається установка для концентрування розчинів, в якій одним із основних вузлів є апарат зворотного осмосу. Введення цього апарату дозволяє суттєво знизити загальні затрати на процес концентрування, оскільки більша частина води видаляється дуже економічним методом (методом зворотного осмосу), і лише мала частина – порівняно дорогим методом (випаровуванням).

Технологічна схема установки наведена на рисунку 3. Розчинений розчин неорганічної солі із ємності 1 подається насосом 2 на фільтр з піску 3, де очищується від суспензій твердих частинок. Очищений розчин насосом високого тиску 4 подається в установку зворотного осмосу 5, яка складається із ряду секцій, де концентрується до концентрацій порядку 2-4 % (по масі). Концентрат підігрівається в теплообміннику 6 і направляється у випарний апарат 7, який працює під невеликим надлишковим тиском. У випарному апараті здійснюється остаточне концентрування розчину до потрібної величини. Випарний розчин стікає в ємність 8.

Фільтрат із апаратів зворотного осмосу скидається в каналізацію чи повертається в технологічний процес. Вторинний пар із випарного апарату 7 направляється для обігріву інших виробничих апаратів, в тому числі і теплообмінника 6.

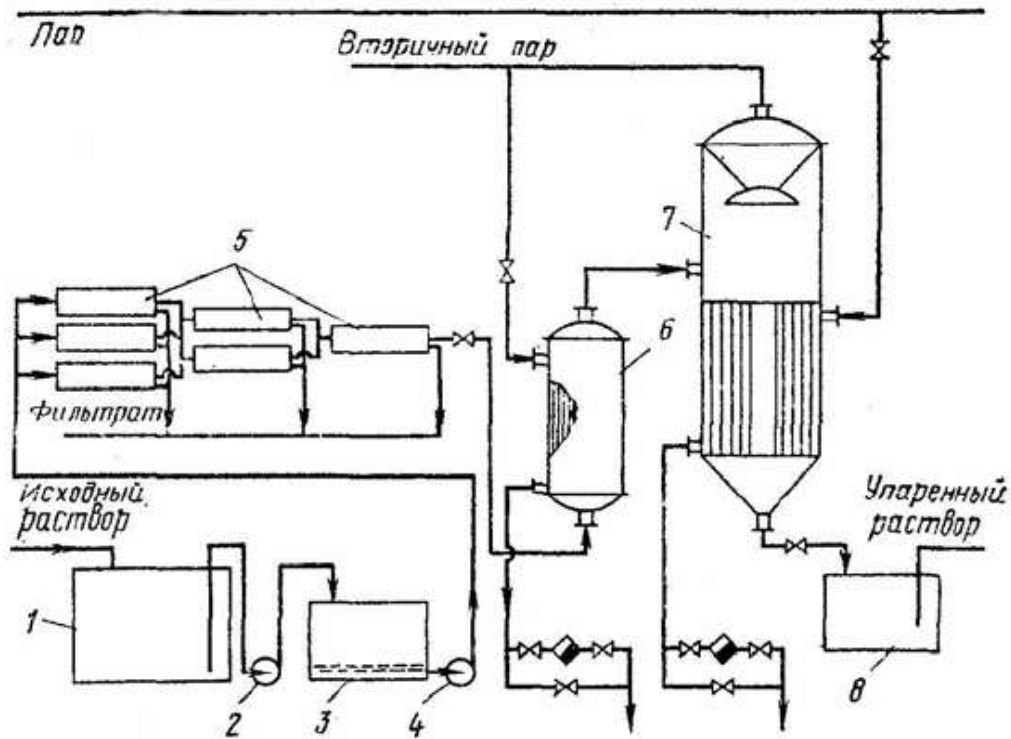


Рис.3. Технологічна схема установки для концентрування розчинів з застосуванням зворотного осмосу:

1 – ємність; 2 – насос; 3 – фільтр; 4 – насос високого тиску; 5 – апарат зворотного осмосу; 6 – теплообмінник; 7 – випарний апарат; 8 – ємність для випарного розчину.

Завдання на проектування. Спроекувати установку для концентрування $G = 5,56$ кг/с водного розчину CaCl_2 від концентрації $x_{1П} = 0,8\%$ до $x_{1К} = 30\%$ (по масі). Первинне концентрування провести методом зворотного осмосу, кінцеве – випарюванням. Втрати солі з фільтратом не повинні перевищувати 10% від кількості, яка міститься в початковому розчині.

Робочі умови в ступенях подані нижче.

Ступінь зворотного осмосу:

тип апарату – з рулонними фільтруючими елементами;

мембрана – ацетат целюлозна;

перепад робочого тиску через мембрану – 5 МПа;

робоча температура – 26°C .

Ступінь випарювання:

тип апарату – з спрямованою природною циркуляцією;

тиск в апараті – 0,2 МПа.

4.1.1. Визначення ступеня концентрування на стадії зворотного осмосу

При концентруванні розчинених розчинів зворотній осмос більш економічний ніж випарювання. Однак, починаючи з концентрацій речовин 0,2 – 0,4 моль/л води, характеристики зворотного осмосу погіршуються: стає суттєвим зменшення проникності мембран і знижується їх селективність, яка для розбавлених розчинів приблизно постійна. Це призводить до збільшення необхідної поверхні мембран і погіршенню якості фільтрату. Тому приймемо концентрацію 0,3 моль/л води в якості кінцевою для стадії зворотного осмосу. (Найбільш правильно визначати цю концентрацію на основі техніко-економічних розрахунків).

З допомогою даних, які наведені в додатку 2, знаходимо, що вибране значення відповідає масовій концентрації 3,2%. Таким чином, в апараті зворотного осмосу розчин концентрується від початкової концентрації $x_{1П} = 0,8\%$ (по масі) до кінцевої концентрації $x_{1К} = 30\%$ (по масі). Ступінь концентрування рівна: $K = x_{1К}/x_{1П} = 3,2/0,8 = 4$.

4.1.2. Вибір мембрани

При виборі мембрани варто виходити із того, що вона повинна володіти максимальною питомою продуктивністю (проникністю) при селективності, яка забезпечує вимоги до якості фільтрату (відповідність санітарним нормам, допустимим втратам розчиненого розчину і т.д.).

Істина селективність φ_i визначається відношенням $\varphi_i = (x_3 - x_2)/x_3$, на відміну від селективності φ , яка спостерігається і є рівною $\varphi = (x_1 - x_2)/x_1$ (де x_1 , x_2 , x_3 – концентрація солі відповідно в розчині, який розділюється, у фільтраті і біля поверхні мембрани зі сторони розчину, який розділюється в довільному поперечному перерізі апарату).

Істину селективність мембран φ_i можна розрахувати по формулі:

$$\lg(1 - \varphi_i) = a - b \lg f(\Delta H) \quad (6)$$

Нижче представлені характеристики ацетат целюлозних мембран для зворотного осмосу (при перепаді робочого тиску $\Delta p = 5 \text{ МПа}$ і робочої температури $t = 25^\circ\text{C}$):

Марка мембрани	Проникність по воді G_0 $10^3 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	Константи рівняння	
		a	b
МГА-100	1,11	7,342	3,024
МГА-95	1,67	5,780	2,400
МГА-90	2,78	5,179	2,093
МГА-80	4,17	4,323	1,729

Для розрахунку істинної селективності по формулі (6) попередньо потрібно визначити функцію теплоти гідратації іонів електроліту $f(\Delta H)$:

$$f(\Delta H) = \Delta H_M \Delta H_6^m / 4,187^{1+m} \quad (7)$$

де ΔH_M , ΔH_6^m – відповідно менше і більше значення теплоти гідратації іонів даного електроліту; m – константа, яка залежить від валентності катіона і аніона.

Експериментально визначені значення m при $\Delta p = 5 \text{ МПа}$ і $t = 20 - 25^\circ\text{C}$ наведено нижче:

Валентність катіона	1	1	2	2	3	3
Валентність аніона	1	2	1	2	2	1
m	0,51	0,47	0,47	0,33	0,33	0,40

Значення теплоти гідратації для деяких іонів наведені в додатку 1 даного розділу.

Для випадку, який розглядається:

$$f(\Delta H)_{CaCl_2} = \frac{\Delta H_{Cl} - \Delta H_{Ca^{2+}}^{0,47}}{4,187^{1,47}} = \frac{352 \cdot 1616^{0,47}}{4,187^{1,47}} = 1380.$$

Проводимо розрахунок для мембрани МГА-100:

$$\lg(1 - \varphi_i) = 7,342 - 3,024 \lg 1380 = 3,847;$$

$$1 - \varphi_i = 0,007; \varphi_i = 0,993.$$

Аналогічним шляхом визначаємо істинну селективність для інших мембран. Отримуємо:

Мембрана	МГА-100	МГА-95	МГА-90	МГА-80
φ_i	0,993	0,982	0,959	0,927

Прийнявши в першому наближенні, що селективність, яка спостерігається є рівною істинній, визначимо середню концентрацію $\overline{x_2}$ розчиненої речовини у фільтраті для кожної мембрани по формулі:

$$\overline{x_2} = x_{1H} \frac{1 - K^{-\frac{1-\varphi}{\varphi}}}{1 - K^{-\frac{1}{\varphi}}}. \quad (8)$$

Розрахунки розпочнемо з найбільш продуктивної мембрани МГА-80:

$$\overline{x_2} = 0,008 \frac{1 - 4^{-\frac{1-0,927}{0,927}}}{1 - 4^{-\frac{1}{0,927}}} = 0,001066 \frac{\text{кг солі}}{\text{кг розчину}}$$

Визначимо витрати фільтрату L_Φ :

$$L_\Phi = L_H \left(1 - K^{-\frac{1}{\varphi}} \right). \quad (9)$$

Витрати вихідного розчину L_H задані. Звідси:

$$L_\Phi = 5,56 \left(1 - 4^{-\frac{1}{0,927}} \right) = 5,56 \cdot 0,7759 = 4,31 \text{ кг/с.}$$

Витрати солі з вихідним розчином такі:

$$L_H x_H = 5,56 \cdot 0,008 = 0,0445 \text{ кг/с.}$$

Втрати солі з фільтратом:

$$L_\Phi \overline{x_2} = 4,31 \cdot 0,001066 = 0,0046 \text{ кг/с,}$$

що в відсотках від кількості, яка міститься у вихідному розчині, складає: $(0,0046/0,0445)100=10,33\%$.

Отримане значення більше допустимого (10%), тому розглянемо потрібно по продуктивності мембрану – МГА-90:

$$\overline{x_2} = 0,008 \frac{1 - 4^{-\frac{1-0,959}{0,959}}}{1 - 4^{-\frac{1}{0,959}}} = 0,000603 \frac{\text{кг солі}}{\text{кг розчину}};$$

$$L_\Phi = 5,56 \left(1 - 4^{-\frac{1}{0,959}} \right) = 4,25 \text{ кг/с;}$$

$$L_{\Phi} \overline{x_2} = 0,00256 \text{ кг/с.}$$

Витрати солі: $(0,00256/0,0445)100=5,57\%$.

Ця величина знаходиться в межах допустимого, тому вибираємо для подальших розрахунків мембрану МГА-90, яка має селективність $\varphi = 0,959$ і проникність $G_0 = 2,78 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$.

4.1.3. Наближений розрахунок робочої поверхні мембран

Проникність G мембран по відношенню до розчину солі визначимо із рівняння:

$$G = A(\Delta p - \Delta \pi) = A[\Delta p - (\pi_3 - \pi_2)], \quad (10)$$

де Δp – перепад робочого тиску через мембрану, МПа; π_3 – осмотичний тиск розчину, який розділяється, біля поверхні мембрани, МПа; π_2 – осмотичний тиск фільтрату, МПа; $A = G_0/\Delta p$ – константа проникності мембрани по воді, $\text{кг/(м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{МПа)}$.

В першому наближенні знехтуємо впливом концентраційної поляризації і будемо вважати, що осмотичний тиск біля поверхні мембрани рівний осмотичному тиску в об'ємі розділеного розчину: $\pi_3 = \pi_1$.

Приймемо також, що осмотичний тиск фільтрату нехтовно малий: $\pi_2 = 0$.

З врахуванням цих допущень перепишемо вираз (10) у вигляді:

$$G = G_0 \left(1 - \frac{\pi_1}{\Delta p} \right). \quad (11)$$

За даними додатку 2 будуємо графік залежності осмотичного тиску від концентрації CaCl_2 (рис.4). По графіку знаходимо: $\pi_{1\text{Н}} = 0,46 \text{ МПа}$; $\pi_{1\text{К}} = 2,0 \text{ МПа}$.

Проникність на вході розділеного розчину в апарати зворотного осмосу і на виході відповідно рівна:

$$G_{\text{Н}} = G_0 \left(1 - \frac{\pi_{1\text{Н}}}{\Delta p} \right) = 2,78 \cdot 10^{-3} \left(1 - \frac{0,46}{5} \right) = 2,52 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)};$$

$$G_{\text{К}} = G_0 \left(1 - \frac{\pi_{1\text{К}}}{\Delta p} \right) = 2,78 \cdot 10^{-3} \left(1 - \frac{2}{5} \right) = 1,67 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)};$$

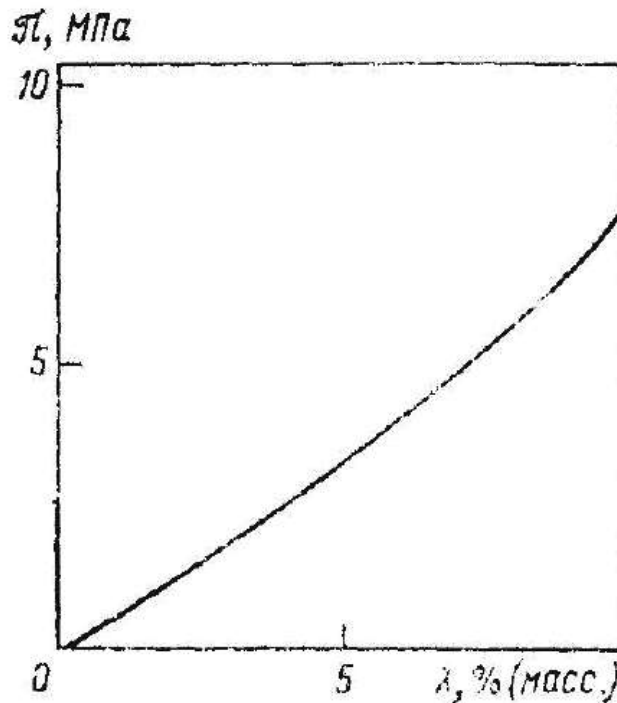


Рис.4. Залежність осмотичного тиску розчину $CaCl_2$ у воді від концентрації при $t = 25^\circ C$

Прийmemo в першому наближенні, що середня проникність мембран в апаратах може бути взята як середня арифметична величина:

$$\bar{G} = \frac{G_H - G_K}{2} = \frac{2,52 + 1,67}{2} \cdot 10^{-3} = 2,09 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Тоді робоча поверхня мембран F дорівнює:

$$F = L_\Phi / G = 4,25 / 2,09 \cdot 10^{-3} = 2032 \text{ м}^2.$$

4.1.4. Вибір апарату

Найбільш перспективними серед існуючих конструкцій апаратів рулонного типу є апарати, кожен модуль яких складається із декількох разом намотаних рулонних фільтруючих елементів. Подібна конструкція забезпечує велику продуктивність при порівняно малих габаритах.

На рис.5 представлений апарат з шістьма разом намотаними фільтруючими елементами. В корпусі 9, виконаному у вигляді труби з нержавіючої сталі, послідовно розміщуються мембранні модулі 6, в яких є по шість разом намотаних рулонних фільтруючих елементів. Герметизація корпусу забезпечується з допомогою ущільнюючих гумових кілець 2 круглого

перерізу, які розміщені в пазах торцевих пробок 3. Пробки утримуються в апараті упорними кільцями 1 з зовнішньою різьбою. Фільтровідвідні трубки 10 суміжних модулів з'єднані, а в місцях з'єднання герметизовані гумовими муфтами 14. Відкриті кінці трубок крайнього модуля заглушуються спеціальними пробками 8. З іншої сторони трубки виводяться в камеру збору фільтрату 4.

Кожен із рулонних фільтруючих елементів складається із дренажного шару 12 і розміщених по обидві сторони мембран 13. Цей пакет прикріплюється до фільтровідвідної трубки 10, а герметизація його країв досягається склеюванням країв мембрани між собою. Для недопущення злипання мембран сусідніх пакетів при їх намотуванні навколо пучка фільтровідвідних трубок, а також для утворення між мембранних каналів і турбулізації потоку між пакетами розміщується сітка-сепаратор 11. Пучки фільтровідвідних трубок кріпляться в спеціальному каркасі, який являє собою стягнуті осьовим стержнем 5 дві рамки 7 з гніздами для кінців трубок і отворами для проходження через модуль розчину який розділяється.

Робоча довжина модуля l_M визначається шириною мембранного полотна, яке випускається (0,450 м) і складає 0,4 м.

Змінними можуть бути наступні параметри:

число n_E разом намотаних елементів (зазвичай від 4 до 12);

довжина пакету l_{Π} (від 0,6 до 1,8 м);

число модулів в корпусі апарату n_M (від 2 до 6);

товщина сітки-сепаратора δ_C (від 0,5 до 1,5 мм);

товщина пакету (двох мембран з розміщенням між ними дренажним шаром) δ_{Π} (від 0,3 до 1 мм).

При виборі довжини пакету (тобто кожної спіралі) варто виходити із того, що гідравлічний опір дренажу потоку фільтрату не повинен бути дуже великим. Тому для мембран з меншою проникністю (МГА-100) можна прийняти $l_{\Pi} = 1,8$ м, для мембран з найбільшою проникністю (МГА-80) потрібно брати $l_{\Pi} = 0,6$ м. Відповідно буде змінюватися і доцільне число разом намотаних

елементів: 4 в першому випадку і 12 – в другому (цим досягається приблизна рівність поверхні мембран в модулі).

Для вибраної мембрани МГА-90 прийmemo $l_{\Pi} = 1$ м, $n_E = 6$.

Із збільшенням кількості модулів в апараті ускладнюється конструкція і процес збирання, однак збільшується компактність установки, що дуже важливо в установках великої продуктивності (більше $10 \text{ м}^3/\text{год}$ фільтрату). Тому прийmemo $n_M = 6$.

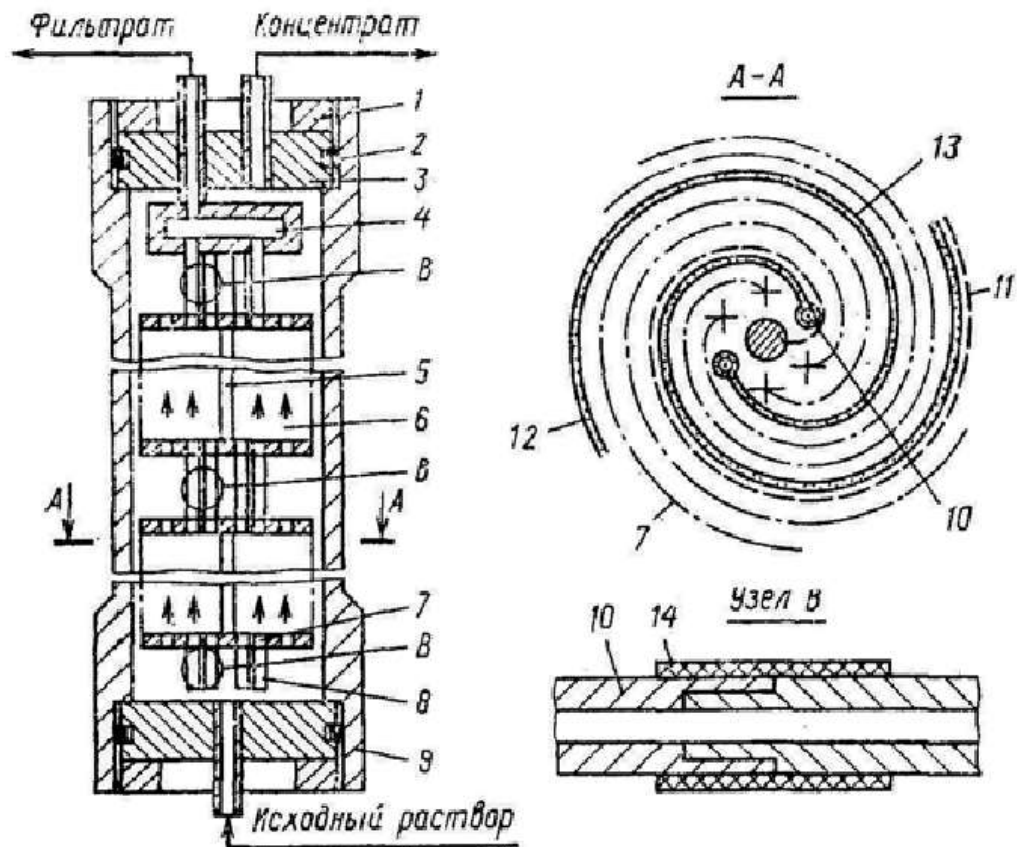


Рис.5. Схема будови апарату рулонного типу: 1 – упорні кільця; 2 – кільця ущільнення; 3 – торцеві пробки; 4 – камера збору фільтрату; 5 – осьовий стержень; 6 – мембранний модуль; 7 – рамка; 8 – пробка; 9 – корпус; 10 – фільтратовідвідна трубка; 11 – сітка-сепаратор; 12 – дренажний шар; 13 – мембрана; 14 – муфта.

Зменшення товщини сітки-сепаратора і дренажного шару збільшує компактність установки, але приводить до зростання гідравлічного опору. Виберемо для розрахунків $\delta_c = 0,5$ мм.

При визначенні δ_{Π} варто враховувати, що дренажний шар складається із власне дренажного матеріалу (відносно крупно пористого) і двох підкладок під мембрани із дрібнопористого матеріалу, які слугують для недопущення вгинання мембран в дренаж. Таким чином,

$$\delta_{\Pi} = \delta_{\text{д}} + 2\delta_1 + 2\delta_2,$$

де $\delta_{\text{д}}$ – товщина дренажного матеріалу (0,1 – 0,5 мм); δ_1 – товщина підкладки (0,1 – 0,4 мм); δ_2 – товщина мембрани (0,1 мм).

Прийmemo $\delta_{\text{д}} = 0,4$ мм, $\delta_1 = 0,2$ мм. Тоді

$$\delta_{\Pi} = 0,4 + 0,4 + 0,2 = 1 \text{ мм.}$$

Визначимо основні параметри апарату. Робоча поверхня мембран одному елементі:

$$F_{\text{Е}} = 2l_{\Pi}l_{\text{М}} = 2 \cdot 1 \cdot 0,4 = 0,8 \text{ м}^2.$$

Робоча поверхні мембран в одному модулі:

$$F_{\text{М}} = n_{\text{Е}}F_{\text{Е}} = 6 \cdot 0,8 = 4,8 \text{ м}^2.$$

Робоча поверхня мембран в апараті:

$$F_{\text{а}} = n_{\Pi}F_{\text{М}} = 6 \cdot 4,8 = 28,8 \text{ м}^2.$$

Переріз апарату по якому проходить розчин, який розділяється:

$$S_{\text{С}} = n_{\text{Е}}l_{\Pi}\delta_{\text{С}} = 6 \cdot 1 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Переріз апарату, який зайнятий пакетами:

$$S_{\Pi} = n_{\text{Е}}l_{\Pi}\delta_{\Pi} = 6 \cdot 1 \cdot 1 \cdot 10^{-3} = 6 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Загальний переріз апарату (з врахуванням 10%-го запасу на конструктивні елементи – фільтровідвідні трубки і т.п.) складає:

$$S_{\text{а}} = (S_{\text{С}} + S_{\Pi})1,1 = 9 \cdot 10^{-3} \cdot 1,1 = 9,9 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2.$$

Внутрішній діаметр апарату (рівний зовнішньому діаметру рулонного модуля):

$$d_{\text{а}} = \sqrt{4S_{\text{а}}/\pi} = \sqrt{4 \cdot 9,9 \cdot 10^{-3}/3,14} = 0,113 \text{ м.}$$

Загальна кількість апаратів в мембранній установці:

$$n = F/F_{\text{а}} = 2032/28,8 = 70,5 = 71.$$

4.1.5. Секціонування апарату в установці

Необхідність секціонування обумовлена тим, що при паралельному з'єднанні усіх апаратів великим є негативний вплив концентраційної поляризації, а при послідовному з'єднанні усіх апаратів надмірно великим є гідравлічний опір потоку розчину, який розділюється.

Проведемо секціонування апарату в установці, тобто визначимо кількість послідовно з'єднаних секцій, в кожній із яких розчин, який розділюється, подається одночасно (паралельно) в усі апарати.

При секціонуванні будемо виходити із умов приблизної рівності середніх швидкостей розчину, який розділюється, в кожному апараті кожної секції і постійності зниження витрат по довжині апарату, які приймаються:

$$\bar{L}_j = \frac{L_{Hj} + L_{Kj}}{2n_j} = \text{const}; \quad (12)$$

$$q = \frac{L_{Hj}}{L_{Kj}} = \text{const}, \quad (13)$$

де L_{Hj}, L_{Kj} – відповідно початкові і кінцеві витрати розчину, який розділяється, в j -секції; n_j – кількість апаратів в j -секції.

Для зручності розрахунків в виразі (12) використаємо замість середньої швидкості середні масові витрати розділюваного розчину в кожному апараті j -ї секції $\bar{L}_j$, оскільки щільність розчину в процесі концентрування значно не змінюється, а переріз апаратів постійний.

Представимо витрати розчину на виході із секції як різницю між витратою розчину на вході в секцію і витратою фільтрату в секції (при цьому витрати фільтрату в кожному апараті $L_{\Phi, a}$ будемо вважати постійним і рівним значенню витрат при середній проникності):

$$L_{Kj} = L_{Hj} - L_{\Phi, a} n_j. \quad (14)$$

Підставляючи в співвідношення (14) значення L_{Kj} з виразу (13) і розв'язуючи перетворене рівняння відносно кількості апаратів в j -й секції отримаємо:

$$n_j = L_{Hj}(1 - 1/q)/L_{\Phi, a}. \quad (15)$$

Вираз (15) визначає кількість апаратів в кожній секції, яка відповідає прийнятому значенню q . Початкові витрати розділюваного розчину в кожній секції, починаючи з другої, рівний кінцевим витратам в попередній секції:

$$L_{Hj} = L_{R(j-1)}. \quad (16)$$

Звідси, з врахуванням (13), знаючи витрати істинного розчину L_H , отримаємо:

$$L_{Hj} = L_{R(j-1)}/q = L_H/q^{j-1}. \quad (17)$$

Перетворимо вираз (15) з врахуванням співвідношення (17):

$$n_j = L_H(1 - 1/q)/(q^{j-1}L_{\Phi.a}). \quad (18)$$

Тоді для першої секції:

$$n_1 = L_H(1 - 1/q)/L_{\Phi.a}. \quad (19)$$

Зрівнюючи співвідношення (18) і (19), можна побачити, що:

$$n_j = n_1/q^{j-1}. \quad (20)$$

Перевіримо справедливість умови (12), тобто збереження постійності середніх витрати (швидкості) в кожному апараті кожної секції:

$$\bar{L}_j = \frac{L_{Hj} + L_{Kj}}{2n_j} = \frac{\frac{L_H}{q^{j-1}} + \frac{L_H}{q^{j-1}q}}{2L_H(1 - 1/q) / q^{j-1}L_{\Phi.a}} = \frac{L_{\Phi.a}(q + 1)}{2(q - 1)}. \quad (21)$$

Звідси видно, що з врахуванням прийнятих допущень умова зберігається.

Для проведення операції секціонування необхідно задатися допустимим зниженням витрат по довжині апарату q . Швидке зниження витрат розділюваного розчину при його протіканні через апарат (внаслідок втрат фільтрату) може призвести до осідання на поверхні мембран мікрочастинок з суспензії, що забруднює мембрани і погіршує їх характеристики. З іншої сторони, невеликі зміни витрат по довжині апарату можливі лише при послідовному з'єднанні усіх апаратів чи у випадку дуже великої кількості секцій, що призведе до значного гідравлічного опору. Тому рекомендується

вибирати значення q в інтервалі $1,1 \leq q \leq 1,6$, керуючись наступними відношеннями між K і q .

K	1,5-2	3-4	5-7	8-12	13-20	>20
q	1,1	1,2	1,3	1,4	1,5	1,5

В нашому випадку розчин концентрується в 4 рази ($K = 4$), тому прийmemo $q = 1,2$. Знайдемо $L_{\Phi,a}$:

$$L_{\Phi,a} = \bar{G}F_a = 2,09 \cdot 10^{-3} \cdot 28,8 = 6,02 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с.}$$

Визначимо по формулі (19) число апаратів в першій секції:

$$n_1 = \frac{5,56(1 - \frac{1}{1,2})}{6,02 \cdot 10^{-2}} = 15,44 = 15.$$

Далі, використовуючи вираз (20), визначимо кількість апаратів в наступних секціях:

$$\begin{aligned} n_2 &= 15,44/1,2 = 12,9 = 13 & n_3 &= 15,44/1,2^2 = 10,7 = 11 \\ n_4 &= 15,44/1,2^3 = 8,9 = 9 & n_5 &= 15,44/1,2^4 = 7,4 = 7 \\ n_6 &= 15,44/1,2^5 = 6,2 = 6 & n_7 &= 15,44/1,2^6 = 5,2 = 5 \\ n_8 &= 15,44/1,2^7 = 4,3 = 4 & n_9 &= 15,44/1,2^8 = 3,6 = 4 \end{aligned}$$

Сумуючи кількість апаратів, зауважуємо, що:

$$\sum_j^8 n_j = 70; \quad \sum_j^9 n_j = 74,$$

тобто у випадку 8 секцій не вистачає одного апарату до загального числа 71, а у випадку 9 секцій три апарати стають зайвими. Обмежимося вісьмома секціями, добавивши один апарат до першої секції. (Оскільки в першій секції встановлено більш всього апаратів, то зміна їх кількості на одиницю мало відобразиться на швидкостях потоків. Якщо виникне необхідність перерозподілу двох чи більше апаратів, варто додати чи відняти їх пропорційно кількості апаратів в секціях.)

На основі отриманих даних маємо:

№ секції	1	2	3	4	5	6	7	8
Кількість апаратів в секції	16	13	11	9	7	6	5	4

4.1.6. Розрахунок селективності мембран, яка спостерігається

Спостерігаємо селективність розраховуємо по формулі:

$$\lg \frac{1 - \varphi}{\varphi} = \frac{U}{2,3\beta} + \lg \frac{1 - \varphi_i}{\varphi_i}. \quad (22)$$

де U – швидкість руху розчину в напрямку мембрани, який викликаний відведенням фільтрату; β – коефіцієнт масовіддачі розчиненої речовини від поверхні мембрани до ядра потоку розділюваного розчину.

Коефіцієнт масовіддачі β визначаємо із дифузійного критерію Нуссельта Nu' . При розрахунках будемо вважати канал, по якому рухається розділюваний розчин, порожнистим, тобто знехтуємо впливом сепараторної сітки. При цьому ми робимо помилку в сторону заниження спостерігаємої селективності, що забезпечує деякий запас селективності на можливі дефекти в мембрані.

Розрахунки проведемо для двох перерізів: на вході вихідного розчину в апарати першої секції і на виході концентрату із апаратів останньої секції.

Переріз на вході в першу секцію. Визначимо режим протікання розчину. Швидкість протікання рівна:

$$\omega_H = \frac{L_H}{\rho S_C n_1} = \frac{5,56}{1004 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 16} = 0,115 \text{ м/с.}$$

Значення щільності ρ , коефіцієнтів кінематичної в'язкості ν і дифузії D визначаємо інтерполяцією та екстраполяцією, користуючись даними додатку 2.

Еквівалентний діаметр для кільцевого каналу:

$$d_E = 2\delta_C = 2 \cdot 0,5 \cdot 10^{-3} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re_H = \frac{\omega_H d_E}{\nu_H} = \frac{0,115 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,914 \cdot 10^{-6}} = 126.$$

Таким чином, в апараті проходить ламінарне протікання розділюваного розчину. Для знаходження Nu' у випадку ламінарного потоку в каналах не великої довжини можна використати рівняння:

$$Nu' = a_1 \left(Re Pr' \frac{d_E}{l} \right), \quad (23)$$

де $Pr' = \nu/D$ – дифузійний критерій Прандтля; l – довжина каналу; a_1 – коефіцієнт, який рівний 2,24 для плоских каналів і 1,95 для трубчатих.

Рівняння (23) справедливе при умові:

$$100 < RePr' \frac{d_E}{l} < 5000. \quad (23)$$

Якщо ця умова не виконується, варто використовувати інші рівняння з критеріями.

Для ламінарного режиму і плоских мембран:

при $\zeta \leq 0,02$

$$Nu' = \frac{4Pe'}{\ln(1 + 1,536\zeta^{1/3})};$$

при $\zeta > 0,02$

$$Nu' = \frac{4Pe'}{\ln(\zeta + 6 - 5\exp(\zeta/3))};$$

$$\text{де } \zeta = \frac{4(Pe')^2 Ul}{3\omega d_E}; Pe' = Ud_E/D.$$

Для турбулентного режиму:

$$\text{при } l/d_E > 60 \quad Nu' = 0,04Re^{3/4}(Pr')^{1/3}.$$

Знайдемо добуток $RePr' d_E/l$, враховуючи, що в даному випадку довжина каналу рівна довжині одного модуля $l = l_M$:

$$Pr'_\Pi = \frac{\nu_\Pi}{D_\Pi} = \frac{0,914 \cdot 10^{-6}}{1,287 \cdot 10^{-9}} = 780;$$

$$Re_\Pi Pr'_\Pi \frac{d_E}{l_M} = 126 \cdot 780 \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,4} = 246.$$

З цього видно, що умови (24) виконуються. Тоді:

$$Nu' = 2,24 \cdot 246^{1/3} = 2,24 \cdot 6,26 = 14,0;$$

$$\beta_\Pi = \frac{Nu'_\Pi D_\Pi}{d_E} = \frac{14,0 \cdot 1,287 \cdot 10^{-9}}{1 \cdot 10^{-3}} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м/с};$$

$$U_\Pi = \frac{G_\Pi}{\rho_\Pi} = \frac{2,52 \cdot 10^{-3}}{1004} = 2,51 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_\Pi}{\varphi_\Pi} = \frac{2,51 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 1,8 \cdot 10^{-5}} + \lg \frac{1 - 0,959}{0,959} = 2,6914.$$

Звідси $\varphi_\Pi = 0,953$.

Переріз на виході концентрату із останньої секції.

Витрати концентрату:

$$L_K = L_{\Pi} - L_{\Phi} = 5,56 - 4,25 = 1,31 \text{ кг/с};$$

$$\omega_K = \frac{L_K}{\rho_K S_C n_8} = \frac{1,31}{1023 \cdot 3 \cdot 10^{-3} \cdot 4} = 0,1006 \text{ м/с};$$

$$Re_K = \frac{\omega_K d_E}{\nu_K} = \frac{0,1006 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,956 \cdot 10^{-6}} = 111;$$

$$Pr'_K = \frac{\nu_K}{D_K} = \frac{0,956 \cdot 10^{-6}}{1,292 \cdot 10^{-9}} = 739;$$

$$Re_K Pr'_K \frac{d_E}{l_M} = 111 \cdot 739 \frac{1 \cdot 10^{-3}}{0,4} = 205;$$

$$Nu'_K = 2,24 \cdot 205^{1/3} = 2,24 \cdot 6,26 = 13,2;$$

$$\beta_K = \frac{Nu'_K D_K}{d_E} = \frac{13,2 \cdot 1,292 \cdot 10^{-9}}{1 \cdot 10^{-3}} = 1,7 \cdot 10^{-5} \text{ м/с};$$

$$U_K = \frac{G_K}{\rho_K} = \frac{1,67 \cdot 10^{-3}}{1023} = 1,63 \cdot 10^{-6} \text{ м/с};$$

$$\lg \frac{1 - \varphi_K}{\varphi_K} = \frac{1,63 \cdot 10^{-6}}{2,3 \cdot 1,7 \cdot 10^{-5}} + \lg \frac{1 - 0,959}{0,959} = 2,6726.$$

Звідси $\varphi_K = 0,955$.

Таким чином, спостерігаєма селективність мало змінюється в установці (від 0,953 на вході в першу секцію до 0,955 на виході із останньої секції). Для наступних розрахунків будемо використовувати середнє арифметичне значення:

$$\varphi = \frac{\varphi_{\Pi} + \varphi_K}{2} = \frac{0,953 + 0,955}{2} = 0,954.$$

Перевіримо придатність вибраної мембрани. Для цього по формулі (8) визначимо концентрацію солі у фільтраті, використовуючи отримане значення спостерігаємої селективності:

$$\bar{x}_2 = 0,008 \frac{1 - 4^{-\frac{1-0,954}{0,954}}}{1 - 4^{-\frac{1}{0,954}}} = 0,000680 \frac{\text{кг солі}}{\text{кг розчину}}.$$

По формулі знайдемо витрати фільтрату:

$$L_{\Phi} = 5,56 \left(1 - 4^{-\frac{1}{0,954}} \right) = 4,26 \text{ кг/с}.$$

Втрати солі з фільтратом:

$$L_{\Phi} \overline{x_2} = 4,26 \cdot 0,000680 = 0,0029 \text{ кг/с.}$$

Втрати у відсотках складають $(0,0029/0,0445)100=6,53\%$, що менше допустимих 10%, тому немає необхідності переходу до більш селективних мембран.

4.1.7. Уточнений розрахунок поверхні мембран.

Перевіримо розрахунок проникності по формулі (10) з врахуванням осмотичного тиску розчину біля поверхні мембрани і фільтрату. Необхідні для розрахунку концентрації x_3 і x_2 знайдемо таким чином. Згідно означенню:єє

$$\varphi = \frac{x_1 - x_2}{x_1};$$

$$\varphi_i = \frac{x_3 - x_2}{x_3}.$$

Звідси, для кожного поперечного перерізу можна записати:

$$x_2 = (1 - \varphi)x_1 = (1 - \varphi_i)x_3, \text{ або } x_3 = x_2/(1 - \varphi_i).$$

Розглянемо два крайніх перерізи.

Переріз на вході в апарати першої секції:

$$x_{2\Pi} = (1 - \varphi)x_{1\Pi} = (1 - 0,954)0,008 = 0,000368 \frac{\text{кг солі}}{\text{кг розчину}}.$$

По графіку (рис.4) знаходимо:

$$\pi_{3\Pi} = 0,52 \text{ МПа;}$$

$$\pi_{2\Pi} = 0,02 \text{ МПа;}$$

$$G_{\Pi} = A[\Delta p - (\pi_{3\Pi} - \pi_{2\Pi})] = \frac{G_0}{\Delta p} [\Delta p - (\pi_{3\Pi} - \pi_{2\Pi})]$$

$$G_{\Pi} = G_0 \left(1 - \frac{\pi_{3\Pi} - \pi_{2\Pi}}{\Delta p} \right) = 2,78 \cdot 10^{-3} \left(1 - \frac{0,52 - 0,02}{5} \right) = 2,5 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$$

Переріз на виході із апаратів останньої секції:

$$x_{2К} = (1 - \varphi)x_{1К} = (1 - 0,954)0,032 = 0,00147 \frac{\text{кг солі}}{\text{кг розчину}}.$$

$$x_{3К} = \frac{x_{2К}}{1 - \varphi_i} = \frac{0,00147}{1 - 0,959} = 0,0359 \frac{\text{кг солі}}{\text{кг розчину}}.$$

$$\pi_{3\Pi} = 2,24 \text{ МПа;}$$

$$\pi_{2\Pi} = 0,09 \text{ МПа;}$$

$$G_K = 2,78 \cdot 10^{-3} \left(1 - \frac{2,24 - 0,09}{5} \right) = 1,58 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$$

Виразимо проникність у вигляді функції від концентрації розчину по рівнянню:

$$G = G_0 - cx_1 \quad (25)$$

Тут c – константа для даної системи. Знайдемо значення c для крайніх перерізів:

$$c_{\Pi} = \frac{G_0 - G}{x_{1\Pi}} = \frac{2,78 \cdot 10^{-3} - 2,5 \cdot 10^{-3}}{0,008} = 0,035;$$

$$c_K = \frac{G_0 - G}{x_{1K}} = \frac{2,78 \cdot 10^{-3} - 1,58 \cdot 10^{-3}}{0,032} = 0,0375;$$

Ця різниця не є великою, тому рівняння (25) можна застосувати до всієї установки при використанні середнього арифметичного значення c :

$$c = \frac{c_{\Pi} + c_K}{2} = \frac{0,035 + 0,0375}{2} = 0,0362.$$

Тоді проникність $G = 0,00278 - 0,0362x_1$.

Робочу поверхню мембран варто потрібно визначити по формулі:

$$F = \frac{L_{\Pi} x_{1\Pi}^{1/\varphi}}{\varphi} \int_{x_{1\Pi}}^{x_{1K}} \frac{dx_1}{x_1^{\frac{1+\varphi}{\varphi}} (G_0 - cx_1)} \quad (26)$$

Якби рівняння (25) не можна було застосувати до усіх діапазонів концентрацій (тобто якби різниця між c_{Π} і c_K перевищувала б 20%), то потрібно було б розбити інтервал від $x_{1\Pi}$ до x_{1K} довільно на декілька частин, знайти для кожної частини середнє значення c і розрахувати робочу поверхню кожної частини окремо.

Значення інтеграла в формулі (26) знаходять методом графічного чи числового інтегрування. Якщо селективність $\varphi > 0,9$, то з достатньою для практики точністю можна використовувати аналітичні розв'язки рівняння (ХІІ.21), які можна отримати при $\varphi = 1$:

$$F = \frac{L_{\Pi} x_{\Pi}}{G_0} \left[-\frac{c}{G_0} 2,31 \lg \frac{(G_0 - cx_{1K})x_{1\Pi}}{(G_0 - cx_{1\Pi})x_{1K}} + \frac{1}{x_{1\Pi}} - \frac{1}{x_{1K}} \right] \quad (27)$$

В нашому випадку $\varphi = 0,954 > 0,9$, тому використаємо рівняння (27):ї

$$F = \frac{5,56 \cdot 0,008}{0,00278} \left[-\frac{0,0362}{0,00278} 2,31 \lg \frac{(0,00278 - 0,0362 \cdot 0,032) 0,008}{(0,00278 - 0,0362 \cdot 0,008) 0,032} + \frac{1}{0,008} - \frac{1}{0,032} \right] = 1875 \text{ м}^2.$$

Розходження із значенням, отриманим в першому наближенні, складає:

$$\frac{2032 - 1875}{1875} 100 = 8,37\%.$$

Отримана різниця не перевищує 10%, тому перерахунок робити не будемо. Якщо б розходження перевищило б 10%, необхідно було б знову визначити кількість апаратів, провести секціонування і розрахунок спостерігаємої селективності, визначити робочу поверхню мембран і співставити її з отриманою в попередньому розрахунку.

4.1.8. Розрахунок гідравлічного опору

Гідравлічний тиск необхідно розраховувати для визначення абсолютного тиску в апаратах зворотного осмосу (значення якого потрібне при механічних розрахунках) і для визначення потрібного напору насоса.

Тиск Δp_{Π} , який розвивається насосом, витрачається на створення перепаду робочого тиску через мембрану, подолання гідравлічного опору потоку розділюваного розчину в апаратах і потоку фільтрату в дренажах, а також на компенсацію втрат тиску на тертя і місцевий опір в трубопроводах і арматурі і підйом розчину на геометричну різницю висот встановлення апарату і насоса. Останні складові в установках зворотного осмосу дуже малі в порівнянні з трьома першими, тому розрахунки можна вести по рівнянню:

$$\Delta p_{\Pi} = \Delta p + \Delta p_a + \Delta p_d, \quad (28)$$

де Δp – перепад робочого тиску через мембрану; Δp_a , Δp_d – гідравлічний опір відповідно потоку розчину і фільтрату.

Гідравлічний опір при протіканні рідини в каналах, які утворені сітками-сепараторами і дренажним шаром, можна визначити за формулами:

$$\Delta p_a = \Delta p_{\Pi.K} \zeta_1; \quad (29)$$

$$\Delta p_d = \Delta p_{\Pi.K} \zeta_2, \quad (30)$$

де $\Delta p_{п.к}$ – гідравлічний опір порожнистих каналів; ζ_1 і ζ_2 – коефіцієнти, які залежать від виду сепаруючої сітки і дренажного матеріалу. Зазвичай $\zeta_1 = 5 - 10$, і $\zeta_2 = 100 - 200$.

Значення $\Delta p_{п.к}$ визначають на основі загального виразу:

$$\Delta p_{п.к} = \lambda \frac{l}{d_E} \frac{\rho \omega^2}{2}. \quad (31)$$

В ламінарному режиму протікання у кільцевих і плоских щілиноподібних каналах $\lambda = 96/Re$, тоді

$$\Delta p_{п.к} = \frac{96}{Re} \frac{l}{d_E} \frac{\rho \omega^2}{2} = \frac{96 \nu l \rho \omega^2}{\omega d_E d_E 2} = 48 \frac{\nu l \rho \omega}{d_E^2}. \quad (32)$$

Визначення Δp_a . Розчин протікає від першої до останньої секції в каналах кільцевого перерізу вздовж осі апаратів. Загальна довжина каналів l рівна добутку довжини модуля, кількості модулів в апараті і кількості секцій: $l = 0,4 \cdot 6 \cdot 8 = 19,2$ м.

Оскільки швидкість, щільність і в'язкість розчину мало змінюються від першої до останньої секції, можна підставити в формулу (32) середні арифметичні значення цих параметрів на вході в першу секцію і на виході із останньої:

$$\begin{aligned} \omega &= \frac{\omega_{п} + \omega_{к}}{2} = \frac{0,115 + 0,1066}{2} = 0,1108 \text{ м/с}; \\ \rho &= \frac{\rho_{п} + \rho_{к}}{2} = \frac{1004 + 1023}{2} = 1014 \text{ кг/м}^3; \\ \nu &= \frac{\nu_{п} + \nu_{к}}{2} = \frac{0,914 \cdot 10^{-6} + 0,956 \cdot 10^{-6}}{2} = 0,935 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}; \\ \Delta p_{п.к} &= 48 \frac{0,935 \cdot 10^{-6} \cdot 1014 \cdot 19,2 \cdot 0,1108}{1 \cdot 10^{-6}} = 0,096 \text{ МПа}. \end{aligned}$$

Прийmemo $\zeta_1 = 7$. Тоді $\Delta p_a = 0,096 \cdot 7 = 0,67$ МПа.

Визначення Δp_d . Фільтрат проходить в каналах, які утворені дренажним шаром, і при цьому його швидкість змінюється від нуля на зовнішній поверхні елементу (спіралі) до максимального значення при вході у трубку відведення фільтрату. Загальна довжина каналу $l_{п}$, ширина $l_{м}$.

Оскільки дренажний матеріал характеризується значно більшими порами, ніж підкладка під мембрани, то його опір в багато разів менший і можна рахувати, що фільтрат тече лише по каналу, який утворений дренажним шаром ($\delta_d = 0,4$ мм).

Еквівалентний діаметр (в перерахунку на порожнистий канал) рівний:

$$d_E = 2\delta_d = 0,8 \cdot 10^{-6} \text{ м.}$$

Перепад тиску в довільному перерізі на ділянці нескінченно малої довжини для порожнистого каналу складає:

$$dp = 48 \frac{\nu \rho \omega}{d_E^2} dl. \quad (33)$$

Швидкість в довільному перерізі пов'язана з довжиною каналу таким чином:

$$\omega = \frac{G 2l_M l}{\rho \delta_d l_M} = \frac{2Gl}{\rho \delta_d}, \quad (34)$$

де $2l_M l$ – поверхня мембрани від зовнішньої поверхні спіралі до довільного перерізу на відстані l ; $\delta_d l_M$ – площа поперечного перерізу каналу.

Підставляючи вираз (34) в відношення (33) отримуємо:

$$dp = 48 \frac{\nu \rho 2Gl}{d_E^2 \rho \delta_d} dl = 192 \frac{\nu G}{d_E^3} l dl.$$

Виконаємо інтегрування лівої частини від 0 до $\Delta p_{п.к}$, а праву – від 0 до $l_{п}$:

$$\begin{aligned} \int_0^{\Delta p_{п.к}} dp &= 192 \frac{\nu G}{d_E^3} \int_0^{l_{п}} l dl; \\ \Delta p_{п.к} &= 192 \frac{\nu G}{d_E^3} \cdot \frac{l_{п}^2}{2} = 96 \frac{\nu G l_{п}^2}{d_E^3}. \end{aligned} \quad (35)$$

Проведемо розрахунок по формулі (35), використовуючи середнє арифметичне значення проникності в установці:

$$G = \frac{G_{п} + G_{к}}{2} = \frac{2,5 \cdot 10^{-3} + 1,58 \cdot 10^{-3}}{2} = 2,04 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)};$$

$$\Delta p_{п.к} = 96 \frac{0,9 \cdot 10^{-6} \cdot 2,04 \cdot 10^{-3} \cdot 1^2}{0,8^3 \cdot 10^{-9}} = 344 \text{ Па}$$

Прийmemo $\zeta_2 = 150$. Тоді $\Delta p_d = 344 \cdot 150 = 51600 \text{ Па} = 0,052 \text{ МПа}$.

Визначимо тиск, який повинен розвивати насос, по формулі (28). З врахуванням зроблених допущень цей тиск є рівним тиску на вході в апарати зворотного осмосу, тобто є максимальним робочим тиском:

$$\Delta p_{\Pi} = 5 + 0,67 + 0,052 = 5,722 \text{ МПа.}$$

Напір насосу (при щільності вихідного розчину ρ_{Π}) є рівним:

$$H = \frac{\Delta p_{\Pi}}{\rho_{\Pi} g} = \frac{5,722 \cdot 10^6}{1004 \cdot 9,81} = 580 \text{ м.}$$

На основі отриманих даних підбираємо насос по методиці, яка викладена в розділі I[1].