

Азербайджанский Государственный Университет Нефти и Промышленности

ПЕРСПЕКТИВЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ МЕТОДА МЕМБРАННОЙ ДИСТИЛЛЯЦИИ ДЛЯ ЭКОЛОГИЧЕСКОГО ОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ СИСТЕМ ОПРЕСНЕНИЯ МОРСКОЙ ВОДЫ

1. Введение. Опыт таких стран, как Саудовская Аравия, Кувейт, Израиль и др. показывает, что одним из радикальных путей решения проблемы дефицита природной пресной воды является опреснение соленых вод (океаны, моря и др.), на долю которых приходится 97,5% водных ресурсов Земного шара и, по этой причине считаются, практически, неисчерпаемым ресурсом. Под опреснением же подразумевается получение воды с солесодержанием $0,01 \div 1 \text{ г/дм}^3$, из указанных вод, наиболее характерный диапазон концентрации солей, в которых составляет $2 \div 50 \text{ г/дм}^3$ [1].

Решение данной проблемы актуально и для Абшеронского региона Азербайджанской Республики. Поэтому еще с 60-70-ых годов прошлого века проводятся исследования по опресне-

нию воды Каспийского моря, в первую очередь, с целью получения опресненной воды для использования в технических целях - тепловых электростанциях, котельных, теплосетях и др. Наиболее существенный вклад в решение этой проблемы внесли профессора И.З. Макинский, К.М.Абдуллаев и Г.К. Фейзиев. Полученные результаты нашли достаточно полное отражение в монографии профессора Г.К.Фейзиева [2].

К настоящему времени разработано более двух десятков методов опреснения. Подробный сравнительный анализ приведенных методов опреснения представлен в [3], где также отмечено, что в настоящее время, в силу простоты, модульности, удобства эксплуатации соответствующих установок и других причин, наиболее широкое применение получил метод

обратного осмоса (RO – reverse osmosis): согласно [4] до 65% опреснительного рынка приходится на долю этого метода. Вместе с тем, для этого метода характерны и определенные недостатки, которые приводятся ниже.

Следует отметить, что общий принцип опреснения сводится к тому, что к некоторому «черному ящику» подводится поток энергии и опресняемой воды, отводится также два потока: опресненной воды, а также остаточного раствора, который характеризуется высокой концентрацией солей. По современным экологическим требованиям, возможность сброса остаточных растворов процесса опреснения обратно в море весьма ограничена, поскольку это негативно влияет на флору и фауну водоема. Требуется утилизация остаточных растворов, актуализируются вопросы создания безотходных – «зеленых» технологий опреснения. Наиболее радикальный метод утилизации – предельное термическое упривание в испарителях-кристаллизаторах с получением сухих солей. Однако это связано с большими затратами. Так, согласно [2] удельные приведенные затраты на утилизацию 1 м³ остаточного раствора в 2÷3 раза превышает затраты на собственно опреснение.

В этой связи важно подчеркнуть, что одним из недостатков метода RO является высокая доля остаточного концентратра – до 50÷60% от исходной при опреснении океанической воды с солесодержанием (СС) – 35 г/дм³ и 30÷40% – при опреснении каспийской воды с СС равным 13 г/дм³. Поэтому одно из направлений экологического совершенствования технологий опреснения связано с минимизацией количества остаточного раствора и получением дополнительного количества опресненной воды.

Как следует из анализа современных исследований, посвященных минимизации количества остаточных растворов процессов опреснения соленых вод, многообещающим является использование метода мембранный дистилляции (MD – membrane distillation) [5]. MD – это новый метод опреснения, отличающейся от RO возможностью опреснения со-

леных вод до высоких концентраций солей (100÷200 г/дм³). К другим достоинствам MD относятся: а) возможность организации процесса при низких температурах (50÷90⁰С), что позволяет использовать для нагрева раствора солнечную и геотермальную энергию, а также бросовое тепло технологических процессов; в) микрофильтрационные мембранны, используемые в модулях MD характеризуются высокой селективностью, что обеспечивает очень низкое солесодержание дистиллята (5÷10 мг/дм³) [5].

Что касается сущности метода MD, то он основан на мембранны-термических процессах и предусматривает контакт предварительно нагретой соленой воды или ее концентратра с горячей поверхностью микропористой гидрофобной мембранны. В результате этого контакта молекулы водяного пара переносятся через мембранны на ее холодную поверхность, где конденсируются и отводятся в качестве дистиллята. Движущей силой процесса является разность парциальных давлений паров воды на горячей и холодной поверхностях, обусловленный перепадом температур. Конденсация паров воды и отвод пермеата организуются различными способами, но наиболее изученными являются модули MD с прямым контактом, когда конденсация осуществляется в потоке охлажденного пермеата [6].

Известны исследования комбинированных систем опреснения различных типов соленых вод, когда концентрат стадии RO после нагрева опресняется в модуле МД. Однако не изучены технологические возможности и технико-экономическая эффективность подобных систем применительно к опреснению воды Каспийского моря, особенно с учетом характерного для этой воды высокого потенциала образования кальциевых отложений на мембранных.

Цель работы-исследование технологи-ческих аспектов и перспектив использования метода мембранный дистилляции для минимизации количества остаточных растворов процесса опреснения воды Каспийского моря методом обратного осмоса, как элемента общей схе-

мы утилизации этих растворов и экологического совершенствования системы орошения.

2. Выбор технологической схемы утилизации остаточных растворов и методики проведения исследований При выборе технологической схемы орошения морской воды с утилизацией остаточных растворов исходили из того факта, что в настоящее время наиболее широкое применение получил метод RO. Одна из установок RO производительностью 50 т/час эксплуатируется на ЭС «Şimal». Соотношение между получаемым пермеатом (опресненной водой) и сбросным остаточным раствором составляет 70:30 %. Другими словами, применительно к этой установке на стадии МД, требуется глубокое концентрирование остаточного раствора с расходом 21,4 т/час.

При выборе технологической схемы исходили из упрощающего допущения о том, что образование кальциевых отложений (CaCO_3 и CaCO_4) как на стадии RO, так и МД может быть достигнуто подкислением питательной воды в сочетании с введением специальных ингибиторов (антинакипинов). Как правило, подкислением опресняемой воды предотвращается образование на мембранах отложений CaCO_3 , а ингибирированием - CaSO_4 . Поэтому было признано целесообразным проводить ингибирирование как питательной воды, так и остаточного раствора RO, который используется в качестве питательной воды МД. Предполагается, что дополнительное ингибирирование перед МД позволит избежать образования отложений CaSO_4 на мембранах, хотя этот вопрос требует проведения специальных исследований.

Как было показано выше питательная вода МД должна иметь невысокую температуру ($50\div90^\circ\text{C}$). В условиях тепловых электростанций для этой цели может быть использовано бросовое тепло продуктов сгорания котлов с учетом ограничений, накладываемых на достижение явления «точки росы» [7]. Соответствующая технологическая схема приведена на рис.1.

Согласно этой схеме в осветленную морскую воду (МВ) дозируются ингибиторы отложений (1 – гипохлорит натрия, 2 – серная кислота, 3 – антинакипин), после чего эта вода насосом высокого давления (4) подается в модуль RO, в котором делится на два потока: прошедшую через мембрану опресненную воду (OB_1) и остаточный раствор (5). Последний используется в качестве подпиточной воды горячего контура МД с циркуляционным насосом (6). Смесь растворов нагревается в теплообменнике (ТО) до 80°C за счет бросового тепла продуктов сгорания топлива. По мере движения нагретого раствора в этом контуре вдоль мембранны части молекул воды проникает через поры микрофильтрационной мембранны в холодную камеру модуля МД, а концентрация солей в растворе горячей камеры возрастает до $150\div200 \text{ г/дм}^3$ против $40\div50 \text{ г/дм}^3$ в остаточном растворе RO. Часть концентрированного раствора (КР), непрерывно продуваемого из горячего контура, поступает на стадию предельного термического выпаривания с получением сухих солей.

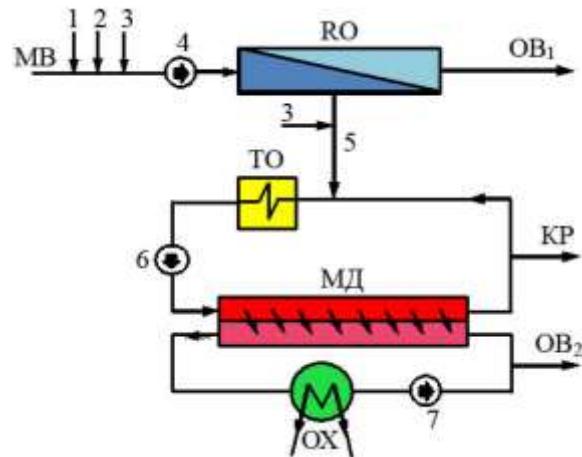


Рис.1. Технологическая схема RO орошения морской воды с предварительной утилизацией остаточных растворов методом МД

Как видно из схемы, пары воды, прошедшие через мембрану, конденсируются при непосредственном контакте с охлажденным

пермеатом, циркуляция которого осуществляется насосом (7). Часть циркулирующего пермеата отводится из контура в качестве опресненной воды (OB₂). Причем, в отличии от пермеата RO она характеризуется очень низким содержанием солей (до 10 мг/дм³). В качестве охлаждающего агента в охладителе (OX) используется морская вода.

Относительно методики проведения исследований отметим, что они проводились расчетно-аналитическим методом, с использованием метода компьютерной симуляции расчетной модели системы RO-MD. Расчет стадии RO проводился с использованием специализированной программы ROSA (Reverse Osmosis System Analysis) [8]. Предусматривалось использование мембранные марки BW30-400, как наиболее подходящей к каспийской воде по своим техническим характеристикам. Стадия MD рассчитывалась по модели, основанной на критериальном уравнении Нуссельта и соответствующей методике, описанной в [9, 10], а также приведенной нами ранее в работе [11]. Предусматривалось применение плоско-рамного модуля MD прямого контакта с мембраной фирмы Gelman, обладающей достаточно высокими техническими показателями мембранны: толщина – $\delta=60$ мкм; радиус пор – $r=0,225$ мкм; пористость – $\varepsilon=80\%$ [10].

Основной объем исследований был связан с модулем MD. При этом исходили из того, что наиболее затратным элементом этого модуля является микрофильтрационная мембрана.

Несмотря на приведенные ссылки ниже приводятся наиболее важные формулы расчетной модели стадии MD. Общая площадь поверхности мембранны (F_M) и удельная поверхность мембранны (f_M):

$$F_M = G_D / J, \text{ м}^2 \quad (1)$$

$$f_M = 1 / J, \text{ м}^2 / (\text{кг} \cdot \text{ч}) \quad (2)$$

где G_D – производительность модуля MD, кг/ч; J – удельный расход пермеата, кг/(м²·ч);

$$J = B_M (P_1(t_{MG}) \cdot X_B \cdot a_B - P_2(t_{MX})) = B_M \cdot \Delta P_D \quad (3)$$

где B_M – коэффициент проницаемости мембранны, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{Па})$; $P_1(t_{MG})$ и $P_2(t_{MX})$ – давление водяного пара над чистой водой при температуре горячей (t_{MG}) и холодной (t_{MX}) поверхности мембранны, Па ; ΔP_D – движущая сила процесса MD , Па ; X_B – молярная доля воды в концентрированном растворе; a_B – коэффициент активности воды.

В свою очередь:

$$B_M = 3600 \left[\frac{3\tau\delta}{2\varepsilon r} \cdot \left(\frac{\pi RT}{8M} \right)^{1/2} + \frac{\tau\delta}{\varepsilon} \cdot \frac{Pa}{PD} \cdot \frac{RT}{M} \right]^{-1} \quad (4)$$

где ε , r , δ – технологические показатели мембранны, приведенные выше; τ – извилистость пор мембранны, в долях; M – молярная масса воды, г/моль; R – универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К); T – средняя температура мембранны, К; Pa – давление воздуха в порах, равное атмосферному давлению, Па ; PD – произведение общего давления в порах мембранны на коэффициент диффузии, $\text{Па} \cdot \text{м}^2/\text{с}$.

$$\tau = 1/\varepsilon \quad (5)$$

$$PD = 1,895 \cdot 10^{-5} \cdot T^{2,072} \quad (6)$$

Парциальные давления паров на горячей и холодной сторонах мембранны могут быть рассчитаны по формуле Антуана, как функции от соответствующих температур паров (t_{MG} , t_{MX}), выраженных в Кельвинах - T_{II} :

$$P = \exp(23,1964 - 3816,44 / (T_{II} - 46,13)) \quad (7)$$

В первом приближении эти температуры принимаются на 3–5°C отличными от температуры в ядре потока (меньше на горячей стороне и больше – на холодной). В последующих приближениях эти температуры уточняются [9].

Молярная доля воды в концентрированном растворе (X_B) и коэффициент активности воды (a_B) рассчитывались по известным фор-

мулам, приведенным в [12]:

$$X_B = 1 - X_C \quad (8)$$

$$X_C = M / (M_{NaCl} \cdot (1 / (10^{-6} \cdot C_{MD}) - 1) + M) \quad (9)$$

$$a_B = 1 - 0,5 \cdot X_C - 10 \cdot (X_C)^{0,5} \quad (10)$$

где X_C – молярная доля солей в циркуляционной воде горячего контура $M\bar{D}$; M_{NaCl} – молярная масса основного солекомпонента морской воды; C_{MD} – солесодержание остаточного раствора стадии MD (продуваемого из горячего контура), g/dm^3 . K_y – кратность упаривания (концентрирования) остаточного раствора RO (C_{RO}) на стадии MD .

$$K_y = C_{MD} / C_{RO} \quad (11)$$

Исходя из того, что остаточный раствор стадии RO (G_{RO}) делится на стадии MD на два потока – поток дистиллята (пермеата, опресненной воды), проходящий через мембрану (G_D) и продувочной воды – остаточного раствора (G_{MD}), отводимой на стадию предельного выпаривания, можно составить два уравнения материального баланса: по потокам и солям:

$$G_{RO} = G_D + G_{MD} \quad (12)$$

$$G_{RO} \cdot C_{RO} = G_D \cdot C_D + G_{MD} \cdot C_{MD} \quad (13)$$

где C_D – солесодержание дистиллята ($10 mg/dm^3$). Поскольку $C_D \ll C_{RO}$, то можно принять $G_D = 0$. Тогда из последних трех выражений получим формулы для расчета расходов дистиллята и продувочной воды:

$$G_D = G_{RO} (1 - 1/K_y) \quad (14)$$

$$G_{MD} = G_{RO} / K_y \quad (15)$$

где K_y – кратность упаривания (концентрирования) остаточного раствора RO (C_{RO}) на стадии MD .

$$K_y = C_{MD} / C_{RO} \quad (16)$$

Как будет показано ниже, при 70%-ом

выходе пермеата на стадии RO величина солесодержание пермеата составляет около $42 g/dm^3$. На стадии MD оно может быть доведено до $200 g/dm^3$ и более с соответствующим снижением количества остаточного раствора, подлежащего предельному выпариванию до получения сухих солей. Однако, столь высокое концентрирование будет ухудшать технологические показатели процесса MD и, в первую очередь, способствовать повышению площади поверхности мембранны, от которого зависят капитальные затраты.

Исходя из изложенного ставились две задачи исследований: а) Изучить влияние солесодержания раствора в горячем контуре (C_{MD}) и температурного режима модуля на площадь поверхности мембранны; б) Исследовать влияние технических параметров мембранны (δ, r, ε) на площадь поверхности мембранны и другие технологические показатели процесса MD .

Указанные параметры варьировались в следующих интервалах: $C_{MD} = 100 \div 200 g/l$. Технические показатели мембранны: $\delta = 40 \div 80 \mu m$; $r = 0,015 \div 0,275 \mu m$; $\varepsilon = 75 \div 95\%$.

Сравнительный анализ исследуемых вариантов стадии MD проводился по таким показателям, как удельная площадь поверхности мембранны – f_m (формула 2), кратность упаривания – K_y (11), коэффициент конверсии – K_K и к.п.д. процесса – η . Коэффициентом конверсии оценивается доля опресненной воды относительно остаточного раствора стадии RO :

$$K_K = G_D \cdot 100 / G_{RO}, \% \quad (17)$$

К.п.д. процесса MD характеризует долю тепла, перенесенного через мембрану в виде молекул водяного пара (Q_{VP}) по отношению ко всему количеству тепла, включая теплопроводность (Q_{TP}):

$$\eta = Q_{VP} \cdot 100 / (Q_{VP} + Q_{TP}), \% \quad (18)$$

В расчетах ионный состав воды Каспийского моря был принят характерным для региона расположения ЭС «Şimal», (mg/dm^3):

$\text{Ca}^{2+}=320,9$; $\text{Mg}^{2+}=729,9$; $\text{Na}^+=3174,9$;
 $\text{Cl}^-=5034,3$; $\text{SO}_4^{2-}=3264,0$; $\text{HCO}_3^- = 244,0$.

Солесодержание (СС) – 12768 мг/дм³, pH=8,0.

Анализ результатов, полученных по предложенной расчетной модели, планируется в будущих научных работах.

ВЫВОДЫ

В настоящее время основным методом опреснения соленых вод является метод обратного осмоса. Основной недостаток этого метода связан с образованием и сбросом в водоемы значительных количеств остаточных растворов. В случае опреснения воды Каспийского моря это количество достигает 30% от количества исходной воды. Возрастающие экологические требования делают актуальным создание бессточных технологий. Радикальный путь создания бессточной технологии - это предельное выпаривание остаточных растворов. Однако это связано с очень высокими затратами. Поэтому необходимо минимизировать количество предельно выпариваемых растворов.

Предлагается технологическая схема, согласно которой методом мембранный дистилляции осуществляется предварительная утилизация остаточного раствора стадии обратноосмотического опреснения воды Каспийского моря. На примере работы обратноосмотической установки, эксплуатируемой на ЭС “Şimal” исследовано влияние солесодержания концентрата стадии мембранный дистилляции на совокупность технологических показателей и показано, что количество остаточного раствора может быть уменьшено с 21,4 т/ч до 4,5 т/ч. Это позволяет, дополнительно, на стадии мембранный дистилляции, выработать от 12,3 до 16,9 т/ч опресненной воды, повысить производительность действующей установки, на 18% снизить удельные приведенные затраты на 1 т пермеата (опресненной воды) и обеспечить экологическую чистоту технологии.

Приоритетными направлениями совершенствования мембран, используемых на ста-

дии мембранный дистилляции являются повышение пористости и радиуса пор, а также уменьшение толщины мембраны. При этом, более приоритетным является повышение пористости мембран.

Дальнейшие исследования по данной тематике целесообразно посвятить вопросам оптимизации системы в целом, в первую очередь, определению оптимальной степени концентрирования остаточных растворов на стадии мембранный дистилляции, а также изучению и, при необходимости, разработке условий, исключающих образование кальциевых отложений на микрофильтрационных мембранах.

ЛИТЕРАТУРА

1. Furqan T. at al. Resilience of Desalination Plants for Sustainable Water Supply in Middle East, In book: Sustainability Perspectives: Science, Policy and Practice, 2020, p.303-329.
2. Фейзиев Г.К. // Высокоэффективные методы умягчения, опреснения и обессоливания воды. Изд. 2-е, Баку: «Тахсил» ТПП, 2009, С. 442.
3. Peter G. at al. Seawater desalination technologies. International Journal of Innovation Sciences and Research Vol.4, No 8, 2015, pp. 402-422.
4. Curto D. Franzita, V.Guercio A. //A Review of the Water Desalination Technologies. Appl. Sci. Vol. 11, 2021, P. 670.
5. Enrico Drioli at al. Membrane distillation: Recent developments and perspectives. Desalination 356, 2015, p.56–84.
6. Khalifa A. et al // Experimental and theoretical investigation on water desalination using direct contact membrane distillation. Desalination. Vol.404, 2017, P.22-34.
7. Hussam Jouhare et al. // Waste heat recovery technologies and applications. Thermal Science and Engineering Progress. 2018. V.6, P.268-289.
8. www.rosa9. software.informer.com.
9. Rudobashta S.P., Maxmud S.Y. // Matematicheskoe modelirovaniye prosessa membran-

- noy distillyasi. Ximiya i ximicheskaya promishlennost. V.55, 2012, p.100-103.
10. Weiming Ni, Yongli Li. et al // Simulation Study on Direct Contact Membrane Distillation Modules for High-Concentration NaCl Solution. Membranes (Basel). 2020 Aug, 10(8), p.179.
11. Əhmədova C.A. // Günəş enerjisindən istifadə etməklə düzlu suların şirinləşdirilmə sistemi və onun hesablama metodikası. *Ekologiya və su təsərrüfatı*, 4, Bakı 2022, ISSN 2518.1513. s.104-111.
12. Agamaliev M.M., Ahmadova J.A., Aliyeva O.O. // Waste heat utilization of diesel power plant cooling system for seawater desalination by membrane distillation. *Membran and Membrane Technologies №4*, 2022, ISSN/eISSN 2517-7516/2517-7524 p.48-58, Web of science, Scopus

АХМЕДОВА Д.А.

ahmedova_cahan1975@mail.ru

*Азербайджанский Государственный
Университет Нефти и Промышленности*

**Перспективы использования метода
мембранный дистилляции для эколо-
гического совершенствования систем
опреснения морской воды**

АННОТАЦИЯ

Для экологического совершенствования технологии обратноосмотического опреснения воды Каспийского моря предлагается остаточные растворы подвергать мембранный дистилляции с получением дополнительного количества опресненной воды. Это позволяет минимизировать также количество бросового концентрата и снизить затраты на его предельное выпаривание с получением сухих солей.

На примере работы обратноосмотической установки, эксплуатируемой на ЭС "Şimal"

показано, что остаточный раствор процесса обратного осмоса с солесодержанием 42 г/дм³ может быть обработан на стадии мембранный дистилляции с концентрированием до солесодержания 100÷200 г/дм³ и получением опресненной воды в количестве 25÷34 % от опресненной воды стадии обратного осмоса. При этом, количество конечного концентрата, подлежащего предельному выпариванию, снижается с 21,4 до 4,5 т/ч, а удельные приведенные затраты на 1 т опресненной воды уменьшаются на 18%.

Исследования носили расчетно-аналитический характер. Основные направления дальнейших исследований связаны с вопросами оптимизации системы в целом, более детальным изучением процессов образования кальциевых отложений на мембранах, разработкой условий по их исключению.

Ключевые слова: Морская вода, Опреснение, Экология, Обратный осмос, Мембранный дистилляция, Утилизация концентратов, Расчетная модель.

С.А.Əhmədova

Azərbaycan Dövlət Neft və Sənaye Universiteti

**Dəniz suyunun şirinləşdirmə sistemlərinin
ekoloji təkmilləşdirməsi üçün membran
distillə üsulunun istifadəsinin perspektivləri**

XÜLASƏ

Xəzər dənizi suyunun əksosmoslu şirinləşdirmə texnologiyasının ekoloji baxımdan təkmilləşdirilməsi üçün qalıq məhlullarının membran distilə üsulu ilə əlavə miqdarda şirinləşdirilmiş suyun alınması təklif olunur. Nəticədə tullantı konsentratın miqdarı minimuma enir və quru duzların alınması ilə tam buxarlanma xərcləri azalır.

"Şimal" ES-də istismar edilən əks-osmos qurğusunun misalında göstərilmişdir ki, membran distilə mərhələsində əks-osmos prosesinin qalıq məhlulunun duzluğunu 42 q/dm³-dən 100÷200

q/dm³-ə çatdırmaqla, 25÷34% əlavə şirinləşdirilmiş su almaq olar. Bu halda tam buxarlanmaya verilən məhlulun sərfi 21,4 t/saat-dan 4,5 t/saat-dək və şirinləşdirilmiş suyun xüsusi gətirilmiş xərcləri 18% azalır.

Tədqiqatlar hesablama-analitik xataker dəsiyir. Gələcək tədqiqatların əsas istiqamətləri bütövlükdə şirinləşdirmə sisteminin optimallaşdırma, eləcədə membranlar üzərində kalsium çöküntülərin yaranma prosesinin öyrənilməsi və qarşısının alınması məsələləri ilə əlaqədardır.

Açar sözlər: Dəniz suyu, Şirinləşdirmə, Ekologiya, Əks-osmos, Membran distillasi, Konsentratin utilizasi, Hesablama modeli.

Ahmadova J.A.

Azerbaijan State Oil and Industry University

Prospects for using the membrane distillation method for the environmental improvement of seawater desalination systems

SUMMARY

For the ecological improvement of the technology of reverse osmosis water desalination of the Caspian Sea, it is proposed to subject the residual solutions to membrane distillation to obtain an additional amount of desalinated water. This also allows minimizing the amount

of waste concentrate and reducing the cost of its ultimate evaporation to obtain dry salts.

On the example of the operation of a reverse osmosis unit operated at the Şimal power plant, it is shown that the residual solution of the reverse osmosis process with a salt content of 42 g/dm³ can be processed at the stage of membrane distillation with concentration to a salt content of 100÷200 g/dm³ and obtain 25÷34% of the desalinated water of the reverse osmosis stage. At the same time, the amount of the final concentrate subject to maximum evaporation will decrease from 21,4 to 4,5 t/h, and the specific reduced costs per 1 ton of desalinated water will decrease by 18%.

The studies were of a computational and analytical nature. The main directions of further research are related to the optimization of the system as a whole, a more detailed study of the processes of formation of calcium deposits on membranes, and the development of conditions for their exclusion.

Key words: Sea water, Desalination, Ecology, Reverse osmosis, Membrane distillation, Concentrate recycling, Calculation model.

Məqaləyə ADNSU-nun "Enerji istehsalı texnologiyaları" kafedrasının professoru, Azərbaycan Respublikasının Əməkdar Elm Xadimi, t.e.d. K.M. Abdullayev rəy vermişdir.