

Лекция 17

Расчет технологических схем обратноосмотических установок

К научным основам технологического расчета схем обратноосмотических установок следует [161, 162, 41, 42, 112, 159], что скорость фильтрования воды через обратноосмотическую мембрану пропорциональна прикладываемому давлению и разности осмотических давлений обрабатываемой воды и концентрата

$$v = K_0(p - \Delta\pi), \quad (4.1)$$

где K_0 – коэффициент водопроницаемости мембраны, м/(с·Па); p – приложенное давление, Па; $\Delta\pi$ – разность осмотических давлений, Па.

Уравнение (4.1) указывает на линейную зависимость производительности мембран от приложенного к обрабатываемой воде давления. На практике эта зависимость используется для управления производительностью обратноосмотической установки.

Растворенные соединения накапливаются у поверхности мембраны, их концентрация у поверхности возрастает. При этом, в соответствии с законом Фика, повышенная концентрация у поверхности приводит к диффузии от поверхности в объем воды. Таким образом, конвективный поток растворенных соединений у поверхности мембраны уравнивается суммой потоков, проникающих через мембрану и от поверхности мембраны в объем воды

$$J_{Cu} = J_{C\phi} + D \frac{dC}{dx}, \quad (4.2)$$

где J_{Cu} – конвективный поток растворенных соединений у поверхности мембраны; $J_{C\phi}$ – проскок растворенных соединений через мембрану; D – коэффициент диффузии; $\frac{dC}{dx}$ – изменение концентрации растворенных соединений по расстоянию от поверхности мембраны.

Интегрируя уравнение (4.2), с учетом граничных условий:

- При $x = 0$ $C = C_m$ (на поверхности мембраны при $x = 0$ концентрация максимальна C_m);

- При $x = \delta$ $C = C_u$ (на расстоянии пограничного слоя δ от поверхности мембраны концентрация соответствует концентрации в исходной воде C_u), получаем

$$\frac{C_m - C_\phi}{C_u - C_\phi} = \exp \frac{J \cdot \delta}{D}, \quad (4.3)$$

где C_ϕ – концентрация растворенных соединений в фильтрате; C_u – концентрация растворенных соединений в обрабатываемой воде; J – расход воды через мембрану.

Отношение коэффициента диффузии D к толщине пограничного слоя δ представляет собой коэффициент массопереноса K

$$K = \frac{D}{\delta}. \quad (4.4)$$

Современные мембраны практически полностью задерживают растворенные соединения ($C_\phi \rightarrow 0$), что с учетом (4.4) позволяет представить уравнение (4.3) в виде

$$\frac{C_m}{C_u} = \exp \left(\frac{J}{K} \right) \quad (4.5)$$

Уравнение (4.5) называется уравнением концентрационной поляризации и показывает зависимость этого явления от J и от K .

В процессе эксплуатации свойства мембраны и величину K изменить нельзя, а J можно, используя турбулентный режим течения, разрушая пограничные слои с помощью турбулизирующих вставок.

Для стационарного режима работы обратноосмотической мембраны балансовое уравнение по воде можно записать в виде

$$G_u = G_\phi + G_k, \quad (4.6)$$

где G_u – объемный расход исходной воды; G_ϕ – объемный расход фильтрата; G_k – объемный расход концентрата.

Уравнение материального баланса для растворенных солей можно записать так

$$G_u \cdot C_u = G_\phi \cdot C_\phi + G_k \cdot C_k, \quad (4.7)$$

где C_u , C_ϕ , C_k – соответственно концентрация растворенных соединений в исходной воде, фильтрате и концентрате.

С учетом баланса расходов по уравнению (4.6) из уравнения (4.7) получаем

$$C_\phi = \frac{C_u - \alpha \cdot C_k}{1 - \alpha}, \quad (4.8)$$

При условии, что доля концентрата $\alpha = \frac{G_k}{G_u}$ и выход по фильтрату

$1 - \alpha = \frac{G_\phi}{G_u}$, преобразуя (4.8), величину α можно рассчитать по формуле

$$\alpha = 1 - R \sqrt{\frac{C_k}{C_u}}, \quad (4.9)$$

где $R = 1 - \frac{C_\phi}{C_u}$ – эффективность задержания мембраны растворенных в воде ионов – селективность мембраны.

Средняя по обратноосмотическому элементу концентрация (растворенной примеси) фильтрата при изменении величины $1 - \alpha$ от 0 до $1 - \alpha'$ записывается следующим образом

$$C'_k = \frac{1}{1 - \alpha'} \int (1 - R) \cdot c' \cdot d \cdot (1 - \alpha), \quad (4.10)$$

Интегрируя уравнение (4.10) с учетом, что:

$$\text{при } 1 - \alpha' = 0 \quad C = C_u,$$

$$\text{при } 1 - \alpha' = \alpha \quad C = C_k,$$

где C_k – концентрация примеси в концентрате на выходе из элемента, в результате преобразований можно получить

$$C_k = C_u \alpha^{-R}, \quad (4.11)$$

$$C_{\phi} = C_u \frac{1 - \alpha^{1-R}}{1 - \alpha}, \quad (4.12)$$

Уравнения (4.11) и (4.12) показывают характер зависимости концентрации примеси в фильтрате и в концентрате от относительного расхода по фильтрату ($1-\alpha$) и от селективности мембран (R) и лежат в основе расчета обратноосмотических установок.

Для расчета обратноосмотического аппарата предполагается, что требования к качеству исходной воды выполняются. При расчете производительность всех обратноосмотических элементов одинакова и не зависит от концентрации солей в обрабатываемой воде и давления.

Расчетная величина солезадержания фильтрата установки R_y определяется из формул (4.11) и (4.12)

$$R_y = 1 - \frac{C_{\phi}}{C_u} = 1 - \frac{1 - \alpha^{1-R}}{1 - \alpha}, \quad (4.13)$$

где α – отношение расхода концентрата к расходу исходной воды; R_y – солезадерживающая способность (селективность, в долях от единицы) обратноосмотического элемента. Принимается по паспортным данным элемента. Проектная величина солезадержания фильтрата установки определяется из уравнения,

$$C_{\phi} = C_u(1 - R_y) \quad (4.14)$$

Полученную величину C_{ϕ} следует сопоставить с величиной, заданной при проектировании аппарата, и в случае необходимости увеличить α или принять к проектированию обратноосмотические элементы с большей селективностью [161].

Количество обратноосмотических элементов $\eta_{э.у}$ рассчитывается из предположения, что паспортная производительность элементов неизменна в различных частях установки, если бы они работали параллельно. Целесообразно паспортное значение производительности элемента принять на 10÷20 % ниже указанного номинала с учетом уменьшения $G_э$ из-за забивания при эксплуатации. Тогда имеем,

$$\eta_{э.у.} = \frac{G_y}{G_э}, \quad (4.15)$$

где $G_э$ – производительность по фильтрату одного элемента.

Объемный расход исходной воды, направляемой на обратноосмотическую установку, м³/ч

$$G_u = \frac{G_y}{1 - \alpha}, \quad (4.16)$$

где G_y – заданная производительность установки.

Объемный расход концентрата, образующегося на установке, м³/ч,

$$G_k = G_u - G_y \quad (4.17)$$

Расчетное количество обратноосмотических модулей в установке,

$$\eta_{м.} = \frac{\eta_{э.у.}}{\eta_{э.м.}}, \quad (4.18)$$

Полученный результат округляется до ближайшего целого числа.

Минимальный расход концентрата на выходе одного обратноосмотического элемента G_{klmin} рассчитывается исходя из допустимого отношения производительности по фильтрату одного элемента $G_{ф1}$ к расходу воды через один элемент G_{ulm} которое должно быть в пределах 0,15÷0,35. Меньшее значение соотношения соответствует большей скорости в напорном канале. Большие значения допустимы при качественной предочистке.

При заданном (в исходных данных) значении номинальной производительности обратноосмотического элемента по фильтрату $G_э = G_{ф1}$, м³/ч минимальному расходу концентрата будет соответствовать и минимальный расход исходной воды, поступающей на обратноосмотический элемент

$$G_{ul} = G_{ф1} + G_{klmin}, \quad (4.19)$$

Такие значения исходных и расчетных данных отвечают наилучшему условию работы обратноосмотического элемента.

Для дальнейших расчетов принимаем:

$$\frac{G_{\phi 1}}{G_{u1}} = 0,25 \quad (4.20)$$

$$G_{u1} = \frac{G_{\phi 1}}{0,25} = G_{\min} \quad (4.21)$$

Значение G_{klmin} , является важной характеристикой, так как при любых условиях соединений фильтрующих модулей расход концентрата с выходного обратноосмотического элемента не может быть меньше G_{klmin} . Другой граничной характеристикой для дальнейших расчетов является величина максимально возможного расхода (выхода концентрата из модуля [161]).

Максимальный расход концентрата на выходе из модуля.

$$G_{klmax} = G_{u1m} - n_{эм} \cdot G_{\phi 1}, \quad (4.22)$$

где $G_{\phi 1}$ – производительность одного элемента по фильтрату; G_{u1m} – максимально возможный расход исходной воды на обратноосмотическом элементе, а при их последовательной сборке в модуле и максимальный расход воды, поступающей в модуль.

Расчетное количество рабочих секций в установке (n_{cy}) должно находиться в пределах от $n_{c \max}$ до $n_{c \min}$. Принято считать, что эти величины можно оценить следующими выражениями.

Максимальное количество секций в установке

$$n_{c \max} = \frac{G_k}{G_{u1}}. \quad (4.23)$$

Минимальное количество секций в установке

$$n_{c \min} = \frac{G_k}{G_{k1 \min}}. \quad (4.24)$$

Количество модулей в одной секции определяется при минимальном количестве секций в установке с округлением до целого числа

$$n_{\text{м.с.}} = \frac{n_m}{n_{\text{с min}}}. \quad (4.25)$$

Расход обрабатываемой воды на входе в секцию

$$G_c = \frac{G_u}{n_{\text{су}}}. \quad (4.26)$$

Количество ступеней (N) и количество модулей в каждой ступени (n_{mi}). Обычно количество ступеней принимается равным 2 или 3, а количество модулей в каждой ступени выбирается таким, чтобы выполнялись граничные условия:

- расход воды на входе в модуль не должен превышать максимально допустимый G_{ulm} ;
- расход концентрата из последнего элемента модуля последней ступени не должен быть меньше минимально допустимого G_{klmin} .

Если расчетное количество модулей в одной секции $n_{mc} \leq 2$, то невозможен вариант ступенчатой схемы сборки модулей и решение отклоняется [161].

Если расчетное количество модулей в одной секции $n_{mc} = 3$, то возможно единственное решение: число ступеней $N = 12$, число модулей первой ступени $n_{m1} = 2$; число модулей второй ступени $n_{m2} = 1$. При этом необходимо провести оценку возможности такого варианта по расходам исходной воды и концентрата.

Если расчетное количество модулей в одной секции $n_{mc} = 4$, то практически единственным является решение, когда $n_{m1} = 3$ и $n_{m2} = 2$.

Если расчетное количество модулей в одной секции $n_{mc} = 5$, то наиболее вероятным решением является: $n_{m1} = 3$ и $n_{m2} = 2$.

Если расчетное количество модулей в одной секции $n_{mc} > 6$, то возможны различные варианты соединений модулей в две или три ступени.

Для дальнейшего расчета необходимо задать N ($N = 2$ или $N = 3$). При количестве ступеней равном трем целесообразно задать количество модулей на последней ($N = 3$) ступени и принять $n_{m3} = 1$, тогда максимально возможный расход концентрата через последний модуль третьей ступени

$$G_{\text{эпс}} = G_{ulm} - n_{\text{эм}} \cdot G_{\text{ф1}}, \quad (4.27)$$

где G_{ulm} – максимально допустимый расход исходной воды через элемент, м³/ч.

Максимальный расход концентрата через модули $N-1$ ступени

$$G_{кN-1} = G_{ulm} \cdot n_{эм} \cdot G_{ф1} \cdot n_{мпс}, \quad (4.28)$$

где $n_{мпс} = 1$ – число модулей последней ступени.

Количество модулей $N-1$ ступени можно определить из выражения:

$$n_{м.N-1} = \frac{G_{ulm}}{\frac{G_{ф1}}{0,25}}. \quad (4.29)$$

Следует принять целое число, ближайшее меньшее, чтобы допустить снижение расхода концентрата меньше минимально допустимой величины $\frac{G_{ф1}}{0,25}$.

При числе ступеней $N = 3$ выбор числа модулей на первой ($N-2$) ступени определяется выражением

$$n_{м.N-2} = n_{мс} - n_{м.N-1} - n_{м.N} \text{ или } n_{м.N-2} = n_{мс} - n_{м.2} - n_{м.3}. \quad (4.30)$$

Далее следует подставить значение G_c определить расходы концентрата и фильтрата. Если полученные минимальные расходы концентрата и расходы на входе в модуль выходят за пределы допустимых значений, расчет следует повторить, принимая на единицу меньшее количество элементов в модуле, чем было принято [161].

Расход воды на входе в каждый модуль первой ступени

$$G_{вх.м1ст} = \frac{G_c}{n_{м1}}. \quad (4.31)$$

Расход воды на входе в каждый модуль второй ступени

$$G_{вх.м2ст} = \frac{G_c - n_{м1} \cdot n_{эм} \cdot G_{ф1}}{n_{м1}}. \quad (4.32)$$

Расход воды на входе в модуль последней третьей ступени

$$G_{\text{ВХ.М3СТ}} = G_{\text{ВХ.М2СТ}} \cdot n_{\text{М2}} - n_{\text{М2}} \cdot n_{\text{ЭМ}} \cdot G_{\text{Ф1}}. \quad (4.33)$$

Значения расходов поступающей воды на входе в модули каждой ступени следует сравнить по уравнению

$$G_{\text{ВХ.Мi}} \leq G_{\text{uIM}}, \quad (4.34)$$

где G_{uIM} – максимальный расход исходной воды на обратноосмотический элемент, задаваемый в исходных данных.

Допустимая величина отношения объема концентрата установки к объему исходной воды $\alpha = \frac{G_k}{G_u}$, по условию невыпадения осадка CaCO_3 может быть оценена по уравнению

$$\frac{(R_{\text{Ca}^{2+}} + 2 \cdot R_{\text{HCO}_3^-}) \cdot I g \alpha + 3 \cdot \sqrt{\mu_k}}{1 + 1,5 \cdot \sqrt{\mu_k}} \geq \text{pH}_u - \text{p}K_2 + \text{pPP}_{\text{CaCO}_3} + I g C_{\text{Ca}^{2+}}(u) + I g \text{Щ}_0 + \frac{0,5 \cdot \sqrt{\mu_u}}{1 + 1,5 \sqrt{\mu_u}}, \quad (4.35)$$

где $R_{\text{Ca}^{2+}}$ – селективность мембраны по кальцию; $R_{\text{HCO}_3^-}$ – селективность мембраны по бикарбонат-иону (для современных мембран можно принять $R_{\text{Ca}^{2+}} = 0,99$, $R_{\text{HCO}_3^-} = 0,96$); μ_u и μ_k – ионная сила исходной воды и концентрата. для ориентировочных расчетов можно принять:

$$\mu_k = \mu_0 \alpha^{-R}, \quad (4.36)$$

pH_u – величина pH исходной воды; p – символ отрицательного логарифма; K_1 , K_2 – константы первой и второй степени диссоциации угольной; $\text{PP}_{\text{CaCO}_3}$ – произведение растворимости CaCO_3 ; $C_{\text{Ca}^{2+}}(u)$ – концентрация иона кальция в исходной воде; Щ_0 – щелочность исходной воды.