

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования

**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

В.А.Карелин

**ВОДОПОДГОТОВКА ДЛЯ АЭС.
ПРОЕКТИРОВАНИЕ И РАСЧЕТ
ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНОЙ УСТАНОВКИ**

*Рекомендовано в качестве учебного пособия
Редакционно-издательским советом
Томского политехнического университета*

Издательство
Томского политехнического университета
2012

УДК 621.311.25:621.039.002.5

ББК 35.47:38.761.1я73

К22

Карелин В.А.

К22 Водоподготовка для АЭС. Проектирование и расчет водоподготовительной установки: учебное пособие / В.А. Карелин; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2012. – 98 с.

В учебном пособии описаны основы проектирования водоподготовительных установок, приведены показатели качества воды после отдельных стадий ее обработки. Приведена подробная методика расчета осветлительных и ионитных фильтров, декарбонизаторов, коагуляционной установки и осветлителей. Описаны основы процесса проектирования принципиальных схем очистки воды. Большое внимание уделено проектированию установок для очистки радиоактивно-загрязненных вод.

Приведен пример расчета обессоливающей установки с блочным включением фильтров (расчет «цепочек»). Рассмотрены основы расчета электродиализной установки, приведены исходные положения для технико-экономических расчетов при проектировании водоподготовительных установок и основные принципы их аппаратурной компоновки.

Предназначено для студентов, обучающихся по направлению 240600 «Химическая технология материалов современной энергетики», а также может быть полезным специалистам, работающим в области подготовки воды для атомных электростанций.

УДК 621.311.25:621.039.002.5

ББК 35.47:38.761.1я73

Рецензенты:

Заместитель директора Томского атомного центра,
А.С. Ситников

Руководитель Информационного центра
по атомной энергии в г. Томске
С.В. Шалятин

© ФГБОУ ВПО НИ ТПУ, 2012

© Карелин В.А., 2012

© Оформление. Издательство Томского
политехнического университета, 2012

Оглавление

Оглавление.....	3
Введение.....	5
1. Основы проектирования водоподготовительных установок.....	6
1.1. Основные положения.....	6
1.2. Выбор источника водоснабжения.....	7
1.3. Выбор схемы водоподготовки в зависимости от качества исходной воды и типа парогенератора.....	8
2. Показатели качества воды после отдельных стадий ее обработки.....	14
2.1. Качество воды после предварительной очистки.....	14
2.1.1 <i>После коагуляции воды сульфатом алюминия.....</i>	<i>14</i>
2.1.2 <i>После коагуляции сульфатом железа, известкования и магнезиального обескремнивания воды.....</i>	<i>14</i>
2.1.3 <i>Качество воды после доумягчения ее методами катионного обмена.....</i>	<i>15</i>
2.1.4 <i>Качество воды после отдельных стадий химического обессоливания и обескремнивания добавочной воды для питания парогенераторов.....</i>	<i>16</i>
2.2. Определение производительности ВПУ.....	16
3. Расчет осветлительных фильтров.....	21
4. Расчет ионитных фильтров.....	25
5. Расчет декарбонизатора.....	42
5.1 Расчет декарбонизатора с деревянной хордовой насадкой... ..	42
5.2 Расчет декарбонизатора с насадкой из колец Рашига.....	48
5.3 Пример расчета декарбонизатора с насадкой из колец Рашига.....	51
6. Основы расчета коагуляционной установки.....	53
7. Основы расчета осветлителей.....	55
8. Проектирование принципиальных схем очистки воды.....	61
8.1. Первые контуры АЭС с реакторами ВВЭР.....	61
8.2. Вторые контуры АЭС с реакторами ВВЭР.....	62
8.3. АЭС с реакторами РБМК.....	62
8.4. Подготовка добавочной воды.....	64
8.5. Очистка турбинных и производственных конденсатов.....	68
9. Проектирование установок для очистки радиоактивно-загрязненных вод.....	70
10. Расчет обессоливающей установки с блочным включением фильтров (расчет «цепочек»).....	76
10.1. Расчет Н-катионитных фильтров 1-й ступени (H_1^1 и H_1)....	80

10.2. Расчет ОН-анионитных фильтров 1-й ступени (A_1).....	80
10.3. Расчет Н-катионитных фильтров 2-й ступени (H_2).....	81
10.4. Расчет ОН-анионитных фильтров 2-й ступени (A_2).....	81
11. Расчет электродиализной установки (ЭДУ).....	83
12. Исходные положения для технико-экономических расчетов при проектировании водоподготовительных установок.....	88
13. Принципы компоновки аппаратуры водоподготовительных установок.....	91
Заключение.....	94
Список литературы.....	95

Введение

Предлагаемое учебное пособие предназначено для проведения студентами курсового и дипломного проектирования, а также выполнения учебно-исследовательской работы по теме «Водоподготовка» и освоения учебного курса «Введение в технологию материалов современной энергетики». Водоподготовительные установки (ВПУ) приобрели широкое распространение и применение не только в процессах очистки воды для тепловых и атомных электростанций, но и в разнообразных химических производствах (в том числе процессах органического синтеза) поскольку от качества подготовки химической аппаратуры в конечном счете зависит качество продукции, получаемой в том или ином технологическом процессе.

Для расчета водоподготовительной установки в современной литературе существует множество рекомендации, однако материала для проведения комплексного расчета недостаточно.

1. Основы проектирования ВПУ для тепловых и атомных электростанций

1.1. Основные положения

В связи с сооружением мощных ТЭС и АЭС, а также с развитием теплофикационных сетей с открытым горячим водоразбором в последние годы возникла потребность в водоподготовительных (ВПУ) и конденсатоочистительных установках с единичной производительностью до 1000 м³/ч и более. В результате этого ВПУ из небольшого придатка к основным цехам ТЭС и АЭС развилась в крупное самостоятельное производство, размещенное в специальном отдельном корпусе, оборудованном основной и вспомогательной аппаратурой, средствами автоматизации и контроля. Такое развитие водоподготовительных установок обусловлено не только ростом мощности ТЭС и АЭС, но также и значительным усложнением схем обработки добавочной воды и конденсатов в связи с повышенными требованиями к их качеству.

При выборе рациональной схемы ВПУ и сравнении конкурирующих методов и схем приготовления добавочной питательной воды парогенераторов в конечном счете решающими показателями являются себестоимость 1 тонны обработанной воды, эксплуатационные расходы, связанные с обработкой котловой воды, и потери тепла с продувочной водой, отнесенные к 1 квт·ч выработанной электроэнергии. Правильное решение этой задачи состоит в том, чтобы для каждого конкретного случая найти оптимальный вариант водоподготовки и водного режима парогенераторов, обеспечивающий надежную и в то же время экономичную работу ТЭС и АЭС.

Для выполнения проекта ВПУ в общем случае должны быть заданы тип, мощность и параметры пара ТЭС и АЭС; место их строительства; потери пара и конденсата внутри ТЭС, АЭС и у внешних потребителей; тип, паропроизводительность и количество установленных парогенераторов с указанием схемы внутрикотловых устройств (наличие или отсутствие ступенчатого испарения, промывочно-сепарационных устройств).

При проектировании ВПУ необходимо выполнить:

- выбор источника водоснабжения;
- выбор принципиальной схемы ВПУ;
- определение необходимых показателей качества воды после основных стадий ее обработки;
- технологический расчет выбранной схемы ВПУ, в том числе, определение числа и габаритов основного и вспомогательного

оборудования, необходимого расхода реагентов, расхода воды и электроэнергии на собственные нужды установки;

- разработку чертежа развернутой схемы ВПУ с включением основного и вспомогательного оборудования, трубопроводов, арматуры, контрольно-измерительных приборов и средств автоматизации;

- разработку чертежей компоновки оборудования ВПУ;

- составление пояснительной записки к проекту и спецификации оборудования;

- технико-экономические расчеты по определению капитальных затрат и стоимости 1 м³ обработанной воды.

1.2 Выбор источника водоснабжения

При проектировании ВПУ вопросам, связанным с выбором источника водоснабжения, необходимо уделить серьезное внимание. Выбор исходной воды определяется в каждом отдельном случае специфическими условиями данного района и, в частности, той площади, на которой создается ТЭС и АЭС.

Когда имеется несколько источников водоснабжения, выбор того или иного из них для водоподготовки должен решаться на основании сравнительных технико-экономических расчетов сравнением стоимости обработки воды, а также расходов, связанных с продувкой парогенераторов и испарителей, питающихся химически обработанной водой.

Если для приготовления добавочной воды для питания парогенераторов или контуров АЭС представляется возможным использовать поверхностную либо артезианскую воду при примерно одинаковом общем солесодержании, предпочтение следует отдать последней, так как физико-химический состав артезианской воды устойчив в различные времена года и она, как правило, прозрачна. Эти свойства артезианской воды позволяют упростить и удешевить ВПУ и значительно облегчат ее эксплуатацию. Ввиду прозрачности артезианской воды и отсутствия в ней органических веществ отпадает необходимость в ее предварительном коагулировании и осветлении. Отпадает также опасность старения анионитовых смол, чувствительных к органическим примесям.

Если в качестве источника водоснабжения используются открытые водоемы (реки, озера, водохранилища), то в первую очередь необходимо выяснить, не угрожает ли опасность загрязнения их сточными водами промышленных предприятий, содержащими такие вещества, которые нельзя удалить в процессе водоподготовки, но они могут нарушить нормальную работу ТЭС и АЭС. Для обеспечения нормальной работы электростанций необходимо обеспечить максимальную очистку вод со-

седних промышленных предприятий, загрязняющих естественный водоем. Если же это мероприятие практически неосуществимо, следует удалить площадку электростанций от этих предприятий или расположить ее выше по течению реки.

Если источником водоснабжения служат открытые водоемы, то необходимо учитывать, что качество поверхностных вод изменяется циклично не только по временам года, но и в многолетнем разрезе. Так, например, средняя за год жесткость воды не остается в данном источнике неизменной. Она выше в засушливые годы, ниже в годы, обильные осадками. Поэтому нельзя проектировать ВПУ для обработки поверхностных вод на основании случайных анализов воды. Для этого необходимо располагать полными и достаточно точными данными, характеризующими качество воды поверхностного источника водоснабжения не только по сезонам года, но и за ряд лет. Это требование объясняется тем, что каждая ВПУ должна быть рассчитана на обработку воды применительно к наихудшим ее показателям. Для артезианских вод, обладающих относительно постоянным составом, можно ограничиться двумя-тремя анализами. Химический состав вод характерных источников водоснабжения приведен в **табл. 1.1**.

1.3 Выбор схемы водоподготовки в зависимости от качества исходной воды и типа парогенератора

По влиянию на выбор схемы водоподготовки природные воды подразделяют на следующие типы:

- а) осветленные и не осветленные;
- б) воды с малой и повышенной общей щелочностью;
- в) воды с малой и повышенной относительной щелочностью;
- г) воды со щелочностью, превышающей и не превышающей общую жесткость воды;
- д) воды с малым, средним и высоким содержанием некарбонатных солей;
- е) воды, не содержащие и содержащие нитриты и нитраты;
- ж) воды с большим и малым содержанием кремниевой кислоты.

Осветленные воды (артезианские, ключевые, из питьевых водопроводов, воды из центральных фильтрационно-осветлительных установок производственных предприятий) не требуют коагуляции и осветления и могут непосредственно поступать на ионитные фильтры. Неосветленные поверхностные воды, загрязненные взвешенными и коллоидными веществами (воды рек, озер, прудов и искусственных водохранилищ), должны обязательно подвергаться коагуляции до обработки их методами ионного обмена.

Таблица 1.1. Химический состав некоторых источников водоснабжения

Источник	Место отбора пробы	Содержание ионов и оксидов, мг/кг									Взвешенные вещества, мг/кг	Сухой остаток, мг/кг	Окисляемость, мг/кг	Жесткость, мг-экв/кг	
		Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺ + K ⁺	HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻	NO ₃ ⁻	SiO ₃ ²⁻	Fe ₂ O ₃ + Al ₂ O ₃				Ж _о	Ж _к
Реки															
Амударья	г. Керки	90,2	15,2	118,6	190,4	202,7	126,9	—	10,0	—	4970	—	—	5,76	3,12
Амур	г. Хабаровск	13,4	2,5	—	42,7	4,2	3,0	—	9,0	6,8	35,0	66,0	2,8	0,87	0,7
Ангара	г. Ангарск	16,5	4,3	4,3	67,6	7,0	2,2	—	—	0,7	17,0	116,0	2,6-6,7	1,18	1,11
Белая	г. Салават, Башкирия	66,3	14,4	4,14	216,0	37,0	13,0	—	15,0	0,3	—	263,0	5,5-52	4,5	3,54
Волга	г. Балахна	28,0	8,15	4,5	103,7	24,7	1,8	—	1,0	1,4	—	152,6	16,8	2,07	1,7
Волга	г. Волгоград	60,0	9,7	22,8	158,5	57,4	35,0	—	8,0	11,4	41,6	299,0	10,4	3,8	2,6
Волга	г. Ярославль	34,4	9,1	2,2	119,0	23,1	5,8	—	8,7	0,8	13,0	167,6	14,2	2,5	1,95
Волга	г. Казань	14,5	14,5	18,3	140,3	140	15,0	—	3,0	0,6	10,0	360,0	11,2	4,8	2,3
Волга	г. Калинин	48,0	10,9	30,8	201,0	49,0	7,84	5,5	8,3	—	3,0	274,2	4,64	3,3	3,3
Волга	г. Саратов	62,0	13,2	38,2	146,0	120,0	34,0	—	2,5	0,9	—	350,1	3,7	4,2	2,4
Волга	г. Энгельс	32,2	10,8	20,9	116,0	34,6	28,0	—	—	—	76,0	204,2	4,8	2,5	1,9
Волхов	г. Новгород	23,7	3,5	6,2	73,2	6,7	14,0	0,3	13,7	1,26	—	—	25,3	1,47	1,2
Воронеж	г. Липецк	72,2	17,4	12,5	280,6	33,5	10,0	—	21,6	—	—	320,4	—	5,1	4,6
Вятка	г. Кирово-Чепецк	19,04	2,43	—	58,0	19,3	3,18	6,0	17,3	2,5	15,0	113,0	10,22	1,15	0,9
Даугава	г. Даугавпилс	42,7	13,1	4,0	183	12,6	3,7	0,3	13,0	50,0	50,0	—	12,5	3,2	3,0
Сев. Двина	г. Архангельск	102,0	16,8	6,9	264	93,2	7,1	—	10,2	—	—	—	8,5	6,48	4,34
Десна	г. Чернигов	68,7	10,3	6,1	250,8	15	4,9	—	—	0,06	14,0	—	5,3	4,29	4,1
Днепр	г. Запорожье	51,9	15,0	8,6	188	29,7	15,8	2,4	4,0	4,4	—	315,0	10,2	3,82	3,08

Продолжение табл. 1.1

Источник	Место отбора пробы	Содержание ионов и оксидов, мг/кг									Взвешенные вещества, мг/кг	Сухой остаток, мг/кг	Окисляемость, мг/кг	Жесткость, мг-экв/кг	
		Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺ + K ⁺	HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻	NO ₃ ⁻	SiO ₃ ²⁻	Fe ₂ O ₃ + Al ₂ O ₃				Ж _о	Ж _к
Дон	г. Задонск	53,9	29,4	19,6	293,5	48,2	5,0	—	—	—	—	—	5,8	5,1	4,81
Северский	г. Лисичанск	84,0	7,3	10,8	195,2	48,0	38,0	—	22,0	0,1	—	—	—	4,8	3,2
Донец															
Енисей	г. Красноярск	37,0	9,1	—	140,0	10,1	3,2	—	11,4	3,9	2,6	154,4	1,0	2,6	2,3
Иртыш	г. Омск	28,1	17,0	36,1	165,0	31,7	34,0	3,0	5,7	—	172,4	344,4	14,8	2,8	2,7
Кальмиус	Донбасс	262,0	159,0	668,0	398,0	1656	411,0	—	22,2	—	—	3876	—	26,2	6,6
Кама	г. Березники	90,0	8,5	240,0	134,4	50,4	440,0	—	9,7	—	155,0	1098,0	11,8	5,2	2,2
Каменка	Донбасс	109,0	40,2	41,0	463,0	112,0	20,3	—	15,0	—	—	704,0	—	8,75	7,6
Клязьма	г. Владимир	47,0	10,3	25,1	158,7	52,7	21,0	1,2	16,6	12,0	8,0	347,0	9,0	3,2	2,6
Кострома	г. Кострома	53,6	8,3	4,0	113,5	62,5	13,2	—	—	—	—	246,0	—	3,36	1,86
Кубань	г. Армавир	58,6	6,5	14,2	146,5	59,2	14,0	—	—	—	—	299,0	—	3,47	2,4
Кура	г. Али-Байрамлы	60,0	53,0	161,0	232,0	197,0	214,0	26,0	20,0	—	300,0	884,0	5,5	7,36	3,8
Лена	—	47,2	13,4	81,3	147,5	61,9	116,6	—	—	—	—	474,0	—	3,46	2,42
Лопань	г. Харьков	167,0	30,6	67,6	400,0	282	47,0	—	4,1	—	—	874,0	—	10,7	6,6
Лугань	Донбасс	70,1	55,0	120,0	148,0	354,0	123	—	17,7	—	—	1019,0	—	8,05	2,42
Миасс	г. Челябинск	56,0	22,8	39,6	85,5	214,0	19,0	—	6,0	30,5	44,0	470,6	8,6	4,67	1,4
Миус	Штер ГРЭС Луганской обл.	156,0	55,0	262,0	238,0	855,0	71,0	—	4,0	—	550,0	—	3,21	12,3	3,9
Москва	г. Москва	60,0	15,8	—	201,0	13,5	25,5	—	10,0	0,4	—	—	8,3	4,3	3,3

Продолжение **табл. 1.1**

Источник	Место отбора пробы	Содержание ионов и оксидов, мг/кг									Взвешенные вещества, мг/кг	Сухой остаток, мг/кг	Окисляемость, мг/кг	Жесткость	
		Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺ + K ⁺	HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻	NO ₃ ⁻	SiO ₃ ²⁻	Fe ₂ O ₃ + Al ₂ O ₃				Ж _о	Ж _к
Нарва	Эстония	24,3	11,2	4,6	115,0	14,0	4,6	—	—	—	—	166	—	2,14	1,9
Нева	г. С-Петербург	9,0	1,2	2,7	26,2	6,1	3,9	—	5,9	0,3	—	67,2	7,6	0,55	0,43
Неман	г. Каунас	56,4	16,8	10,4	250,1	8,9	13,0	0,1	2,2	0,5	18,0	—	5,0	4,2	4,1
Норильск	г. Норильск	12,6	2,5	18,0	48,0	25,0	8,4	—	11,0	—	—	105,0	—	0,83	0,79
Обь	г. Новоси-	49,2	9,4	0,7	74,0	91,2	5,2	0,1	12,5	0,1	405,0	206,0	2,9	3,23	1,21
Ока	г. Горький	91,8	16,8	7,8	244,0	81,0	22,0	—	17,8	0,4	62,4	438,0	13,6	5,97	4,0
Печора	г. Усть-Цильма	12,2	3,5	2,6	47,0	5,8	4,0	—	7,6	0,5	—	—	16,0	0,9	0,78
Свияга	г. Ульяновск	105,5	10,1	26,5	311,0	82,0	16,0	—	9,4	10,1	—	431,0	68,0	6,1	5,1
Тобол	г. Кустанай	93,0	43,5	243,1	228,2	294,6	300,7	—	—	—	18,0	—	—	8,22	3,75
Томь	г. Кемерово	23,4	5,2	—	58,3	20,5	8,8	—	19,2	10,5	753	151,2	5,8	1,6	0,96
Томь	г. Новокузнецк	32,87	8,28	1,16	140,0	2,96	0,3	—	8,0	6,0	4,0	136,0	2,0	2,32	2,3
Торец	Донбасс	158,0	64,0	209,0	570,0	414,0	244	—	39,2	—	—	1569,0	8,7	13,1	9,35
Казенный															
Тура	г. Нижняя Тура	24,0	6,9	5,2	87,2	19,8	5,4	—	9,2	0,7	8,0	117,0	5,7	1,77	1,43
Уводь	г. Иваново	51,0	11,55	18,3	176,5	34,1	22,0	4,0	2,65	0,14	—	276,0	12,8	3,5	2,9
Урал	г. Гурьев	108,2	9,7	107,3	234,2	107,0	170	—	9,1	—	34,0	769,6	5,2	6,2	3,84
Цна	г. Тамбов	100,0	23,1	20,3	275,0	95,0	40,0	10,0	28,0	0,6	25,0	584,0	5,7	6,9	4,5
Шексна	г. Череповец Вологодской	61,6	15,8	2,3	128,1	97,7	2,4	—	6,7	0,5	10,4	296,4	12,1	4,1	2,1

Продолжение **табл. 1.1**

Источник	Место отбора пробы	Содержание ионов и оксидов, мг/кг									Взвешенные вещества, мг/кг	Сухой остаток, мг/кг	Окисляемость, мг/кг	Жесткость	
		Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺ + K ⁺	HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻	NO ₃ ⁻	SiO ₃ ²⁻	Fe ₂ O ₃ + Al ₂ O ₃				Ж _о	Ж _к
Водохранилища															
Исаковское	г. Коммунарск Луганск. обл.	110,0	48,6	154,0	244,0	488,0	67,0	6,0	2,1	0,1	—	1066,0	3,6	9,5	4,0
Карочуновское	г. Кривой рог	54,0	26,4	44,1	201,0	112,0	41,0	—	1,8	—	—	423,0	6,24	4,87	3,3
Луганское	п. Мироновский Донбасской	102,2	71,6	215,0	225,7	528,0	201,0	0,3	7,7	0,2	—	1464,0	7,6	11,0	4,1
Нуринское	г. Темир-Тау Карагандин-	70,2	40,2	237,0	268,0	264,0	255,0	—	6,6	2,8	—	1017,0	7,3	6,8	4,4
Терновское	г. Курахово Донбасс. обл.	240,0	170,6	668,0	213,0	1516	684	—	2,7	—	—	3483,0	4,5	26,1	3,5
Шолларское	г. Баку Азербайджан	58,0	27,0	54,0	281,0	88,0	25,0	20,8	12,0	—	—	458,0	0,64	5,12	4,6
Пруды															
Верхне-Тагильский	Верхне-Тагильская ГРЭС	44,5	10,3	8,98	103,7	71,3	10,0	—	11,3	3,8	—	244,5	13,2	3,08	1,7
Нижне-Тагильский	ТЭЦ Металлург	27,4	5,23	7,92	36,6	62,1	9,0	—	12,8	0,38	40,0	171,4	9,92	1,8	0,6
Ново-Грозненский	г. Грозный	98,2	30,4	29,5	231,9	194,0	28,0	2,4	19,0	—	14,0	604,0	3,92	7,4	3,8
Несветай ГРЭС	г. Красный Сулин	84,1	50,5	246,0	201,0	646,0	82,0	—	5,6	—	—	1380,0	24,0	8,35	3,3

Продолжение **табл. 1.1**

Источник	Место отбора пробы	Содержание ионов и оксидов, мг/кг									Взвешенные вещества, мг/кг	Сухой остаток, мг/кг	Окисляемость, мг/кг	Жесткость	
		Ca ²⁺	Mg ²⁺	Na ⁺ + K ⁺	HCO ₃ ⁻	SO ₄ ²⁻	Cl ⁻	NO ₃ ⁻	SiO ₃ ²⁻	Fe ₂ O ₃ + Al ₂ O ₃				Ж _о	Ж _к
Черепетская ГРЭС	г. Суворов	56,9	6,0	5,1	164,5	35,3	4,5	—	6,3	—	—	212,0	4,9	3,34	2,7
Артезианские скважины															
Кохтла-Ярве	Эстония	48,6	33,4	—	279,0	12,5	12,3	—	19,3	—	—	351,0	—	5,18	4,57
Краматорск	Украина, Донецкая обл.	166,0	39,01	44,0	305,0	336,0	190	24,0	35,0	0,08	—	1248,0	3,2	11,5	5,0
Львов	Зап. Украина	67,3	2,5	5,7	216,0	6,6	5,0	—	15,7	—	—	228,0	—	3,57	3,54
ТЭЦ ЗИЛ	Москва	71,4	29,6	37,6	293,0	99,5	27,0	—	13,2	5,2	—	442,8	8,7	6,0	4,8
Озера															
Балхаш	Казахстан	38,7	106,0	331,0	194,0	572,0	345	—	10,1	—	—	1775,0	—	10,7	3,17
Байкал	Вост. Сибирь	21,3	4,3	0,35	68,6	6,4	3,5	—	—	—	—	—	—	1,43	1,12
Верхне-Исетское	Урал	7,2	4,8	1,24	24,4	12,0	2,0	—	1,2	—	—	80,0	—	0,76	0,4
Телецкое	Алтай	12,85	2,29	5,8	51,8	2,8	0,77	—	5,7	—	—	68,0	—	0,83	0,83
Аникштай	Литва	56,4	18,0	2,99	232,0	21,0	7,1	0,08	16,0	—	17,0	230,0	—	4,3	3,8
Моря															
Черное	—	246	648	5530	81	1305	9626	—	—	—	—	17000	—	65,6	—
Каспийское	—	381	764	3274	105	3013	5407	—	—	—	—	13000	—	66,5	—
Океан	—	418	1329	11030	146	2767	19833	—	—	—	—	36000	—	131,3	—

Природные воды с малой общей щелочностью (менее 2 мг-экв/кг) для парогенераторов низких и средних давлений (до 40 атм) могут умягчаться путем натрий катионирования без снижения щелочности. Природные воды с повышенной общей щелочностью (выше 2 мг-экв/кг) могут обрабатываться таким же способом для парогенераторов низких и средних давлений, если безвозвратные потери пара и конденсата, возмещаемые обработанной водой, невелики и способное выделиться в пар количество CO_2 не превысит 20 мг/кг.

Природные воды с повышенной общей щелочностью (выше 2 мг-экв/кг) и особенно воды с повышенной относительной щелочностью (выше 20 %), как правило, подвергаются не только натрий-катионированию, но и снижению щелочности путем известкования, Н-катионирования или подкисления. Для снижения щелочности природных вод со щелочностью, превышающей общую жесткость, необходимо применять Н-катионирование или подкисление, но не известкование, при использовании которого снижение щелочности подобных вод не достигается.

Природные воды с малым содержанием некарбонатных солей можно обессоливать и обескремнивать по упрощенной схеме (двухступенчатое Н-катионирование – декарбонизация – сильноосновное анионирование).

Природные воды с повышенной некарбонатной жесткостью (от 2 до 8 мг-экв/кг) подвергаются глубокому химическому обессоливанию и обескремниванию по схеме двухступенчатого Н-катионирования и анионирования с промежуточной декарбонизацией для приготовления добавочной питательной воды для парогенераторов сверхвысокого и сверхкритического давления и по схеме трехступенчатого Н-катионирования и анионирования с промежуточной декарбонизацией – для прямоточных парогенераторов.

Природные воды с высоким содержанием некарбонатных солей, превышающим 8 мг-экв/кг, подвергаются термическому обессоливанию в испарителях или паропреобразователях.

Природные воды, содержащие значительное количество кремниевой кислоты, для питания барабанных парогенераторов высокого и сверхвысокого давлений подвергаются магнизальному обескремниванию или обескремниванию методом анионного обмена в сильноосновных анионитных фильтрах в схемах полного химического обессоливания воды. Воды, содержащие нитриты и нитраты натрия, требуют добавления сульфита натрия или гидразина для предотвращения кислородной коррозии, а при высоких давлениях – полного химического обессоливания.

2. Показатели качества воды после отдельных стадий ее обработки

2.1 Качество воды после предварительной очистки

2.1.1 После коагуляции воды сульфатом алюминия

Общая, карбонатная и некарбонатная виды жесткости воды (мг-экв/кг) определяются по следующим уравнениям:

$$\begin{aligned} & \text{— общая} & \mathcal{J}_o &= \mathcal{J}_o^{ucx}, \\ & \text{— карбонатная} & \mathcal{J}_k &= \mathcal{J}_k^{ucx} - K_{Al}, \\ & \text{— некарбонатная} & \mathcal{J}_{нк} &= \mathcal{J}_{нк}^{ucx} + K_{Al}, \end{aligned}$$

где $\mathcal{J}_k^{ucx}$, $\mathcal{J}_{нк}^{ucx}$ и $\mathcal{J}_o^{ucx}$ – карбонатная, некарбонатная и общая жесткость исходной воды;

K_{Al} – доза сульфата алюминия для коагуляции, мг-экв/кг.

Щелочность остаточная $\mathcal{W}_{ост}$ (мг-экв/кг) определяется по уравнению:

$$\mathcal{W}_{ост} = \mathcal{W}_o^{ucx} - K_{Al},$$

где $\mathcal{W}_o^{ucx}$ – щелочность исходной воды общая, мг-экв/кг.

Если $\mathcal{W}_o^{ucx} < K_{Al}$, то необходимо производить подщелачивание воды перед ее коагуляцией путем добавления щелочного реагента в количестве:

$$\Delta \mathcal{W} = K_{Al} - \mathcal{W}_o^{ucx} + \mathcal{W}_{ост}.$$

В этом случае принимается $\mathcal{W}_{ост} = 0,7$ мг-экв/кг.

Концентрация сульфат ионов получается равной

$$c_{SO_4^{2-}} = c_{SO_4^{2-}}^{ucx} + 48,03 K_{Al}, \text{ мг/кг.}$$

Концентрация хлорид ионов остается равной исходной. Концентрация ионов SiO_3^{2-} после коагуляции уменьшается и становится равной $0,75 c_{SiO_3^{2-}}^{ucx}$.

Содержание взвешенных веществ после коагуляции в осветлителе, работающем с зашламлением, не превышает 10 мг/кг, а после осветлительных фильтров взвешенные вещества отсутствуют.

2.1.2 После коагуляции сульфатом железа, известкования и магнизального обескремнивания воды

При подогревании обработанной таким способом воды до 40 °С качество ее характеризуется следующими показателями:

$$\begin{aligned} & \text{— жесткость воды,} & & \text{мг-экв/кг:} \\ & \text{— карбонатная} & \mathcal{J}_k &= 0,7, \\ & \text{— некарбонатная} & \mathcal{J}_{нк} &= \mathcal{J}_{нк}^{ucx} + K_{Fe}, \\ & \text{— общая} & \mathcal{J}_o &= 0,7 + \mathcal{J}_{нк}^{ucx} + K_{Fe}, \end{aligned}$$

где K_{Fe} – доза сульфата железа для коагуляции, мг-экв/кг;
 $\Pi_{ост} = 0,7$ мг-экв/кг.

Концентрация сульфат ионов (мг/кг) составит:

$$c_{SO_4^{2-}} = c_{SO_4^{2-}}^{ucx} + 48,03 \cdot K_{Fe}.$$

Концентрация хлорид ионов остается без изменений.

Концентрация ионов SiO_3^{2-} после известкования и коагуляции составляет $0,6 \cdot c_{SiO_3^{2-}}^{ucx}$, а после магниального обескремнивания 1 мг/кг.

2.1.3 Качество воды после доумягчения ее методами катионного обмена

Жесткость воды, обработанной по всем шести схемам доумягчения ее методами катионного обмена, должна удовлетворять следующим нормам:

жесткость, мкг-экв/кг	давление в парогенераторах, атм
10	40
5	40-100
3	выше 100.

Жесткость воды после первой ступени натрий-катионирования принимают равной 0,1 мг-экв/кг.

Концентрации катионов кальция, магния и натрия после Н-катионитных фильтров первой ступени принимают равной 0,2 мг-экв/кг.

Щелочность воды, умягченной по схемам 1-6:

номер схемы	щелочность, мг-экв/кг
1	$\Pi_o^{ucx} - K_{Al}$
2, 3 и 4	0,35
5	0,7-1,0
6	1,0-1,3

Сухой остаток воды, обработанной по любой схеме предочистки методами осаждения в сочетании с любой схемой доумягчения ее методами катионного обмена (1-6) с учетом совершающегося в парогенераторах превращения кремниевой кислоты в Na_2SiO_3 и щелочных соединений в гидроксид натрия, определяется по уравнению:

$$C.o = 0,25 \cdot C_{орг} + 71,04 \frac{C_{SO_4^{2-}}^{ост}}{48,03} + 58,45 \frac{C_{Cl^-}^{ост}}{35,46} + 85 \frac{C_{NO_3^-}^{ост}}{62} + 61 \frac{C_{SiO_3^{2-}}^{ост}}{38,03} + 40 \Pi_{ост}, \quad (2.1)$$

где $C.o$ – сухой остаток, мг/кг;

$C_{орг}$ – концентрация органических веществ в исходной воде, мг/кг;

$C_{SO_4^{2-}}^{ост}$, $C_{Cl^-}^{ост}$, $C_{NO_3^-}^{ост}$ и $C_{SiO_3^{2-}}^{ост}$ – остаточные концентрации соответствующих

анионов в обработанной воде, равные их концентрациям после предочистки, мг/кг;

$\text{Щ}_{\text{ост}}$ – остаточная нелетучая натриевая щелочность обработанной воды, мг-экв/кг;

числа в знаменателях – эквивалентные веса перечисленных анионов;

коэффициенты 71,04; 58,45; 85,0; 61,0 и 40,0 – эквиваленты соответственно Na_2SO_4 , NaCl , NaNO_3 , Na_2SiO_3 , NaOH .

2.1.4 Качество воды после отдельных стадий химического обессоливания и обескремнивания добавочной воды для питания парогенераторов

Кислотность фильтрата после Н-катионитных фильтров первой ступени составит

$$K = C_{\text{SO}_4^{2-}} + C_{\text{Cl}^-} + C_{\text{NO}_3^-} + K_{\text{Al}},$$

где K – кислотность фильтрата, мг-экв/кг;

$C_{\text{SO}_4^{2-}}$, C_{Cl^-} , $C_{\text{NO}_3^-}$ – концентрации анионов сильных кислот в фильтрате Н-катионитных фильтров первой ступени, численно равные концентрациям их в воде после ее предочистки, мг-экв/кг;

K_{Al} – доза сульфата алюминия для коагуляции воды, мг-экв/кг.

Если в качестве коагулянта применяется сульфат железа, вместо K_{Al} следует подставить его дозу K_{Fe} .

Кислотность фильтрата после Н-катионитных фильтров второй и третьей ступеней не выше 0,05 мг-экв/кг.

Щелочность воды после анионитных фильтров первой ступени 0,2 мг-экв/кг, после анионитных фильтров второй ступени 0,05 мг-экв/кг.

Концентрация NH_3 после анионитных фильтров третьей ступени не выше 0,2 мг/кг.

Концентрация SiO_3^{2-} после сильноосновных анионитных фильтров не выше 30 мкг/кг.

Остаточная концентрация CO_3 после декарбонизатора от 3 до 10 мг/кг.

Остаточное солесодержание после схем 7 и 8 частичного обессоливания от 2 до 5 мг/кг, после схем 9 и 10 полного обессоливания соответственно 0,2 и 0,1 мг/кг.

2.2 Определение производительности ВПУ

Производительность Q , м³/ч, ВПУ без учета расхода воды на собственные нужды самой ВПУ, можно определить по следующим формулам:

1) для промышленных станций, на которых внутристанционные и внешние потери пара и конденсата, а также потери с продувочной водой восполняются химически умягченной или обессоленной водой:

$$Q = k[\alpha + \alpha'' + (1 - \beta) \frac{p}{100}] D_n \cdot n; \quad (2.2)$$

2) для приготовления питательной воды паропреобразователей, оборудованных паропреобразовательными установками, снабжающими вторичным паром внешних потребителей и восполняющими внутристанционные потери конденсатом вторичного пара, при условии, что продувка парогенератора p полностью используется в паропреобразователях:

$$Q = k(\alpha + \alpha'')[1 + (1 - \beta') \frac{p'}{100}] D_n \cdot n; \quad (2.3)$$

3) для приготовления питательной воды испарителей, восполняющих потери пара и конденсата дистиллированной водой при условии, что продувка парогенератора p полностью используется в испарителях:

$$Q = k(\alpha + \alpha'')(1 + \frac{p''}{100}) D_n \cdot n, \quad (2.4)$$

где k – коэффициент запаса, равный 1,1-1,2;

α' и α'' – внутростанционные и внешние потери пара и конденсата в долях величины D_n ;

p' и p'' – величины продувки паропреобразователей и испарителей в процентах их производительности;

D_n – паропроизводительность парогенератора без учета потерь пара и конденсата, т/ч;

n – число парогенераторов, установленных на электростанции;

β' и β'' – доли пара, отсепарированного в расширителе непрерывной продувки парогенераторов и паропреобразователей, от ее величины;

p – величина продувки в процентах D_n , которая определяется по уравнениям, приведенным ниже:

$$p = \frac{D_{пр}}{D_n} \cdot 100 = \frac{a_{п.в} - a_n}{A_{к.в} - a_{п.в}} \cdot 100\%, \quad (2.5)$$

где $D_{пр}$ – количество продувочной воды, т/ч;

$a_{п.в}, a_n, A_{к.в}$ – соответственно сухой остаток, г/т; кремнесодержание, г/т, и щелочность, г-экв/т, питательной воды, пара и котловой воды, которые принимаются по установленным нормам.

Если концентрация примесей в паре a_n значительно меньше концентрации их в питательной воде $a_{п.в}$, уносом их с паром можно пренебречь. Тогда выражение для определения величины продувки примет более простой вид:

$$p = \frac{a_{п.в}}{A_{к.в} - a_{п.в}} \cdot 100\%. \quad (2.6)$$

Из уравнения (2.6) следует, что величину непрерывной продувки парогенераторов определяют солевой состав питательной воды и нормы качества продувочной котловой воды. Для каждого парогенератора эти нормы устанавливаются на основе теплехимических испытаний, которые в значительной степени зависят от рабочего давления в парогенераторе и схемы внутрибарабанных сепарационных устройств.

Для более точного определения величины непрерывной продувки следует исходить из весового баланса солей с учетом водяного баланса электростанции по отдельным компонентам питательной воды, химического состава каждого из компонентов питательной воды (конденсата турбин и внешних потребителей пара, добавочной питательной воды, пара, выдаваемого парогенератором и отсепарированного в расширителе непрерывной продувки, и др.):

$$(1 - \alpha'')D_{п.н}a_k + [\alpha\alpha'' + (1 - \beta)\varphi]D_{п.н}a_{д.в} + \beta\varphi D_{п.н}a'_п = \varphi D_{п.н}A_{к.в} + (1 + \alpha')D_{п.н}a_п, \quad (2.7)$$

где $D_{п.н}$ – паропроизводительность котельной без учета внутристанционных потерь конденсата, т/ч;

α' – доля внутристанционных потерь конденсата от $D_{п.н}$;

α'' – доля потерь у внешних потребителей пара от $D_{п.н}$;

β – доля возврата в цикл пара, отсепарированного в расширителе непрерывной продувки, от величины продувки;

a_k – солесодержание, г/т; кремнесодержание, г/т, или щелочность, г-экв/т, конденсата (турбин, подогревателей, паропреобразователей);

$A_{к.в}$ – то же для качества продувочной котловой воды;

$a_{д.в}$ – то же для качества добавочной питательной воды;

$a_п$ и $a'_п$ – то же для качества насыщенного пара из барабана и пара, отсепарированного в расширителе непрерывной продувки;

$\varphi = p/100$ – «степень продувки» в долях $D_{п.н}$.

Величину β можно определить по уравнению:

$$\beta = \frac{i'_п - i'_p}{r_p} \eta_p, \quad (2.8)$$

где $i'_п$ и i'_p – энтальпии продувочной воды соответственно при давлениях в парогенераторе и расширителе;

r_p – теплота парообразования при давлении в расширителе;

η_p – к.п.д. расширителя, учитывающий потерю тепла расширителем в окружающую среду и равный 0,9-0,95.

Обозначив $D_{пр} = \varphi D_{п.н}$, найдем:

$$D_{\text{пр}} = \frac{(1-\alpha')a_{\text{к}} + (\alpha\alpha'')a_{\text{д.в}} - (1+\alpha')a_{\text{п}}}{A_{\text{к.в}} - (1-\beta)a_{\text{д.в}} - \beta a'_{\text{п}}} D_{\text{п.н}}. \quad (2.9)$$

Если обозначить через $D_{\text{к}} = (1-\alpha'')D_{\text{п.н}}$ суммарное количество конденсата, возвращаемого внешними потребителями пара, а через $D_{\text{д.в}} = (\alpha\alpha'')D_{\text{п.н}}$ — количество добавочной химически обработанной воды, идущей на восполнение внутриванционных и внешних потерь конденсата, но без учета потерь питательной воды с продувкой парогенераторов, то расчетная формула для определения количества продувочной воды с учетом частичного использования ее в расширителе примет вид:

$$D_{\text{пр}} = \frac{D_{\text{к}}a_{\text{к}} + D_{\text{д.в}}a_{\text{д.в}} - (1+\alpha')D_{\text{п.н}}a_{\text{п}}}{A_{\text{к.в}} - (1+\beta)a_{\text{д.в}} - \beta a'_{\text{п}}} \quad (2.10)$$

или в процентах:

$$p = \frac{(1-\alpha'')a_{\text{к}} + (\alpha\alpha'')a_{\text{д.в}} - (1+\alpha')a_{\text{п}}}{A_{\text{к.в}} - (1-\beta)a_{\text{д.в}} - \beta a'_{\text{п}}} \cdot 100. \quad (2.11)$$

Для конденсационной электростанции, для которой $\alpha'' = 0$, уравнение (2.11) примет вид:

$$p = \frac{a_{\text{к}} + \alpha'a_{\text{д.в}} - (1+\alpha')a_{\text{п}}}{A_{\text{к.в}} - (1-\beta)a_{\text{д.в}} - \beta a'_{\text{п}}} \cdot 100. \quad (2.12)$$

Производительность установок для химического обессоливания воды Q , м³/ч, на блочных паротурбинных электростанциях с барабанными парогенераторами рассчитывают по уравнению:

$$Q = 50 + 0,02D_{\text{п}}, \quad (2.13)$$

а на блочных электростанциях с прямоточными парогенераторами производительность установок определяется по уравнению:

$$Q = 100 + 0,02D_{\text{п}}. \quad (2.14)$$

При подготовке добавочной воды в испарителях для питания парогенераторов блочных электростанций необходимо сооружать резервную установку для химического обессоливания воды следующей производительности:

м ³ /ч	электростанция
50	с барабанными парогенераторами
75	с прямоточными парогенераторами и блоками 150 МВт
100	с прямоточными парогенераторами и блоками 200 и 300 МВт.

При проектировании обессоливающих установок для блочных паротурбинных электростанций с барабанными и прямоточными парогенераторами подсобные помещения, коммуникации, насосы и

промежуточные емкости следует принимать с учетом последующего расширения установки на полную мощность.

Производительность ВПУ, подсчитанная по указанным рекомендациям, не учитывает расхода воды на собственные нужды установки. Поэтому технологический расчет ее необходимо производить «с конца», т. е. в порядке, обратном последовательным стадиям обработки, причем при расчете каждой предыдущей стадии технологического процесса учитывается расход воды на собственные нужды последующей стадии. Последней рассчитывается коагуляционная установка на пропуск полного количества обрабатываемой воды с учетом расхода ее на собственные нужды всех последующих стадий обработки.

3. Расчет осветлительных фильтров

Этот расчет выполняется, исходя из производительности, учитывающей расход осветленной воды на собственные нужды всех установленных фильтров.

Необходимая площадь фильтрования приблизительно определяется по уравнению:

$$F' = \frac{Q}{w}, \quad (3.1)$$

где F' – необходимая площадь фильтрования, м^2 ;

Q – производительность фильтров по осветленной воде без учета расхода воды на их собственные нужды, $\text{м}^3/\text{ч}$;

w – скорость фильтрования при нормальном режиме работы фильтров, $\text{м}/\text{ч}$, указанная в табл. 3.1.

Таблица 3.1. Расчетная скорость фильтрования
в осветлительных фильтрах

Фильтрующий материал	Диаметр зерна, мм	Скорость фильтрования, $\text{м}/\text{ч}$	
		нормальная	максимальная
Антрацит	0,5-1,2	6,0	7,5
Антрацит	0,8-1,8	10,0	12,0
Кварц	0,5-1,2	10,0	12,0

Исходя из соображений эксплуатационной надежности, число одновременно работающих фильтров одинакового диаметра принимается не менее трех.

Необходимая площадь фильтрования каждого фильтра определяется по уравнению:

$$f' = \frac{F'}{n}, \quad (3.2)$$

где f' – необходимая площадь фильтрования каждого фильтра, м^2 ;

n – количество фильтров.

По табл. 3.2 подбирается площадь f серийно выпускаемых заводами фильтров с округлением полученного по уравнению (3.2) значения в сторону увеличения ($f > f'$).

Расход воды на взрыхляющую промывку каждого фильтра определяется по уравнению:

$$q_{\text{взр}} = \frac{f \cdot i \cdot t_{\text{взр}} \cdot 60}{1000}, \quad (3.3)$$

где $q_{\text{взр}}$ – расход воды на взрыхляющую промывку каждого фильтра, $\text{м}^3/\text{ч}$;

f – площадь фильтрования каждого фильтра, м^2 ;

i – интенсивность взрыхления фильтра, которая принимается для фильтров, загруженных антрацитом, в пределах 10-12 л/(с·м²), а для двухслойных фильтров, загруженных кварцевым песком и антрацитом, – в пределах 13-15 л/(с·м²);

$t_{\text{взр}}$ – продолжительность взрыхляющей промывки фильтра, которая принимается для фильтров, загруженных антрацитом, в пределах 5-6 мин, а для двухслойных фильтров, загруженных кварцевым песком и антрацитом, – в пределах 6-7 мин.

Таблица 3.2. Основные размеры стандартных осветлительных фильтров

Наименование параметра	Фильтр	Диаметр фильтра, мм					
		1000	1600	2000	2600	3000	3400
Площадь фильтрования, м ²	Однокамерный	0,79	1,77	3,14	5,30	7,10	9,10
	Двухкамерный	1,58	3,54	6,28	10,6	14,2	18,2
Высота слоя, м	Однокамерный	1000	1000	1000	1000	1000	1000
	Двухкамерный	900	900	900	900	900	900

Расход воды на отмывку осветлительных фильтров путем спуска в дренаж первого мутного фильтрата со скоростью 4 м/ч в течение 10 мин определяется по уравнению:

$$q_{\text{отм}} = \frac{f \cdot w \cdot t_{\text{отм}}}{60}, \quad (3.4)$$

где $q_{\text{отм}}$ – расход воды на отмывку осветлительных фильтров, м³/ч;

w – скорость фильтрования, м/ч;

$t_{\text{отм}}$ – продолжительность отмывки фильтра, мин.

Часовой расход воды на собственные нужды всех фильтров определяется по формуле:

$$q_{\text{ч}} = \frac{(q_{\text{взр}} + q_{\text{отм}}) \cdot m \cdot n}{24}, \quad (3.5)$$

где $q_{\text{ч}}$ – часовой расход воды на собственные нужды всех фильтров, м³/ч;

m – количество отмывок каждого фильтра в сутки, принимается равным 1-3.

Производительность осветлительных фильтров брутто с учетом расхода воды на их собственные нужды, $Q_{\text{бр}}$, м³/ч, определяется по формуле:

$$Q_{\text{бр}} = Q + q_{\text{ч}}. \quad (3.6)$$

Действительная скорость фильтрования, w_n , м/ч, при работе всех фильтров равна:

$$w_n = \frac{Q_{\text{бр}}}{n \cdot f}, \quad (3.7)$$

а во время выключения одного из фильтров на промывку

$$w_{n-1} = \frac{Q_{\text{бр}}}{(n-1) \cdot f}, \quad (3.8)$$

Если скорость w_{n-1} больше максимально допустимой для рассчитываемой группы фильтров, то необходимо уменьшить принятое расчетное значение скорости фильтрования при нормальном режиме и уточнить расчет.

Кроме одновременно работающих осветлительных фильтров, на каждую их группу, равную или менее 12 фильтров, устанавливается один дополнительный фильтр такого же диаметра без загрузки его фильтрующим материалом, который используется для гидроперегрузки во время ревизии или ремонта одного из фильтров.

Высота фильтрующего слоя принимается по **табл. 3.2** для стандартных осветлительных фильтров.

Продолжительность полезной работы фильтра T между промывками определяется из уравнения:

$$\Gamma \cdot f \cdot h = \frac{G_b \cdot Q_{\text{бр}}}{1000 \cdot n} (T + t), \quad (3.9)$$

где Γ – удельная грязеемкость фильтрующего материала, кг/м³ (**табл. 3.3**);

Таблица 3.3. Удельная грязеемкость фильтрующих материалов, кг/м³

Фильтрующие материалы	Коагуляция без осветлителя	Коагуляция с осветлителем	Без коагуляции
Антрацит	1,75	1,5	1,0
Кварц или мрамор	1,5	1,25	0,75

G_b – концентрация взвешенных веществ в воде, поступающей на осветлительные фильтры, г/м³; $G_b = 10$ г/м³ для схем ВПУ с осветлителями;

$$G_b = B + K_{Al} \cdot \Xi_k (K' + K'')$$

для схем водоподготовки без осветлителей;

B – концентрация взвешенных веществ в исходной воде, г/м³;

K_{Al} – доза коагулянта, г-экв/м³ ($K_{Al} = 1$ г-экв/м³);

Ξ_k – эквивалентная масса коагулянта;

K' – коэффициент, учитывающий количество нерастворимых примесей в коагулянте, равный 0,01;

K'' – переводный коэффициент для пересчета $Al_2(SO_4)_3$ в $Al(OH)_3$, равный 0,46;

T – продолжительность полезной работы фильтра, ч.

Суточное количество циклов каждого фильтра определяется по уравнению:

$$m = \frac{24}{T + t}, \quad (3.10)$$

где t – продолжительность операций, связанных с промывкой фильтра, равная 0,5 ч.

Если полученное по этому уравнению значение m отличается от принятого в начале расчета, то необходимо перезадаваться им и откорректировать расчет.

4. Расчет ионитных фильтров

Необходимая площадь фильтрования натрий и водород катионитных фильтров определяется по уравнению:

$$F' = \frac{Q}{w}, \quad (4.1)$$

где F' – необходимая площадь фильтрования натрий и водород катионитных фильтров, м^2 ;

Q – производительность фильтров без учета расхода воды на собственные нужды рассчитываемой группы фильтров, $\text{м}^3/\text{ч}$;

w – скорость фильтрования (см. табл. 4.1).

Таблица 4.1. Скорость фильтрования в катионитных фильтрах первой ступени

Жесткость умягчаемой воды, мг-экв/кг	Скорость фильтрования, м/ч
5	25-35
6-10	15-25
10-20	10-20

Расчетная скорость в катионитных фильтрах второй ступени принимается в пределах 40-50 м/ч. Число n одновременно работающих фильтров одинакового диаметра принимается не менее трех, исходя из соображений эксплуатационной надежности.

Необходимая площадь фильтрования каждого фильтра, f' , м^2 , определяется по уравнению:

$$f' = \frac{F'}{n}. \quad (4.2)$$

По табл. 4.2 подбирается площадь f серийно выпускаемых заводами катионитных фильтров с округлением полученного значения f' в сторону увеличения.

Таблица 4.2. Основные размеры серийно выпускаемых катионитных фильтров

Диаметр фильтра, мм	1000	1500	2000	2600	3000	3400
Площадь фильтрования, м^2	0,79	1,77	3,14	5,30	7,10	9,10
Высота слоя в фильтрах I ступени, мм	2000	2000	2500	2500	2500	2500
Высота слоя в фильтрах II ступени, мм	1500	1500	1500	1500	1500	1500

Продолжительность фильтроцикла водород и натрий катионитных фильтров I ступени, работающих по схемам умягчения и частичного обессоливания воды с проскоком через фильтр всех

катионов натрия, т.е. до начала повышения жесткости фильтрата, определяется по уравнению:

$$T + t = \frac{f \cdot h \cdot e_{\text{расч}} \cdot n}{Q \cdot Ж_0}, \quad (4.3)$$

где T – полезная продолжительность фильтроцикла от начала работы фильтра до начала его регенерации (для непрерывно работающих установок при ручном управлении задвижками величину T принимается равной 22,5 ч, а при автоматизированном управлении фильтрами – 10,5 ч);

t – продолжительность операций, связанных с регенерацией фильтров, равная 1,5 ч;

f – сечение фильтра, м²;

h – высота слоя катионита, м (табл. 4.2);

n – число установленных фильтров;

Q – производительность рассчитываемой группы фильтров без учета расхода воды на собственные их нужды, м³/ч;

$Ж_0$ – общая жесткость воды, поступающей на катионитные фильтры, г-экв/м³;

$e_{\text{расч}}$ – расчетная обменная емкость катионита, г-экв/м³, которая принимается по табл. 4.3 и рис. 4.1-4.5.

Если продолжительность фильтроцикла, полученная по уравнению (4.3), значительно отличается от рекомендуемых значений, то необходимо выбрать новое значение количества фильтров n и откорректировать расчет.

Продолжительность фильтроцикла барьерных Na-катионитных фильтров, $T + t$, ч, определяется по уравнению:

$$T + t = \frac{f \cdot h \cdot e_{\text{расч}}^{\text{Na}_2} \cdot n}{0,1 \cdot Q}, \quad (4.4)$$

где $e_{\text{расч}}^{\text{Na}_2}$ – расчетная обменная емкость катионита, определяемая по табл. 4.3, г-экв/м³;

0,1 – средняя жесткость воды, поступающей на барьерные фильтры, г-экв/м³.

Величина T , полученная по уравнению (4.4), составляет не менее 100 ч, т.к. на барьерные фильтры поступает сравнительно мало катионов кальция и магния, а величина t обычно равна 3 ч вследствие более продолжительной отмывки по сравнению с катионитными фильтрами первой ступени.

Продолжительность фильтроцикла Н-катионитного фильтра I ступени, $T + t$, ч, работающего по схеме полного химического обессоливания воды до проскока натрий ионов определяется по уравнению:

Таблица 4.3. Обменная емкость ионов и удельный расход реагентов на их регенерацию

Название фильтра	Условное обозначение	Марка ионита	Обменная емкость, г-экв/м ³	Название реагента	Удельный расход, г/г-экв	Оптимальная концентрация, %	Примечание
Натрий-катионитный I ступени	Na ₁	Сульфо-уголь	325	NaCl	180	6-8	Солесодержание воды <500 кг/кг
	Na ₁	КУ-2	950	NaCl	120	8-10	То же
	Na ₁	КУ-2	По рис. 4.1	NaCl	По рис. 4.2	8-10	Солесодержание воды >500 кг/кг
Натрий-катионитный II ступени	Na ₂	Сульфо-уголь	100	NaCl	425	6-8	Примечание 1
	Na ₂	КУ-2	250	NaCl	340	8-10	—
Натрий-катионитный противоточный	Na _п	Сульфо-	245	NaCl	135	6-8	—
	Na _п	КУ-2	900	NaCl	85	8-10	—
Водород-натрий-катионитный	HNa	Сульфо-уголь	300	H ₂ SO ₄	40	1-1,5	Примечание 2
Водород-катионитный с голодной регенерацией	H _г	То же	200 по иону HCO ₃ ⁻	NaCl H ₂ SO ₄	180 49	6-8 1-1,5	
Водород-катионитный I ступени	H ₁ перед H ₂	Сульфо-уголь	По рис. 4.3	H ₂ SO ₄	По рис. 4.4	1) 1-1,5 2) 3-4	Примечание 3
		КУ-2	По рис. 4.5	H ₂ SO ₄	По рис. 4.5	1) 1-1,5 2) 3-4 3) 5-7	Примечания 3 и 6
Водород-катионитный II ступени	H ₂ после H ₁	Сульфо-уголь	По рис. 4.6	H ₂ SO ₄	По рис. 4.7	3-4	—
	H ₂ после A ₁	То же	200	H ₂ SO ₄	100	3-4	—
	H ₂ после A ₁	КУ-2	400	H ₂ SO ₄	100	1) 3-4 2) 5-7	Примечание 3
	H ₂ после H ₁	КУ-2	По рис. 4.8	H ₂ SO ₄	По рис. 4.7	1) 3-4 2) 5-7	

Продолжение табл. 4.3

Название фильтра	Условное обозначение	Марка ионита	Обменная емкость, г-экв/м ³	Название реагента	Удельный расход, г/г-экв	Оптимальная концентрация, %	Примечание
Противоточный Н-катионитный I ступени	H _п	Сульфо-уголь	По рис. 4.9	H ₂ SO ₄	По рис. 4.10	1) 1-1,5 2) 3-4	Примечание 3
	H _п	КУ-2	По рис. 4.5	H ₂ SO ₄	По рис. 4.5	1) 1-1,5 2) 3-4 3) 5-7	Примечания 3 и 6
Анионитный I ступени	A ₁	АН-31	По рис. 4.11	NaOH	По рис. 4.11	3-4	Примечание 4 и 6
Анионитный II ступени	A ₂	АВ-17-8	По рис. 4.12	NaOH	По рис. 4.12	3-4	При поглощении всех кислот, примечание 6
	A ₂	АВ-17-8	По рис. 4.13	NaOH	По рис. 4.14	3-4	Только при обескремнивании
Смешанного действия	ФСД	КУ-2 АВ-17-8		H ₂ SO ₄	3,5 г	1-1,5	Примечание 5
				NaOH	5,0 г	3-4	
				на 1 м ³ фильтрата			

Примечания: 1 При использовании регенерационных вод от Na₂ для регенерации Na₁ удельный расход соли можно уменьшить на 15-20 % при той же обменной емкости.

2 Расход реагентов на 1 м³ исходной воды определяется по формулам $H_2SO_4 = 49 (Щ - a)$; $NaCl = 180 (Ж_0 - Щ + a)$, где a – желаемая щелочность фильтрата.

3 При регенерации раствором кислоты нарастающей концентрации 1-1,5; 3-4 и 5-7 %. В случае регенерации катионита только раствором кислоты крепостью 1-1,5 % обменная емкость уменьшается на 25 %, а удельный расход повышается на 25 %.

4 При повторном использовании щелочной воды от A₂ для регенерации A₁ удельный расход гидроксида натрия принимается равным 80 г/г-экв.

5 Использование щелочной и кислой воды, получающейся при регенерации ФСД, обязательно для регенерации анионитных и катионитных фильтров.

6 Удельный расход кислоты или щелочи определяется делением принятой величины расхода реагента (кг/м³ ионита) на величину обменной емкости ионита для этого расхода при соответствующем составе обрабатываемой воды.

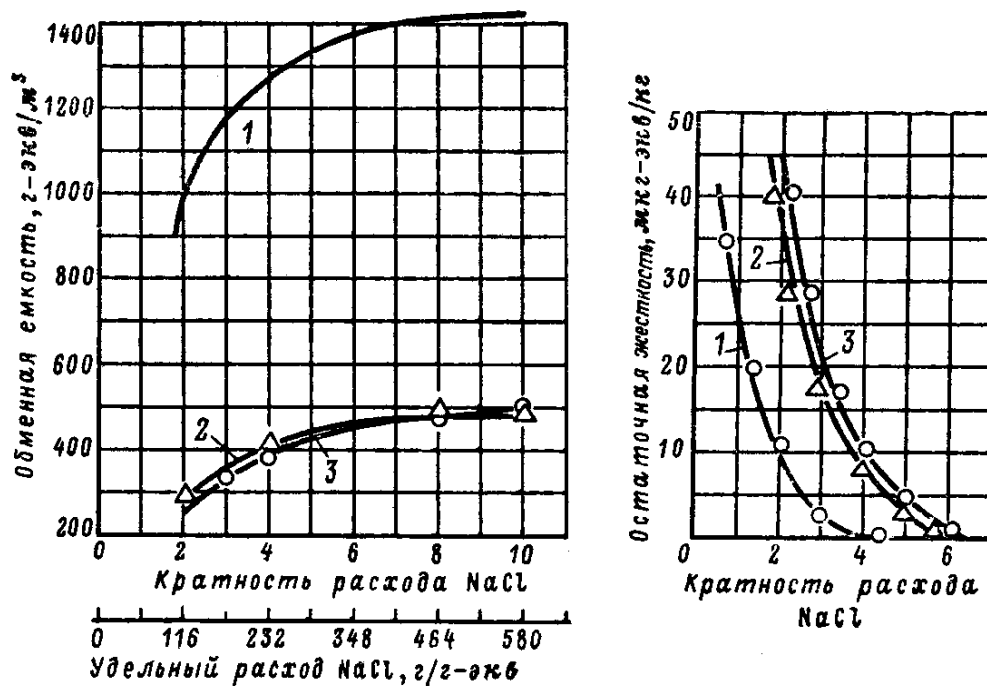


Рис. 4.1. Обменная емкость различных катионитов и остаточная жесткость фильтрата в зависимости от расхода хлорида натрия на регенерацию (для условий одноступенчатого Na-катионирования):
1 – КУ-2; 2 – КУ-1; 3 – сульфоуголь.

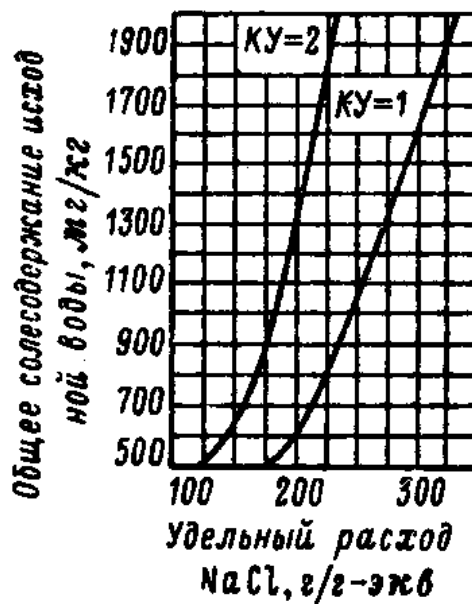


Рис. 4.2. Удельный расход NaCl на регенерацию катионитов при умягчении вод повышенной минерализованности (для фильтров 1-ой ступени Na₁)

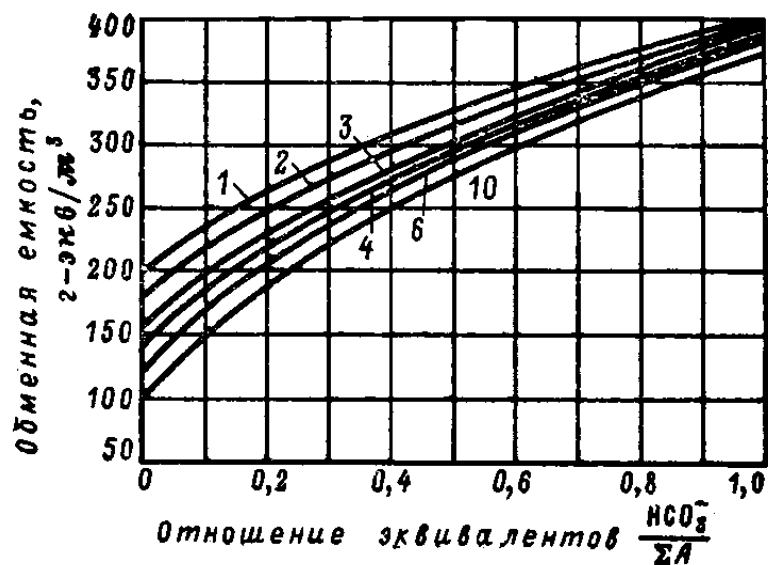


Рис. 4.3. Обменная емкость сульфогля для H_1 при расходе H_2SO_4 25 кг/м³:
1, 2, 3, 4, 6, 10 – значения ΣA , мг-экв/кг,

$$\Sigma A = c_{HCO_3^-} + c_{SO_4^{2-}} + c_{Cl^-} + c_{NO_3^-}$$

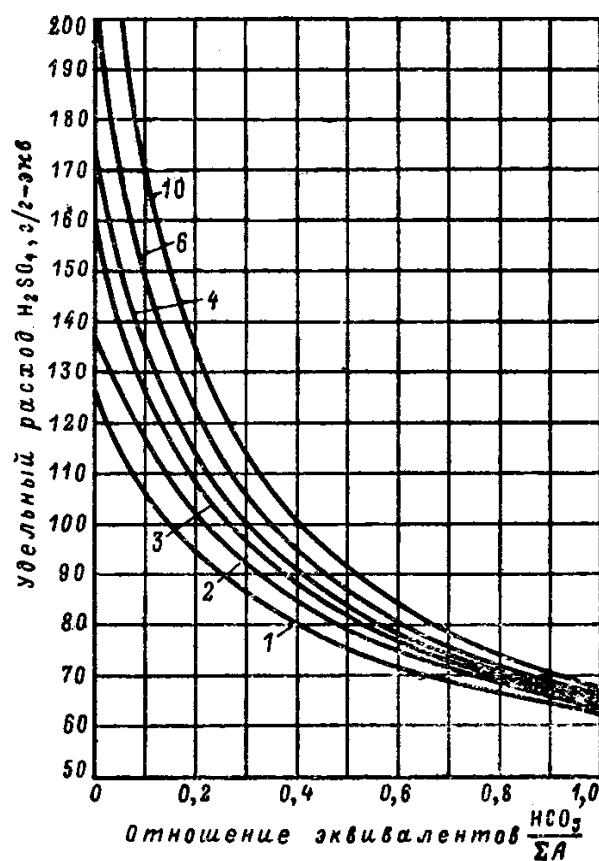


Рис. 4.4. Удельный расход H_2SO_4 на регенерацию H_1 :
1, 2, 3, 4, 6, 10 – значения ΣA , мг-экв/кг,

$$\Sigma A = c_{HCO_3^-} + c_{SO_4^{2-}} + c_{Cl^-} + c_{NO_3^-}$$

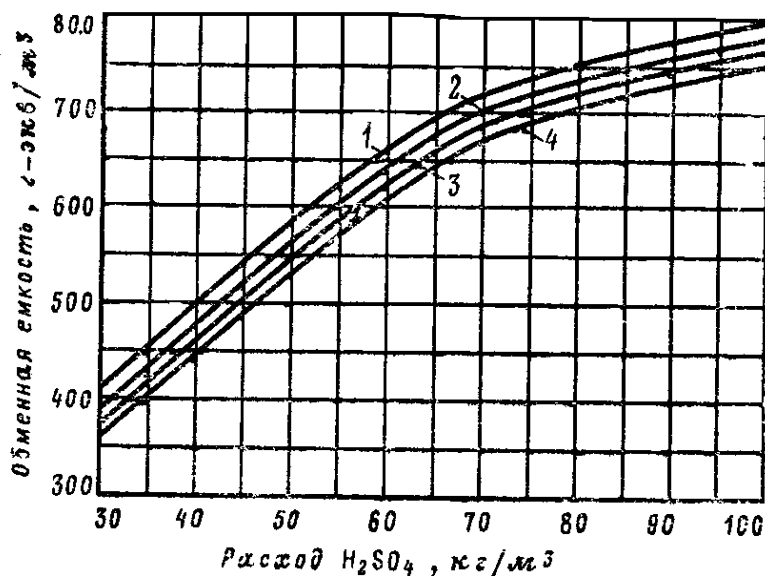


Рис. 4.5. Обменная емкость катионита КУ-2 для H_1 :
(при регенерации раствором H_2SO_4 нарастающей концентрации:
1,5...2; 3...4 и 7 % при расходе H_2SO_4 60 кг/м³ катионита);
1, 2, 3, 4 – значения ΣK , мг-экв/кг (при любом анионном составе воды)
соответственно 1; 5; 10; 15, $\Sigma K = C_{SO_4^{2-}} + C_{Cl^-} + C_{NO_3^-}$

$$T + t = \frac{f \cdot h \cdot e_{расч}^{H_1} \cdot n}{Q \left[Ж_0 + 2,15 \frac{C_{Na^+}}{23,0} \right]}, \quad (4.5)$$

где 2,15 – кратность снижения обменной емкости сульфогля по натрий ионам в сравнении с обменной емкостью по кальций и магний ионам;

C_{Na^+} – концентрация натрий ионов в воде, поступающей на Н-катионитные фильтры, мг/кг;

$e_{расч}^{H_1}$ – расчетная обменная емкость Н-катионита, определяемая по рис. 4.3 и 4.5;

t – общая продолжительность регенерации фильтра, равная 2,5 ч;

T – полезная продолжительность фильтроцикла.

Продолжительность фильтроцикла Н-катионитных фильтров второй и третьей ступеней, $T + t$, ч, работающих по схеме полного химического обессоливания воды, определяется по уравнению:

$$T + t = \frac{f \cdot h \cdot e_{расч}^{H_2}}{K \cdot Q}, \quad (4.6)$$

где $e_{расч}^{H_2}$ – расчетная обменная емкость Н-катионита, загруженного в фильтры второй ступени, определяемая по табл. 4.3 и рис. 4.6, 4.8 и 4.9;

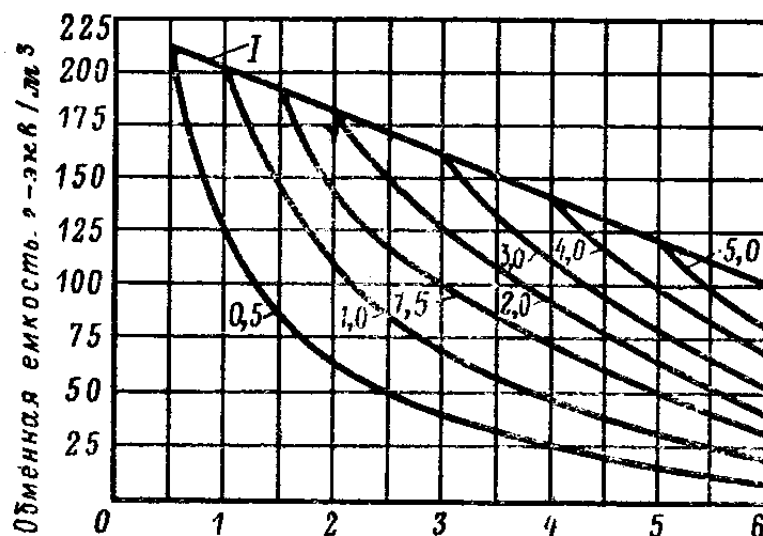


Рис. 4.6. Обменная емкость сульфогля для H_2 после H_1 до проскака натрия не более 0,2 мг/кг при расходе H_2SO_4 20 кг/м³ катионита (для H_2 , устанавливаемых после анионитных фильтров, емкость принимается 250 г-экв/м³): 0,5; 1,0; 1,5; 2,0; 3,0; 4,0; 5,0 – значения остаточной концентрации Na после H_1 , мг-экв/кг; I – то же, когда в воде присутствуют только нейтральные соли натрия

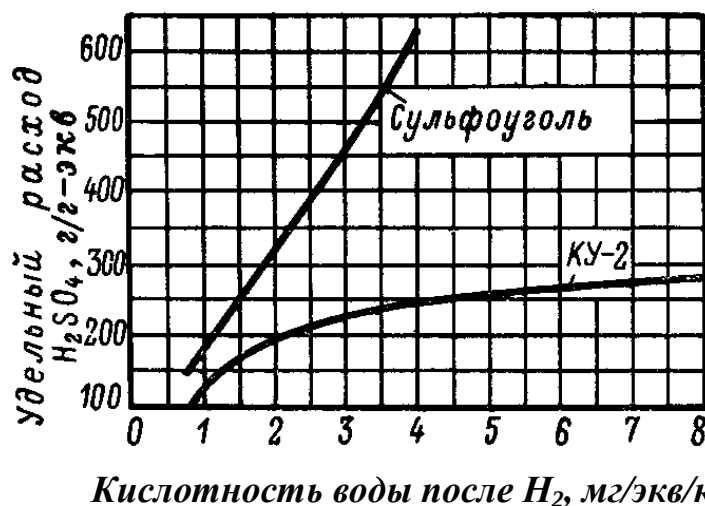


Рис. 4.7. Удельный расход H_2SO_4 на регенерацию H_2 после H_1 до проскака натрий ионов не более 0,1 мг-экв/кг при концентрации натрий ионов после H_1 не более 0,5 мг-экв/кг (для H_2 после анионитных фильтров удельный расход H_2SO_4 для сульфогля и КУ-2 принимается 100 г/г-экв)

K – средняя концентрация катионов в воде, поступающей на фильтры второй ступени, $K = 0,2$ г-экв/м³;

t – продолжительность регенерации фильтра, равная 3 ч.

При выборе катионитов рекомендуется:

1) для схем с одноступенчатым и двухступенчатым Na-катионированием применять сульфогль;

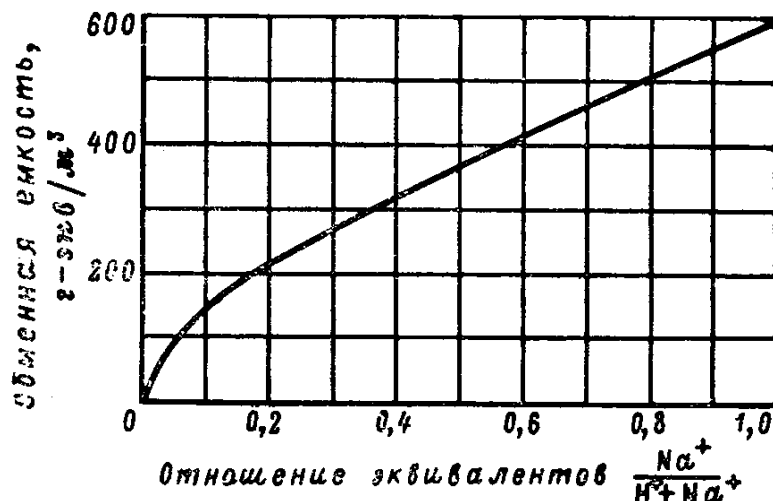


Рис. 4.8. Обменная емкость катионита KV-2 для H_2 после H_1 и после проско-
ка натрий ионов менее 0,05 мг-экв/кг при расходе H_2SO_4 60 кг/м³ катионита
(для всех схем обессоливания, где H_2 устанавливаются после анионитных
фильтров, обменная емкость принимается 400 г-экв/м³)

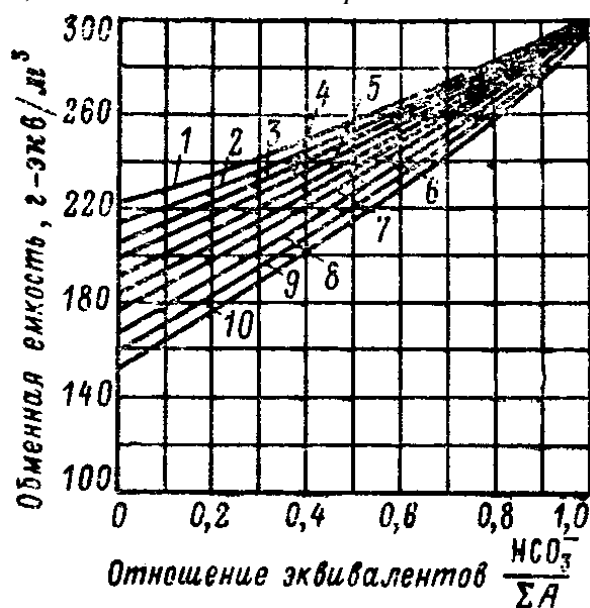


Рис. 4.9. Обменная емкость сульфоугля для противоточного водород-
катионирования первой ступени (H_n) и для ступенчато-противоточного
водород катионирования (H_{cn}) при расходе H_2SO_4 15 кг/м³ катионита. Для H_n
обменная емкость принимается на 20 % меньше значений, указанных на
рисунке, а для H_{cn} на 20 % меньше соответствующей емкости H_n при том
же расходе кислоты:

1-10 – значения суммы анионов ΣA в воде, поступающей на фильтры, мг-экв/кг

2) для схем с Н-катионированием при содержании в обрабатывае-
мой воде натрий ионов не выше 0,5 мг-экв/кг и при суммарной концен-
трации анионов сильных кислот не выше 0,7 мг-экв/кг применять одно-

ступенчатое Н-катионирование, а при суммарной концентрации анионов сильных кислот 0,7-2,0 мг-экв/кг – ступенчато-противоточное Н-катионирование с применением в качестве катионита сульфоугля;

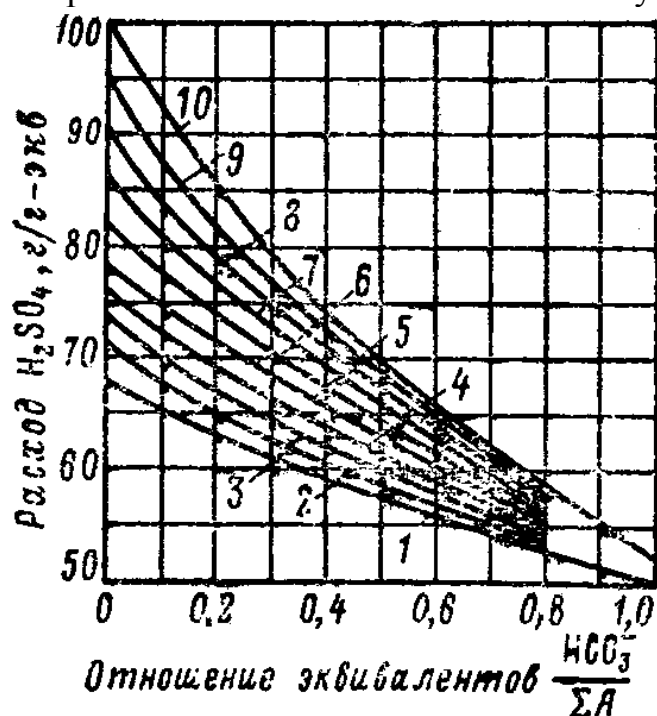


Рис. 4.10. Удельный расход H_2SO_4 на регенерацию сульфоугля для H_n при расходе H_2SO_4 15 кг/м³ (для $H_{сн}$ удельный расход принимается на 20 % больше соответствующих значений для H_n при том же абсолютном расходе кислоты):

1-10 – значения ΣA , мг-экв/кг, относятся к воде перед H_n

3) при содержании натрий ионов в воде выше 1,0 мг-экв/кг и суммарной концентрации анионов сильных кислот от 2 до 5 мг-экв/кг применять схемы ступенчато-противоточного Н-катионирования с использованием в качестве катионита в фильтрах первой ступени сульфоугля, а в фильтрах второй ступени – катионита КУ-2;

4) если суммарная концентрация анионов сильных кислот в обрабатываемой воде превышает 5 мг-экв/кг, то независимо от содержания в ней натрий ионов, применять ступенчато-противоточное Н-катионирование с использованием катионита КУ-2 в фильтрах первой и второй ступеней.

Продолжительность фильтроцикла слабоосновных анионитных фильтров, загруженных анионитом АН-31, при полном химическом обессоливании воды, $T+t$, ч, определяется по уравнению:

$$T+t = \frac{f \cdot h \cdot e_{\text{расч}}^{A_1}}{Q \cdot A_1}, \quad (4.7)$$

где $A_1 = C_{\text{SO}_4^{2-}} + C_{\text{Cl}^-} + C_{\text{NO}_3^-}$ – концентрация анионов сильных кислот в воде, поступающей на слабоосновные анионитные фильтры, г-экв/м³;
 $e_{\text{расч}}^{A_1}$ – расчетная обменная емкость анионита АН-31, определяемая по графику, приведенному на **рис. 4.11**.

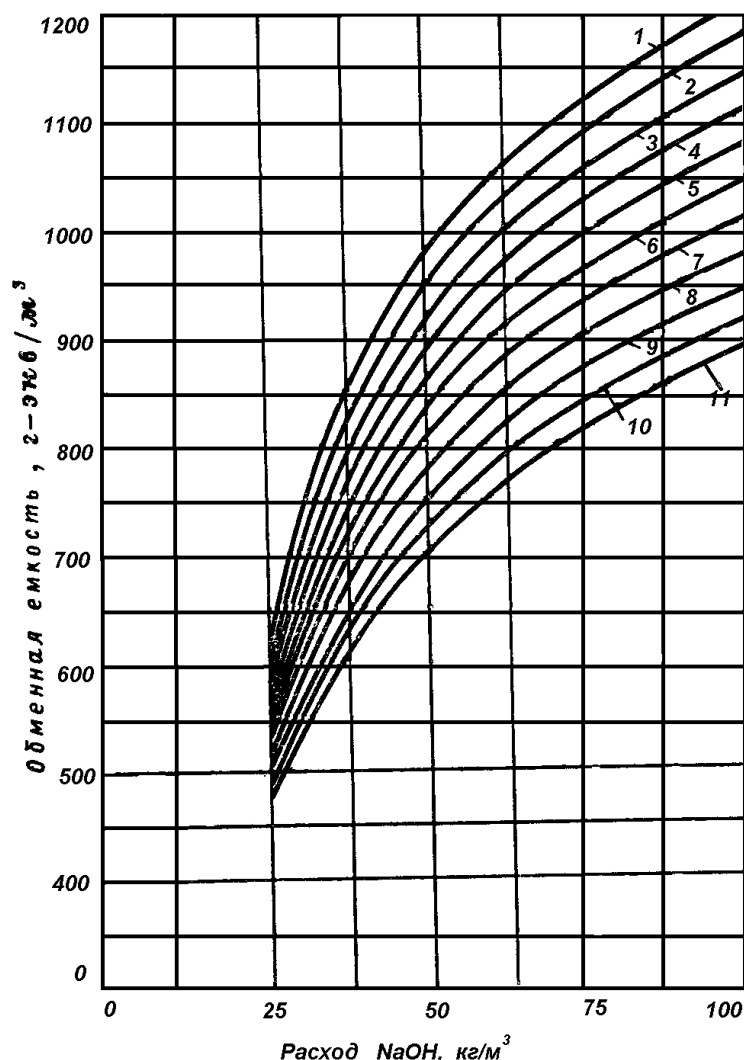


Рис. 4.11. Обменная емкость анионита АН-31 по $\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{HCl}$ (при общей концентрации 0,5...10 мг-экв/кг и различных соотношениях кислот). Значения для расчета принимаются при $\text{NaOH } 50 \text{ кг/м}^3$ анионита:
 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11 – соотношение H_2SO_4 и HCl , %, соответственно 100 и 0, 90 и 10, 80 и 20, 70 и 30, 60 и 40, 50 и 50, 40 и 60, 30 и 70, 20 и 80, 10 и 90, 0 и 100

Продолжительность фильтроцикла сильноосновных анионитных фильтров с применением анионита АВ-17-8, $T+t$, ч, при поглощении анионов всех кислот определяется по уравнению:

$$T+t = \frac{f \cdot h \cdot e_{\text{расч}}^{A_2}}{Q \cdot A_2}, \quad (4.8)$$

где $A_2 = C_{\text{SO}_4^{2-}} + C_{\text{Cl}^-} + C_{\text{NO}_3^-} + C_{\text{HSiO}_3^-} + C_{\text{HCO}_3^-}$ – концентрация анионов всех кислот в воде, поступающей на сильноосновные анионитные фильтры, г-экв/м³;

$e_{\text{расч}}^{A_2}$ – обменная емкость анионита АВ-17-8, определяемая по рис. 4.12.

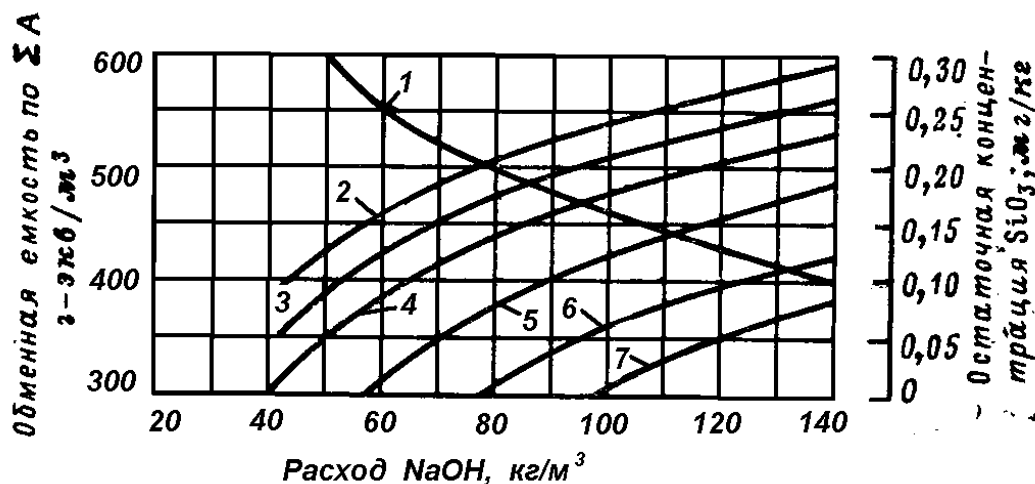


Рис. 4.12. Обменная емкость анионита АВ-17-8 для A_2 при поглощении анионов всех кислот; значения принимаются при расходе NaOH 80 кг/м³ анионита:

1 – остаточная концентрация SiO_3^{2-} мг/кг; 2, 3, 4, 5, 6, 7 – отношение эквивалентов $\text{HSiO}_3^- / \Sigma A$ соответственно 0,02; 0,05; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4

Продолжительность фильтроцикла сильноосновных анионитных фильтров с применением анионита АВ-17-8 только для обескремнивания воды, $T+t$, ч, (развернутая схема полного химического обессоливания и обескремнивания воды) определяется по уравнению:

$$T+t = \frac{f \cdot h \cdot e_{\text{расч}}^{\text{HSiO}_3^-}}{Q[C_{\text{HSiO}_3^-} + C_{\text{HCO}_3^-}]}, \quad (4.9)$$

где $C_{\text{HSiO}_3^-} + C_{\text{HCO}_3^-}$ – концентрация анионов HSiO_3^- и HCO_3^- в поступающей на фильтр декарбонизированной воде, г-экв/м³;

$e_{\text{расч}}^{\text{HSiO}_3^-}$ – обменная емкость анионита АВ-17-8 по HSiO_3^- иону для A_2 при обескремнивании воды, определяемая по рис. 4.13;

t – продолжительность регенерации фильтра, равная 3 ч.

Продолжительность фильтроцикла ФСД, загруженных на 50 % катионитом КУ-2 и на 50 % анионитом АВ-17-8, $T+t$, ч, условно принимают с учетом, что ФСД регенерируются после пропускания 10000 м³ воды через 1 м³ смеси ионитов, пользуясь уравнением:

$$T+t = \frac{10000 \cdot f \cdot h \cdot n}{Q}. \quad (4.10)$$

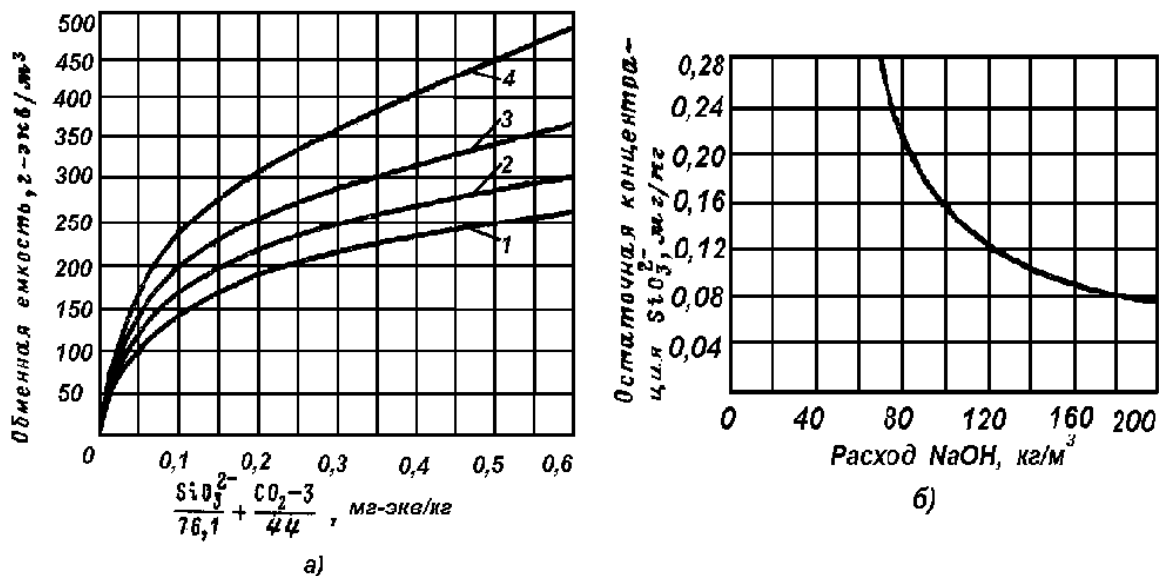


Рис. 4.13. Обменная емкость анионита АВ-17-8 по иону HSiO_3^{2-} для A_2 при обескремнивании воды (при условии остаточной концентрации SiO_3^{2-} не более 0,15 мг/кг) и остаточная концентрация SiO_3^{2-} в фильтрате:
 а – кремнеемкость; 1, 2, 3, 4 – расход NaOH , кг/м³ анионита соответственно 100, 150, 200, 300; б – остаточная концентрация SiO_3^{2-} в фильтрате

Объем ионитовых материалов (сульфоугля, ионитовых смол), загруженных в фильтры **во влажном состоянии**, $V_{\text{вл}}$, м³, определяется по уравнению:

$$V_{\text{вл}} = f \cdot h \cdot n, \quad (4.11)$$

где f – поперечное сечение фильтра, м²;

h – высота слоя ионита, м;

n – число фильтров.

Объем воздушно-сухого ионита, $V_{\text{сух}}$, м³:

$$V_{\text{сух}} = \frac{V_{\text{вл}}}{k}, \quad (4.12)$$

где k – коэффициент набухания, который определяется по табл. 4.4 и 4.5).

Весовое количество воздушно-сухого ионита, G , т, необходимое для загрузки фильтров, определяется по уравнению:

$$G = V_{\text{сух}} \cdot \rho_{\text{сух}}, \quad (4.13)$$

где $\rho_{\text{сух}}$ – насыпной вес воздушно-сухого ионита, т/м³.

Определение расхода реагентов для регенерации ионитных фильтров. Суточное число регенераций одного фильтра m составляет:

$$m = \frac{24}{T + t},$$

а всех фильтров данной группы

$$n_c = m \cdot n.$$

Таблица 4.4. Коэффициент набухания катионитов

Наименование марки катионита	Коэффициент набухания
Сульфоуголь СМ-1	1,20
Сульфоуголь СК-1	1,20
Катионит КУ-1	1,40
Катионит КУ-2	1,42
Вофатит Р	1,24
Вофатит С	1,33
Амберлайт IR-100	1,45
Цеокарб	1,06

Таблица 4.5. Коэффициент набухания анионитов

Наименование марки анионита	Коэффициент набухания
АН-2Ф	1,72
АН-18***	1,39
Амберлайт IR-4В	1,42
Вофатит М	1,43
ЭДЭ-10П	1,71
АВ-17	1,90
Амберлайт IRA-400	1,58
Амберлайт 1RA-410	1,63

Суточный расход хлорида натрия на регенерацию Na-катионитных фильтров, G_{NaCl} , т/сутки, определяется по уравнению:

$$G_{NaCl} = \frac{f \cdot h \cdot e_{расч}^{Na} \cdot n_c}{10^6} b_c, \quad (4.14)$$

где b_c – удельный расход NaCl, г/г-экв (принимается по табл. 4.3 и рис. 4.2).

Для определения **суточного расхода 100 %-ной серной кислоты на регенерацию H-катионитных фильтров, $G_{H_2SO_4}^{100}$, т/сутки, используется уравнение:**

$$G_{H_2SO_4}^{100} = \frac{f \cdot h \cdot e_{расч}^H \cdot n_c}{10^6} b_k, \quad (4.15)$$

где b_k – удельный расход H_2SO_4 , г/г-экв (принимается по табл. 4.3 и рис. 4.4, 4.5, 4.7 и 4.10).

Суточный расход 100 %-ного гидроксида натрия, G_{NaOH}^{100} , т/сутки, на регенерацию анионитных фильтров можно определить по уравнению:

$$G_{\text{NaOH}}^{100} = \frac{f \cdot h \cdot e_{\text{расч}}^A \cdot n_c}{10^6} b_{\text{щ}}, \quad (4.16)$$

где $b_{\text{щ}}$ – удельный расход NaOH, г/г-экв, который определяется по табл. 4.3 и рис. 4.11, 4.12 и 4.14.

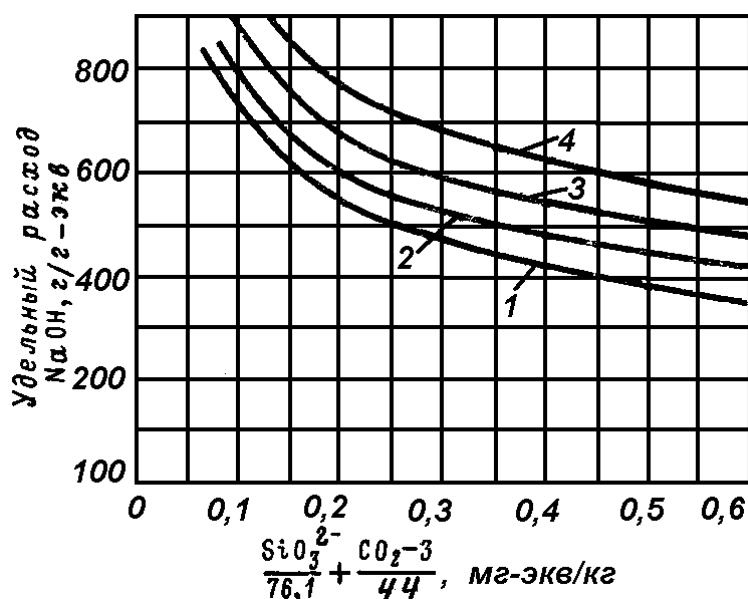


Рис. 4.14. Удельный расход NaOH на регенерацию анионита АВ-17-8 в A_2 при обескремнивании воды:

1, 2, 3, 4 – остаточная концентрации SiO_3^{2-} в фильтрате, мг/кг, соответственно 0,16; 0,12; 0,10; 0,08 при расходе NaOH, кг/м³, 100, 120, 150, 200

Суточный расход концентрированных растворов H_2SO_4 и NaOH в объемном выражении, V , м³/с, определяется по уравнению:

$$V = \frac{G^{100} \cdot 100}{C \cdot \rho}, \quad (4.17)$$

где C и ρ – концентрация и плотность технических растворов H_2SO_4 и NaOH при 20 °С, которые определяются из таблицы:

Раствор	Концентрация, %	Плотность, т/м ³
Башенная H_2SO_4	75	1,67
Камерная H_2SO_4	65	1,55
Раствор NaOH	42	1,45

Полученные по уравнениям (4.14-4.17) суточные расходы реагентов для регенерации фильтров используются для расчета мерников и устройств для приготовления регенерирующих растворов и подачи их к регенерируемым фильтрам, а также для определения

емкости и площади реагентных складов, обеспечивающих приемку 30-суточной или квартальной потребности всех реагентов.

Необходимую площадь складских помещений, $F_{\text{скл}}$, м^2 , для размещения сыпучих реагентов (хлорид натрия, коагулянты, известь и др.) можно определить по формуле:

$$F_{\text{скл}} = \frac{G^{100} \cdot n}{k \cdot \rho \cdot h}, \quad (4.18)$$

где $F_{\text{скл}}$ – площадь склада, необходимая для размещения данного реагента, м^2 ;

G^{100} – суточный расход реагента, т/сутки;

ρ – насыпной вес реагента, т/ м^3 ;

n – число суток, на которое рассчитывается запас реагента (обычно не меньше 30);

h – высота ячейки для реагентов;

k – доля активного вещества в реагенте.

Если реагент поставляется на установку в стальных барабанах (например, **гидроксид натрия в твердом виде**), то **необходимая площадь для их размещения, $F_{\text{скл}}$, м^2** , определяется по формуле:

$$F_{\text{скл}} = m \cdot f = \frac{G^{100} \cdot n \cdot f}{G_6 \cdot k}, \quad (4.19)$$

где G^{100} – суточная потребность в 100 %-ном реагенте, кг/сутки;

G_6 – вес стальных барабанов с реагентом (100 или 200 кг);

k – доля активного вещества в реагенте, выпускаемом для продажи (для NaOH она равна 0,92 или 0,95 в зависимости от сорта);

f – площадь для размещения одного барабана, равная 0,25-0,3 м^2 ;

m – число барабанов.

Расход воды на собственные нужды данной группы ионитных фильтров складывается из следующих расходов: на приготовление регенерирующих растворов, на взрыхление ионитов и отмывку ионитов от продуктов регенерации и избытка регенерирующих реагентов.

Суточный расход воды Q_1 , м^3 /сутки, для приготовления регенерационного раствора можно, определить по уравнению:

$$Q_1 = \frac{G^{100} \cdot 100}{C}, \quad (4.20)$$

где G^{100} – суточный расход 100 %-ного реагента, т/сутки;

C – концентрация регенерационного раствора, %.

Для определения **суточного расхода воды Q_2 , м^3 /сутки, на взрыхление ионита** используется уравнение:

$$Q_2 = \frac{f \cdot h \cdot n_c \cdot 60}{1000}. \quad (4.21)$$

Суточный расход воды Q_3 , м³/сутки, на отмывку ионита от продуктов регенерации и избытка регенерирующего реагента определяется по уравнению:

$$Q_3 = f \cdot h \cdot a \cdot n_c, \quad (4.22)$$

где a – удельный расход воды на отмывку ионита от продуктов регенерации (для катионитов $a = 4-5$ м³/м³ катионита; для анионитов $8-10$ м³/м³ анионита, а при последовательной и одновременной отмывке фильтров I и II-й ступеней – $6-7$ м³/м³).

Часовой расход воды на собственные нужды, $q_{\text{ч}}$, м³/ч, рассчитываемой группы **ионитных фильтров** определяется по формуле:

$$q_{\text{ч}} = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3}{24}. \quad (4.23)$$

В тех случаях, когда отмывочная вода используется для приготовления регенерирующих растворов и взрыхления ионитов, в качестве расхода на собственные нужды учитывается только расход воды на отмывку ионитов, т.к. отмывочной воды обычно хватает для приготовления регенерирующих растворов и взрыхления ионитов.

Суммарный часовой расход воды, который необходимо подать на рассчитываемую группу **ионитных фильтров, $Q_{\text{ср}}$, м³/ч,** равен:

$$Q_{\text{ср}} = Q + q_{\text{ч}}. \quad (4.24)$$

5. Расчет декарбонизатора

Промышленностью выпускаются декарбонизаторы с хордовой деревянной насадкой и с кольцами Рашига. Поэтому существуют две методики расчета, приведенные ниже.

5.1 Расчет декарбонизатора с деревянной хордовой насадкой

В результате расчета определяют:

- площадь поперечного сечения декарбонизатора;
- диаметр декарбонизатора;
- площадь поверхности насадки;
- высота слоя насадки;
- производительность и напор вентилятора.

При расчете задаются следующие параметры:

- расход воды, поступающей в декарбонизатор;
- концентрация свободной углекислоты в воде перед декарбонизатором;
- требуемое значение концентрации свободной углекислоты после декарбонизатора;
- наименьшая температура обрабатываемой воды.

Концентрация свободной углекислоты в воде, поступающей в декарбонизатор ($C_{вх}$) в промышленных условиях не анализируется. Поэтому ее можно определить по уравнению:

$$C_{вх} = 44J_k + C_{нач}, \text{ мг/кг} \quad (5.1)$$

где $C_{вх}$ – концентрация свободной углекислоты на входе в декарбонизатор, мг/кг;

J_k – карбонатная жесткость перед ионитными фильтрами, мг-экв/кг;

$C_{нач}$ – концентрация свободной углекислоты в исходной воде, мг/кг.

Концентрация свободной углекислоты в исходной воде ($C_{нач}$) рассчитывается по уравнению:

$$C_{нач} = 0,268 (J_k)^3, \text{ мг/кг} \quad (5.2)$$

Для того, чтобы выполнять расчеты по уравнениям (5.1) и (5.2) необходимо знать величину карбонатной жесткости.

Существует два типа жесткости воды – общая (J_0) и карбонатная. Общая жесткость воды равна сумме концентраций в ней кальция ионов (кальциевая жесткость) $J_{Ca(2+)}$ и магний ионов (магниевая жесткость) $J_{Mg(2+)}$. Выражается J_0 в мг-экв/кг. При расчете $J_{Ca(2+)}$ и $J_{Mg(2+)}$, заданной в мг/кг ее пересчитывают в мг-экв/кг. Для этого пользуются нижеприведенными уравнениями:

$$Ж_{Ca(2+)} = \frac{C_{Ca^{2+}}}{20,04} \quad (5.3)$$

$$Ж_{Mg(2+)} = \frac{C_{Mg^{2+}}}{12,16} \quad (5.4)$$

Карбонатная жесткость обуславливается присутствием в воде солей гидрокарбонатов кальция и магния – $Ca(HCO_3)_2$ и $Mg(HCO_3)_2$. Если концентрация HCO_3^- (мг-экв/кг) меньше общей жесткости воды, то величина карбонатной жесткости определяется концентрацией HCO_3^- :

$$Ж_{Ca^{2+}} = \frac{C_{HCO_3^-}}{61,02} \quad (5.5)$$

где $C_{HCO_3^-}$ – концентрация гидрокарбонат ионов, мг/кг;

61,02 – эквивалентный вес HCO_3^- .

Величина карбонатной жесткости изменяется после каждой стадии обработки воды. Практика показывает, что карбонатная жесткость после предочистки перед ионитными фильтрами колеблется в пределах от 5 до 15 мг/кг. Рассчитаем по уравнениям (5.1) и (5.2) значения $C_{нач}$ и $C_{вх}$. Например, если величина карбонатной жесткости $Ж_k$ составляет 10 мг/кг, то по уравнению (5.5) пересчитаем эту величину в мг-экв/кг. Получим:

$$Ж_k = \frac{10}{61,02} = 0,16 \text{ мг-экв/кг.}$$

Рассчитаем значения $C_{вх}$ и $C_{нач}$ по уравнениям (5.1) и (5.2).

$$C_{нач} = 0,2678 (Ж_k)^3 = 0,268 \cdot 10^3 = 268 \text{ мг/кг.}$$

Тогда

$$C_{вх} = 44Ж_k + C_{нач} = 44 \cdot 0,16 + 268 = 275 \text{ мг/дм}^3.$$

В **табл. 5.1** приведены рассчитанные значения $C_{вх}$ и $C_{нач}$ при различных значениях $Ж_k$.

Таблица 5.1. Значения $C_{вх}$ и $C_{нач}$ в зависимости от величины карбонатной жесткости

Заданное значение карбонатной жесткости, $Ж_k$		Концентрация свободной CO_2 в исходной воде, $C_{нач}$	Концентрация CO_2 на входе в декарбонизатор, $C_{вх}$
мг/кг	мг-экв/кг	мг/кг	мг/кг
5	0,08	33,5	37
10	0,16	268	275
12	0,197	465	472
15	0,24	905	915

Площадь поперечного сечения и диаметр декарбонизатора определяются по оптимальной плотности орошения насадки. Для декарбонизатора с деревянной хордовой насадкой она равна $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$. Определение расхода воздуха и подбор вентилятора производится по удельному расходу воздуха $20 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Необходимая площадь поверхности десорбции в декарбонизаторе для достижения заданного эффекта удаления свободной углекислоты определяется по уравнению десорбции:

$$F_{\text{дес}} = \frac{G}{K_{\text{ж}} C_{\text{ср}}}, \text{м}^2 \quad (5.6)$$

где G – количество свободной углекислоты, которое необходимо удалить (кг/ч), определяемое по уравнению:

$$G = \frac{Q (C_{\text{вх}} - C_{\text{вых}})}{1000}, \text{кг/ч} \quad (5.7)$$

где $Q_{\text{ч}}$ – расход воды, поступающей в декарбонизатор, $\text{м}^3/\text{ч}$;

$C_{\text{вх}}$ – концентрация свободной углекислоты (мг/кг) на входе декарбонизатора, которая определяется по уравнению (5.1), а также по **табл. 5.1**;

$C_{\text{вых}}$ – концентрация свободной углекислоты в воде (мг/кг) на выходе из декарбонизатора, численным значением которой задаются, принимая его равным $3\text{--}10 \text{ мг/кг}$;

$K_{\text{ж}}$ – коэффициент десорбции или массопередачи, т.е. количество газа, передаваемое в единицу времени через единицу поверхности, при движущей силе процесса десорбции, равной единице, $\text{м}^3/\text{м}^2 \text{ ч}$.

Величина $K_{\text{ж}}$ определяется по **рис. 5.1** в зависимости от заданной температуры воды. Величину $C_{\text{ср}}$ – среднюю движущую силу процесса десорбции, зависящую от перепада концентраций углекислого газа в воде и омывающем ее воздухе, нагнетаемом вентилятором, можно определить по графику, приведенному на **рис. 5.2**.

Рассчитаем значение G по уравнению (5.7):

$$G = \frac{Q (C_{\text{вх}} - C_{\text{вых}})}{1000} = \frac{150(275 - 5)}{1000} = 40,5 \text{ кг/ч}$$

где $Q_{\text{ч}}$ – часовой расход воды, поступающей в декарбонизатор, который определяется на предыдущих стадиях обработки воды; в данном случае принимаем $150 \text{ м}^3/\text{ч}$;

$C_{\text{вх}}$ – рассчитывают по уравнению (5.1) или определяют по **табл. 5.1**; в расчете принимаем 275 мг/кг ;

$C_{\text{вых}}$ – величина карбонатной жесткости, равная 5 мг/кг .

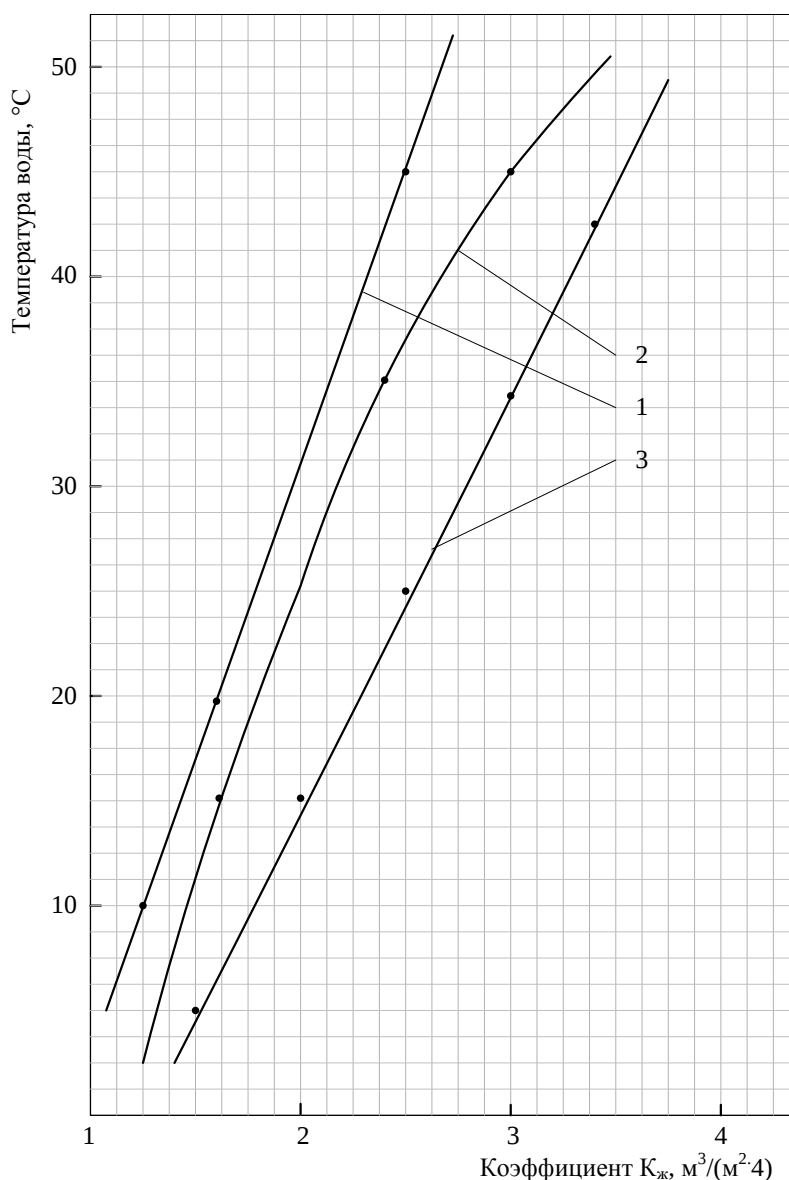


Рис. 5.1. Зависимость изменения $K_{ж}$ от температуры воды при плотности орошения $40 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$:
 1 – для производительности декарбонизатора до $10 \text{ м}^3/\text{ч}$; 2 – тоже для $40\text{-}150 \text{ м}^3/\text{ч}$;
 3 – тоже для $150\text{-}400 \text{ м}^3/\text{ч}$

Рассчитаем $F_{\text{дес}}$ по уравнению (5.6), подставив в него значения G , $K_{ж}$ и $\Delta C_{\text{ср}}$.

Величина $K_{ж}$ при температуре $30 \text{ }^{\circ}\text{C}$ и плотности орошения $40 \text{ м}^3/\text{ч}$ составляет $2,2 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ (**рис. 5.1**). Величина $\Delta C_{\text{ср}}$ при $C_{\text{вх}} = 275 \text{ мг/кг}$ и $C_{\text{вых}} = 5 \text{ мг/кг}$ составляет $0,0612 \text{ кг/м}^3$ (**рис. 5.2**).

Подставив эти значения в уравнение (5.6), получим:

$$F_{\text{дес}} = \frac{G}{K_{ж} \cdot \Delta C_{\text{ср}}} = \frac{40,5}{2,2 \cdot 0,0612} = 300,8 \text{ м}^2.$$

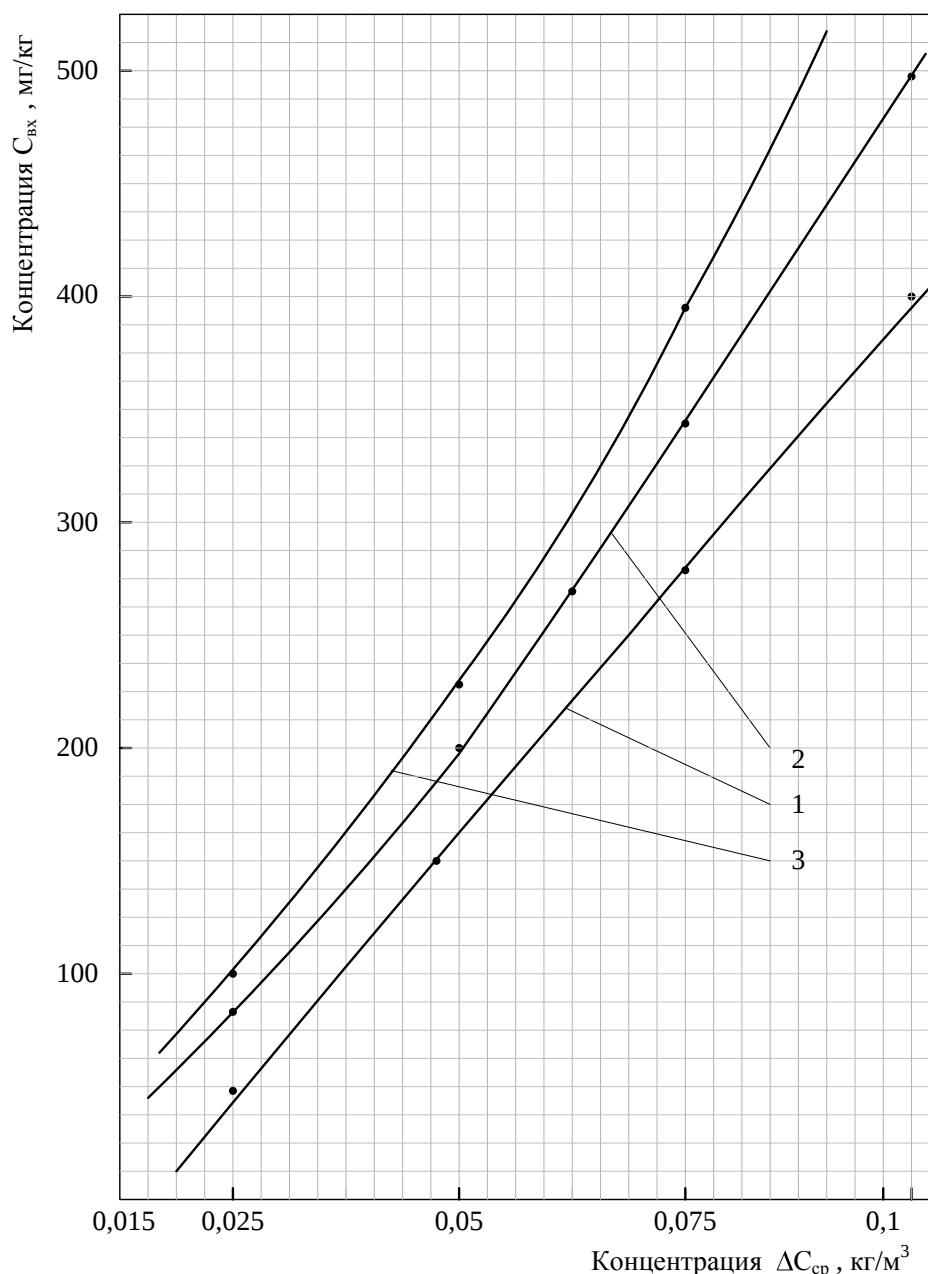


Рис. 5.2. Зависимость ΔC_{cp} от $C_{вх}$ при различных значениях $C_{вых}$:
 1 – $C_{вых} = 3$ мг/кг; 2 – $C_{вых} = 5$ мг/кг; 3 – $C_{вых} = 10$ мг/кг

Кроме площади щитов насадки необходимо учитывать площадь внутренней поверхности самого декарбонизатора, т.к. она также является поверхностью соприкосновения воды, стекающей тонкой пленкой и омывающего ее воздуха. Величина ее составляет примерно 7,8 % поверхности насадки. Необходимую площадь поверхности насадки можно определить по уравнению:

$$F_{нас} = (1 - 0,075) \cdot F_{дес} \quad (5.8)$$

Подставив в это уравнение величину $F_{дес} = 300,8 \text{ м}^2$ получим:

$$F_{\text{нас}} = (1 - 0,075) \cdot 300,8 = 278,2 \text{ м}^2.$$

Количество щитов насадки определяется по уравнению:

$$n = \frac{F_{\text{нас}}}{f_m}, \quad (5.9)$$

где f_m – площадь поверхности щита для декарбонизаторов с различной производительностью, величина которой приводится в справочной литературе.

Для простоты расчета значения f_m зададимся количеством щитов $n = 6$. Тогда f_m будет равно:

$$f_m = \frac{F_{\text{нас}}}{6} = \frac{278,2}{6} = 46,4 \text{ м}^2.$$

Высота насадки определяется по уравнению:

$$N_h = 2n(h + \delta) - h, \quad (5.10)$$

где N_h – часть высоты декарбонизатора, занятая насадкой, мм;

n – количество щитов;

h – расстояние между рядами досок и между щитами, мм;

δ – толщина досок насадки, мм.

По уравнению (5.10) рассчитаем значение N_h . Для этого задаемся значением h , равным 200 мм и значением $\delta = 40$ мм. Подставив эти значения в уравнение (5.10), получим:

$$N_h = 2 \cdot 6(200 + 40) - 200 = 2680 \text{ мм}.$$

Величины h и δ могут быть заданы изготовителем декарбонизатора.

Производительность вентилятора определяется исходя из необходимого расхода воздуха для заданного расхода воды с учетом производительности вентиляторов, имеющих в каталоге. Напор декарбонизируемой воды, создаваемый вентилятором, должен преодолеть суммарную потерю напора на всем пути движения воздуха от вентилятора до выхода воздуха в атмосферу. Сопротивление смачиваемой деревянной хордовой насадки движению воздуха при плотности орошения насадки $40 \text{ м}^3/\text{м}^2$ можно принять равным 10 мм вод. ст. на 1 м высоты декарбонизатора, занятого насадкой. Сопротивление распределительной плиты при той же плотности орошения составляет 10 мм вод. ст.

Одним из параметров, характеризующих конструкцию декарбонизатора, является объем его насадки, который определяется по уравнению:

$$V_h = S \cdot N_h = \pi \cdot r^2 \cdot N_h, \quad (5.11)$$

где

V_h – объем насадки, м^3 ;

r – радиус декарбонизатора, м;

H_h – высота слоя насадки, м.

Рассчитав H_h по уравнению (5.10), получим, что высота насадки составит 2,68 м.

Исходя из реальных размеров декарбонизатора, примем:

$$H_h = 3 \cdot r,$$

тогда

$$r = \frac{H_h}{3} = \frac{2,68}{3} = 0,9 \text{ м.}$$

По уравнению (5.11) рассчитаем V_h :

$$V_h = \pi \cdot r^2 \cdot H_h = 3,14 \cdot 0,9^2 \cdot 2,68 = 6,8 \text{ м}^3.$$

Таким образом, исходя из изложенных выше расчетов, можно определить все необходимые параметры для конструкции декарбонизатора с деревянной хордовой насадкой при разработке технологической схемы обессоливания воды ВПУ.

5.2 Расчет декарбонизатора с насадкой из колец Рашига

Площадь поперечного сечения декарбонизатора с насадкой из колец Рашига размером $25 \times 25 \times 3$ мм определяют, исходя из плотности орошения насадки, равной $60 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. Удельный расход воздуха принимается в этом случае равным $15 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Необходимая площадь поверхности насадки $F_{\text{нас}}$ определяется по уравнению (5.8), а площадь поверхности десорбции $F_{\text{дес}}$ по уравнению (5.6). Величина $K_{\text{ж}}$ в этих условиях определяется по графику, приведенному на **рис. 5.3**. По найденной площади поверхности насадки можно определить высоту слоя колец Рашига в декарбонизаторе H_h , приняв площадь поверхности 1 м^3 колец Рашига, равной 204 м^2 .

По графику, изображенному на **рис. 5.3**, находим значение $K_{\text{ж}}$ при заданной температуре воды, равной 30°C , оно будет равно $0,5 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. Тогда в соответствии с уравнением (5.6):

$$F_{\text{дес}} = \frac{G}{K_{\text{ж}} \cdot \Delta C_{\text{ср}}} = \frac{40,5}{0,5 \cdot 0,0612} = 1323,5 \text{ м}^2$$

Затем находим $F_{\text{нас}}$ по уравнению (5.8):

$$F_{\text{нас}} = (1 - 0,075) \cdot F_{\text{дес}} = (1 - 0,075) \cdot 1323,5 = 1224,3 \text{ м}^2.$$

Объем, занимаемый кольцами Рашига, или объем насадки (V_h) в декарбонизаторе находим из пропорции:

$$\frac{1 \text{ м}^3 - 204 \text{ м}^2}{V_h - 1224,4 \text{ м}^2}.$$

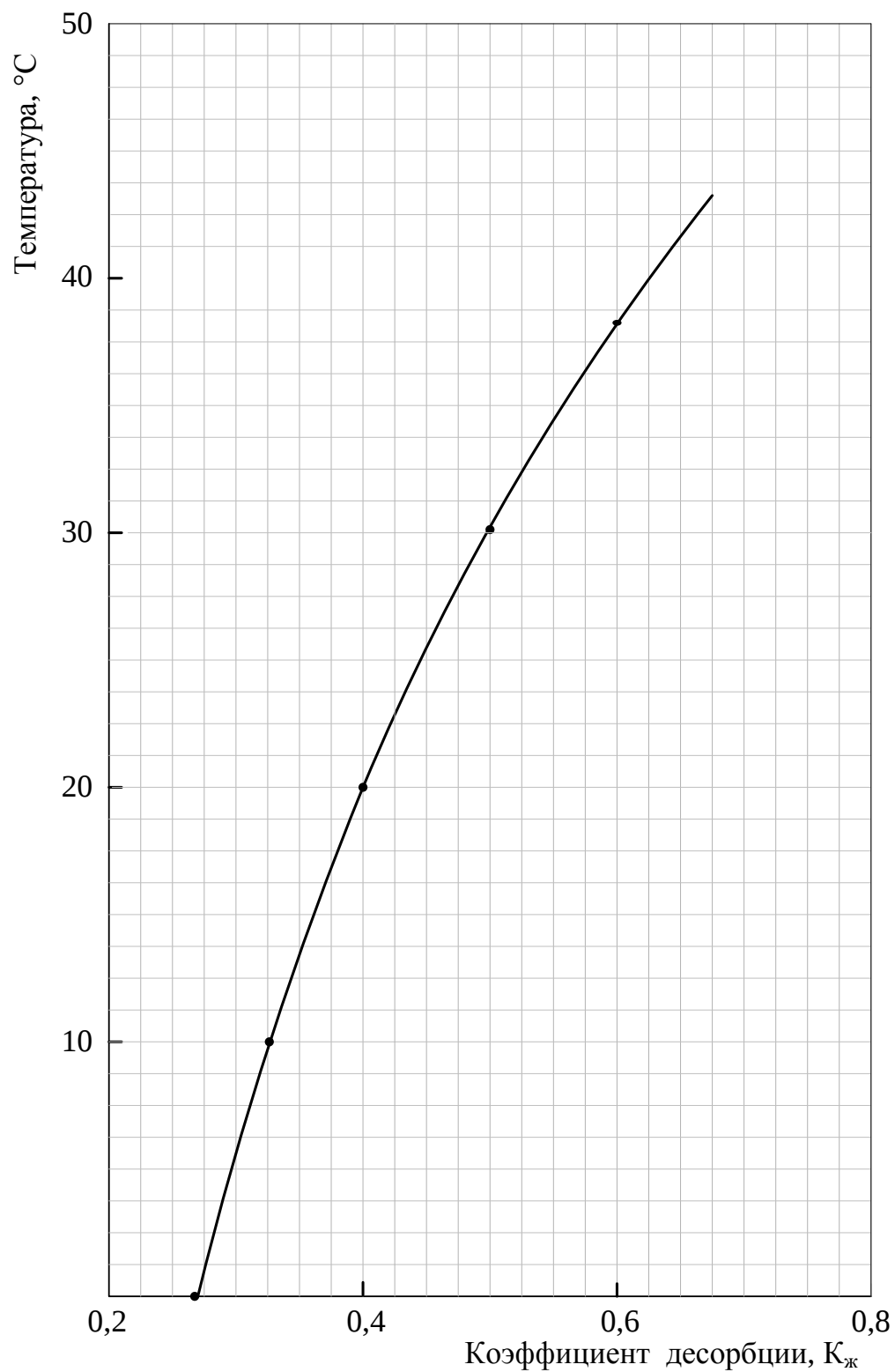


Рис. 5.3. Зависимость коэффициента десорбции от температуры воды для декорбонизатора, загруженного кольцами Рашига при плотности орошения насадки $60 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$

Тогда

$$V_h = \frac{1224,3}{204} = 6 \text{ м}^3.$$

Из уравнения (5.11) определяем высоту насадки (H_h):

$$H_h = \frac{V_h}{\pi \cdot r^2} = \frac{6}{3,14 \cdot 0,9^2} = 2,35 \text{ м}$$

Сравнив высоту слоя двух насадок: деревянной хордовой и с кольцами Рашига, можно сделать вывод о том, что насадка с кольцами Рашига работает эффективнее в μ раз:

$$\mu = \frac{2,68}{2,35} = 1,2 \text{ раза.}$$

Таким образом, мы рассмотрели два варианта расчетов насадки, применяемой в декарбонизаторе, и выбрали оптимальный вариант.

Рассмотрим еще одну методику расчета декарбонизатора с насадкой из колец Рашига. Методика расчета состоит в определении аналогичных параметров декарбонизатора и насадки, находящейся в нем.

Примем, что плотность орошения в декарбонизаторе составляет $60 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$. Тогда площадь поперечного сечения декарбонизатора определяется по уравнению:

$$f = \frac{Q}{60} \text{ м}^2, \quad (5.12)$$

где Q – производительность декарбонизатора, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Диаметр декарбонизатора определяется по уравнению:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot f}{3,14}} \text{ , м.} \quad (5.13)$$

Размер колец Рашига независимо от производительности декарбонизатора равен $25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$. Поверхность единицы объема колец Рашига заранее известная величина, составляющая $204 \text{ м}^2/\text{м}^3$, а их масса – $532 \text{ кг}/\text{м}^3$. Количество колец в 1 м^3 при беспорядочной загрузке равно $53200 \text{ шт}/\text{м}^3$, свободный объем 1 м^3 насадки составляет $0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$. Эти справочные данные приводятся для простоты и удобства расчета.

Площадь поверхности насадки определяется из уравнения (5.6), значения ΔC_p и $K_{\text{ж}}$ определяются по графикам, изображенным на **рис. 5.2 и 5.3**. Значение G определяют по уравнению (5.7) аналогично предыдущим расчетам.

Высота слоя насадки из колец Рашига определяется из уравнения:

$$H_h = \frac{V}{f} \text{ м,} \quad (5.14)$$

где V – объем, занимаемый кольцами Рашига при беспорядочной загрузке, определяемый по уравнению:

$$V_{\text{нас}} = \frac{F_{\text{нас}}}{204} \text{ м}^3, \quad (5.15)$$

где 204– площадь поверхности единицы объема слоя насадки из колец Рашига, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

На основании расчета необходимо произвести выбор декарбонизатора из выпускаемых промышленностью, при этом необходимо обеспечить 25 % -ный запас производительности по обрабатываемой воде относительно расчетного для всех типов конструкции декарбонизатора.

5.3 Пример расчета декарбонизатора с насадкой из колец Рашига

Количество CO_2 , удаленного в декарбонизаторе:

$$C_{\text{CO}_2} = \frac{Q^{\text{д}}(C_{\text{вх}} - C_{\text{вых}})}{1000},$$

где $Q^{\text{д}}$ – производительность декарбонизатора, которую принимаем равной $406,7 \text{ м}^3/\text{ч}$;

$C_{\text{вх}}$ – рассчитываем по уравнениям (5.1) и (5.2);

$C_{\text{вых}}$ – принимаем равной 4 мг/кг .

Рассчитав значение C_{CO_2} получим:

$$C_{\text{CO}_2} = \frac{40,67 \cdot (34,5 - 4)}{1000} = 12,4 \text{ кг/ч}.$$

Необходимую площадь десорбции рассчитываем по уравнению:

$$F_{\text{дес}} = \frac{C_{\text{CO}_2}}{K_{\text{ж}} \cdot \Delta C_{\text{ср}}}.$$

$\Delta C_{\text{ср}}$ и $K_{\text{ж}}$ определяем из рисунков 5.1 и 5.2.

Для примера принимаем эти значения: $K_{\text{ж}}=0,62 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ и $\Delta C_{\text{ср}}= 0,015 \text{ кг/м}^2$, тогда:

$$F_{\text{дес}} = \frac{12,4}{0,62 \cdot 0,015} = 1334 \text{ м}^2.$$

Площадь требуемой поверхности насадки:

$$F_{\text{нас}} = \frac{1 - 0,075}{F_{\text{дес}}} = 0,925 \cdot 1334 = 1233 \text{ м}^2.$$

Объем насадки при удельной поверхности колец Рашига $f=206 \text{ м}^2/\text{м}^3$ равен:

$$V_{\text{нас}} = \frac{F_{\text{нас}}}{f} = \frac{1233}{206} = 6 \text{ м}^3.$$

Площадь поперечного сечения декарбонизатора при плотности орошения $\delta=60 \text{ м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$, равна:

$$f = \frac{Q}{\delta} = \frac{406,7}{60} = 6,8 \text{ м}^2.$$

Диаметр декарбонизатора составит:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot f}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,8}{3,14}} = 2,94 \text{ м}.$$

Расход воздуха на декарбонизацию воды:

$$Q_{\text{воз}} = 20 \cdot Q = 20 \cdot 406,7 = 8,134 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Аэродинамическое сопротивление декарбонизатора:

$$H = 30 \cdot H_h + 10 = 30 \cdot 0,9 + 10 = 37 \text{ мм вод. ст.}$$

6 Основы расчета коагуляционной установки

Коагуляционная установка состоит из гидравлической мешалки для приготовления раствора коагулянта, устройств для дозирования растворов реагентов и осветлителей.

При расчете процесса коагуляции природных вод максимальная доза сульфата алюминия для периода весеннего паводка принимается равной 1,0 мг-экв/кг, а доза сульфата железа 0,7 мг-экв/кг. Для северной полосы России дозы коагулянтов принимаются несколько меньшими, а для южной полосы России – несколько большими приведенных.

Для полноты протекания гидролиза коагулянта необходимо поддержание в растворе определенной концентрации катионов водорода, что достигается автоматически при высокой концентрации HCO_3^- в исходной воде.

Когда же эта концентрация недостаточна (при малой карбонатной жесткости, а также у большинства вод в период паводка), для поддержания оптимальных значений pH необходимо подщелачивание воды.

Необходимость подщелачивания воды при коагуляции и доза щелочи определяются по уравнению:

$$\Delta\text{Щ} = K - \text{Щ}_0 + \text{Щ}^{\text{ост}}, \quad (6.1)$$

где $\Delta\text{Щ}$ – доза щелочи, мг-экв/кг;

K – доза коагулянта, мг-экв/кг;

Щ_0 – общая щелочность коагулируемой воды, мг-экв/кг;

$\text{Щ}^{\text{ост}}$ – остаточная щелочность коагулированной воды, которая принимается в пределах 0,3-0,5 мг-экв/кг.

Требуемый **часовой расход растворов коагулянта**, V_k , л/ч, и **гидроксида натрия**, V_{NaOH} , л/ч, определяются по уравнениям:

$$V_k = \frac{Q \cdot K \cdot \text{Э}_k \cdot 100}{1000 \cdot C_k \cdot \rho_k}, \quad (6.2)$$

$$V_{\text{NaOH}} = \frac{Q \cdot \Delta\text{Щ} \cdot \text{Э}_{\text{NaOH}} \cdot 100}{1000 \cdot C_{\text{NaOH}} \cdot \rho_{\text{NaOH}}}, \quad (6.3)$$

где Q – производительность коагуляционной установки, м³/ч;

K – доза коагулянта, г-экв/м³;

$\Delta\text{Щ}$ – доза NaOH, г-экв/м³;

Э_k – эквивалент безводного коагулянта, г/г-экв;

Э_{NaOH} – эквивалент безводного NaOH, г/г-экв;

C_k и C_{NaOH} – концентрации растворов коагулянта и NaOH, %;

ρ_k и ρ_{NaOH} – плотности растворов коагулянта и NaOH, кг/дм³.

При принятых в настоящее время способах дозировки с помощью насосов-дозаторов оптимальная концентрация растворов коагулянта и NaOH составляет 5-10 % в пересчете на безводное вещество.

На каждый реагент устанавливаются по два расходных бака раствора реагента для дозирования с помощью плунжерных насосов-дозаторов. Каждый из них должен иметь такую емкость, чтобы при крепости реагентного раствора в пределах 5-10 % перезарядка их осуществлялась 1 раз в течение суток или не чаще чем 1 раз за 8 ч. **Емкости баков кислоты (H_2SO_4), $V_6^{H_2SO_4}$, м³, и щелочи (NaOH) V_6^{NaOH} , м³, определяются по уравнениям:**

$$V_6^{H_2SO_4} = \frac{V_{H_2SO_4} \cdot 24}{1000 \cdot m_6}, \quad (6.4)$$

$$V_6^{NaOH} = \frac{V_{NaOH} \cdot 24}{1000 \cdot m_6}, \quad (6.5)$$

где m_6 – число перезарядок баков в течение суток.

Гидравлические мешалки для приготовления и перекачивания растворов легкорастворимых и непрерывно дозируемых реагентов устанавливаются по одной на каждый реагент. Емкость их при всех системах дозаторов рассчитывается примерно на возможность одновременной зарядки двух указанных выше расходных баков.

Плунжерные насосы-дозаторы выбираются по часовому расходу раствора реагентов, вычисленному по формулам (6.2) и (6.3). При значительных расхождениях часового расхода растворов и производительности насосов-дозаторов необходимо выбрать новую концентрацию раствора и уточнить расчет.

7. Основы расчета осветлителей

Осветлители, включаемые в схемы предварительной обработки воды, рекомендуется рассчитывать на 1,25 полной производительности установки Q ; при этом рекомендуется **устанавливать не меньше двух осветлителей.**

Емкость каждого из двух осветлителей, $V_{\text{осв}}$, м^3 , определяется по уравнению:

$$V_{\text{осв}} = \frac{1,25Q \cdot \tau}{2}, \quad (7.1)$$

где Q – полная производительность всей установки, $\text{м}^3/\text{ч}$;

τ – продолжительность пребывания воды в осветлителе (при температуре обрабатываемой воды 40°C величина τ принимается равной 1,0-1,5 ч).

По величине $V_{\text{осв}}$ выбирается ближайший по емкости осветлитель, серийно выпускаемый промышленностью.

При отсутствии подходящего по емкости серийно выпускаемого осветлителя производится его конструктивный расчет.

Расчет основных элементов осветлителя производится по полной производительности осветлителя Q_0 с принятием рекомендуемых скоростей движения воды.

Полная производительность осветлителя, Q_0 , $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$Q_0 = Q_n + q_{\text{пр}}, \quad (7.2)$$

складывается из полезной производительности Q_n , $\text{м}^3/\text{ч}$, и расхода воды на непрерывную продувку его $q_{\text{пр}}$, $\text{м}^3/\text{ч}$:

$$Q_n = \frac{1,25Q}{2}, \quad (7.3)$$

где Q – количество осветленной воды, поступающей из осветлителей на последующую обработку;

1,25 – коэффициент запаса;

2 – количество осветлителей;

$$q_{\text{пр}} = \frac{k_{\text{ш}}}{1000} Q_0 \frac{100}{5} = \frac{k_{\text{ш}}}{50} Q_0, \quad (7.4)$$

$k_{\text{ш}}$ – количество шлама, выделившегося из обрабатываемой воды, $\text{кг}/\text{м}^3$;

5 % – массовая концентрация шлама в воде, удаляемой непрерывной продувкой.

Величину $k_{\text{ш}}$, $\text{кг}/\text{м}^3$, можно определить из уравнения:

$$1000k_{\text{ш}} = 2,5(C_{\text{Ca}^{2+}} + C_{\text{Ca}^{2+}}^{\text{изв}} + C_{\text{Mg}^{2+}} - 17,36J_0^{\text{ост}}) + B + M + K(k_1 + k_2), \quad (7.5)$$

где $C_{Ca^{2+}}$ – концентрация кальций ионов в умягчаемой воде, г/м³;
 $C_{Ca^{2+}}^{изв}$ – количество кальций ионов, г/м³, введенных в умягчаемую воду в виде известкового молока;

$C_{Mg^{2+}}$ – содержание магний ионов в умягченной воде, г/м³;

17,36 – условное суммарное содержание кальций и магний ионов в умягченной воде на 1 мг-экв/кг остаточной жесткости $Ж_0^{ост}$;

V – количество взвешенных веществ в обрабатываемой воде, г/м³;

M – количество механических примесей, попадающих в осветлитель вместе с известковым молоком, г/м³;

K – доза безводного коагулянта, г/м³;

k_1 – коэффициент содержания нерастворимых примесей в коагулянте (0,08 для очищенного и 0,69 для неочищенного глинозема, 0,1 – для сульфата железа [2+]);

k_2 – переводный коэффициент образования гидроксидов, равный 0,46 для $Al_2(SO_4)_3 \rightarrow Al(OH)_3$ и 0,7 для $FeSO_4 \rightarrow Fe(OH)_3$.

На рис. 7.1 и 7.2 приведены принципиальные схемы осветлителей различных конструкций с обозначением основных скоростей движения воды, необходимых для расчета, а в табл. 7.1 приведены численные значения этих скоростей.

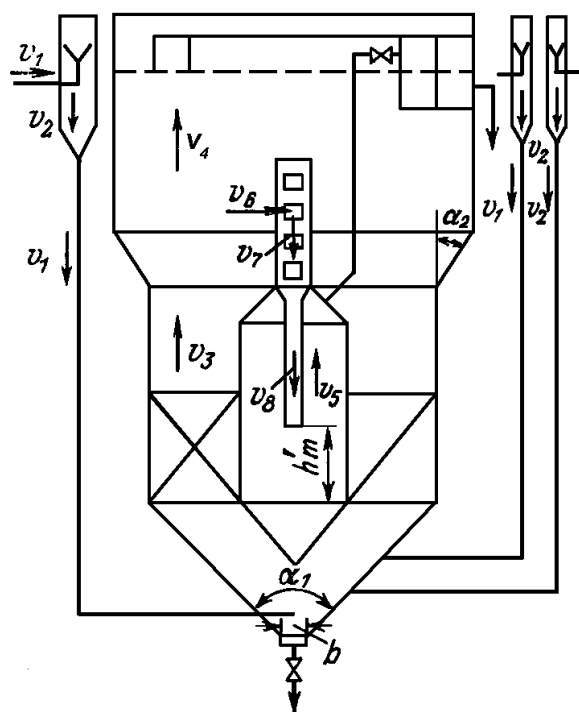


Рис. 7.1. Принципиальная схема осветлителя ЦНИИ-1 с указанием скоростей движения воды

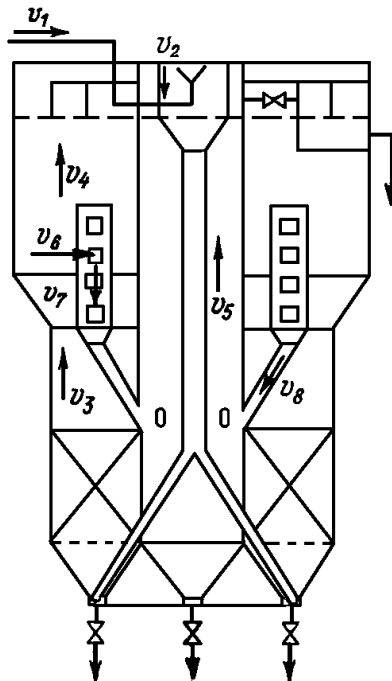


Рис. 7.2. Принципиальная схема осветителя ЦНИИ-2 с указанием скоростей движения воды

Таблица 7.1 Скорости движения основных потоков воды в осветителях, мм/с

Тип осветителя	v_1	v_2	v_3	v_4	v_5	v_6	v_7	v_8
ЦНИИ-1	1000	28,0	2,5*-3,5**	1,25*-1,5**	0,8	15,0	8,0	28,0
ЦНИИ-2	1000	28,0	2,0	1,0	0,8	10,0	2,0	20,0

* При $J_{Mg} \leq 0,5 J_0$ и при $J_{Mg} > 0,5 J_0$ с применением коагуляции

** При $J_{Mg} \leq 0,25 J_0$.

При расчете осветителей определяется:

1) диаметр трубопровода d_1 , м, к воздухоотделителю и от воздухоотделителя к осветителю:

$$Q_0 = \frac{\pi d_1^2}{4} v_1 \frac{3600}{1000} = 3,6 \frac{\pi d_1^2}{4} v_1; \quad (7.6)$$

2) диаметр воздухоотделителя d_2 , м:

$$Q_0 = 3,6 \frac{\pi d_2^2}{4} v_2; \quad (7.7)$$

3) диаметр шламоотводных труб d_7 , м:

$$q_0 = 3,6 \frac{\pi d_7^2}{4} v_7 \cdot n; \quad (7.8)$$

где n – количество шламоотводных труб;

q_0 – количество воды, м³/ч, отводимой из осветлителя в шламоотделитель, которое можно также определить по уравнению:

$$q_0 = \frac{Q_0 \cdot k_{ш}}{k_{ш.ф} \cdot k_3} = \frac{Q_0 \cdot k_{ш}}{7 \cdot 1,25} = 0,12 \cdot Q_0 \cdot k_{ш}, \quad (7.9)$$

где $k_{ш}$ – количество шлама, выделившегося из обрабатываемой воды, кг/м³;

$k_{ш.ф}$ – концентрация взвеси по массе в шламовом фильтре, кг/м³;

k_3 – коэффициент эффективности шламоотвода, который принимается равным 1,25.

Величина $k_{ш.ф}$ находится при опытном умягчении воды в модели осветлителя. Если такие определения не проведены, то при проектировании осветлителя можно принять ориентировочно $k_{ш.ф} = 7$ кг/м³ при любом соотношении магниальной и общей жесткости воды.

Вода, поступающая в шламоотделитель в количестве q_0 , делится на две части. Одна из них непрерывно удаляется в канализацию вместе со шламом (непрерывная продувка). Расход этой воды $q_{пр}$ определяется по уравнению (7.4). Другая часть, совершая восходящее движение в шламоотделителе, осветляется и возвращается, присоединяясь к общей массе осветленной воды. Расход ее $q_{ш}$ определяется из следующего уравнения:

$$k_3 \cdot k_{ш.ф} (q_{ш} + q_{пр}) = Q_0 \cdot k_{ш},$$

откуда

$$q_{ш} = \frac{Q_0 \cdot k_{ш}}{k_3 \cdot k_{ш.ф}} - q_{пр}. \quad (7.10)$$

Подставив $q_{пр} = \frac{k_{ш}}{50} Q_0$, получим:

$$q_{ш} = \frac{Q_0 \cdot k_{ш}}{k_3 \cdot k_{ш.ф}} - \frac{Q_0 \cdot k_{ш}}{50} = Q_0 \cdot k_{ш} \left(\frac{1}{k_3 \cdot k_{ш.ф}} - \frac{1}{50} \right) = Q_0 \cdot k_{ш} \frac{50 - k_3 \cdot k_{ш.ф}}{50 k_3 \cdot k_{ш.ф}}.$$

С учетом приведенных значений $k_3 = 1,25$ и $k_{ш.ф} = 7$ кг/м³ расход составит:

$$q_{ш} = Q \cdot k_{ш} \frac{50 - 1,25 \cdot 7,0}{50 \cdot 1,25 \cdot 7,0} \approx 0,1 k_{ш} \cdot Q_0; \quad (7.11)$$

4) диаметр шламоотделителя d_5 , м, определяется из уравнения:

$$q_{ш} = 3,6 \frac{\pi \cdot d_5^2}{4} v_5; \quad (7.12)$$

5) диаметр центральной части осветителя d_3 , м, определяется из выражения:

$$Q_0 = 3,6 \frac{\pi(d_3^2 - d_5^2)}{4} v_3; \quad (7.13)$$

6) диаметр d_4 , м, выходной части осветителя конструкции, приведенной на **рис. 7.1**, определяется из уравнения:

$$Q_0 - q_0 = 3,6 \frac{\pi \cdot d_4^2}{4} v_4. \quad (7.14)$$

Диаметр d_4 , м, выходной части осветителя конструкции, приведенной на **рис. 7.2**, определяется из уравнения:

$$Q_0 - q_0 = 3,6 \frac{\pi(d_4^2 - d_5^2)}{4} v_4; \quad (7.15)$$

7) площадь окон $\sum f$, м², одной из шламоотводных труб определяется по уравнению:

$$q_0 = 3,6n \sum f \cdot v_6, \quad (7.16)$$

где n – количество шламоотводных труб.

Приняв ширину окна $l = 0,5d_7$ и высоту его $h = (0,5 - 1,0)l$, можно определить количество окон в трубе и количество их рядов:

$$m = \frac{\sum f}{l \cdot b} + 4 \quad \text{и} \quad m_p = \frac{m}{4}.$$

Окна шламоотводных труб распределяются по зонам осветителя в следующем соотношении: в центральной и выходной зонах по 30-40 %, в переходной конической зоне 20-30 %;

8) диаметр глухой части d_8 , м, шламоотводной трубы определяется из уравнения:

$$q_0 = 3,6n \frac{\pi d_8^2}{4} v_8; \quad (7.17)$$

9) высота центральной части осветителя принимается равной 2-3 м, а выходной зоны 3 м. Высота переходной конической части $h_{к.ч}$, м, определяется по уравнению:

$$h_{к.ч} = \frac{d_4 - d_3}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha}{2}}, \quad (7.18)$$

где α – угол конусности, равный 40-60°.

Высота входной части осветителя h , м, образующей зону смешения и водораспределения, определяется по формуле:

$$h = \frac{d_3 - b}{2 \operatorname{tg} \frac{\alpha_1}{2}}, \quad (7.19)$$

где $b = 0,3-0,5$ м в зависимости от производительности;
 α_1 – угол конусности, равный 70° .

Высота цилиндрической части шламоотделителя осветлителя ЦНИИ-1 принимается равной $1,25d_5$ при $Q_0 < 100 \text{ м}^3/\text{ч}$, и $Q_0 > 100 \text{ м}^3/\text{ч}$, а расстояние h'_u от низа центральной трубы до плоскости сопряжения цилиндрической части с коническим днищем должно составлять $0,25d_5$ при $Q_0 < 100 \text{ м}^3/\text{ч}$ и $0,15d_5$ при $Q_0 > 100 \text{ м}^3/\text{ч}$.

8. Проектирование принципиальных схем очистки ВОДЫ

Для того, чтобы спроектировать систему водоочистки АЭС с реакторами ВВЭР и РБМК необходимо знание требований, которые предъявляются к различным типам вод, используемых в этих реакторах.

8.1. Первые контуры АЭС с реакторами ВВЭР

В Российских блоках большой мощности, начиная с энергоблоков с реакторами ВВЭР-440 и большей мощности (ВВЭР-600 и ВВЭР-1000), принят смешанный аммиачно-калиевый водно химический режим, предусматривающий поддержание требуемых концентраций борной кислоты, КОН (либо КОН + NaOH + LiOH) и аммиака.

Приведем примерные нормы качества воды 1-го контура с реакторами ВВЭР, имеющие корпуса с коррозионно-стойкой наплавкой и без нее, при работе реактора с нагрузкой:

рН при 25 °С	5,7-10,2
Концентрация К + Li + Na в зависимости от концентрации борной кислоты, мг-экв/кг	0,05-0,4
Минимальная концентрация аммиака, мг/кг	5
Максимальная концентрация кислорода, мкг/кг	10
Концентрация водорода, нмл/кг	30-60
Максимальная концентрация хлоридов и фторидов (суммарная), мкг/кг	100

Максимальная концентрация продуктов коррозии в пересчете на железо, мкг/кг, в режиме:

установившемся	200
переходном	1000

Концентрация борной кислоты, устанавливаемая в зависимости от состояния активной зоны, г/кг 0-13,5

Эти нормы обеспечиваются следующими мероприятиями:

- дозировкой борной кислоты, гидроксида калия и аммиака;
- обессоливанием и деаэрацией подпиточной воды и воды, предназначенной для растворения борной кислоты;
- удалением избыточных щелочных ионов с увеличением концентрации лития свыше 10^{-4} г-экв/кг во избежание язвенной коррозии циркониевых сплавов, а также при выходе цезия из негерметичных ТВЭЛов. Ионы удаляют в специальном Н-катионитовом фильтре непрерывной байпасной очисткой теплоносителя от продуктов коррозии, продуктов деления, а также анионов и катионов, попадающих с подпиточной водой. Для байпасной очистки используют

фильтры смешанного действия (ФСД), которые загружают катионитом КУ-2-8-чс в аммонийно-калиевой форме и анионитом АВ-17-8 чс в ОН-форме. Кроме того, периодически дезактивируют оборудование первого контура;

- консервируют оборудование при остановках энергоблоков, если элементы оборудования 1-го контура изготовлены из углеродистых и низколегированных сталей.

8.2. Вторые контуры АЭС с реакторами ВВЭР

Приведем примерные нормы качества питательной воды для парогенераторов с многократной естественной циркуляцией (гидразинно-аммиачный водно-химический режим):

Общая жесткость, мг-экв/кг	0,5
Концентрация хлоридов, мкг/кг (не более)	3,0
Концентрация кремниевой кислоты, мкг/кг	25
Концентрация соединения железа, мкг/кг, не более	20

Максимальная концентрация кислорода перед деаэратором за последним ПНД (до места ввода обескислороживающих химических реагентов или при временном прекращении дозирования этих реагентов, если они вводятся перед последним ПНД), мкг/кг 30

Максимальная концентрация кислорода после деаэратора (до места ввода обескислороживающих химических реагентов или при временном прекращении дозирования этих реагентов, если они вводятся перед деаэратором), мкг/кг 10

pH при температуре 25 °С 9,1±0,1

Содержание избыточного гидразина, мкг/кг 20-60

Содержание масла и тяжелых нефтепродуктов (до места конденсатоочистки), мкг/кг, не более 100

Максимальная активность через 30 мин, к/кг 10^{-10}

Максимальная удельная электрическая проводимость (с Н-филь тром), мкСм/см 0,4

Нормы качества воды устанавливают, исходя из необходимости обеспечить чистоту пара по кремниевой кислоте, минимальное шламообразование и связанную с ним подшламовую коррозию, предотвратить образование кальциевой накипи, исключить коррозионное растрескивание хромоникелевых нержавеющих сталей.

8.3. АЭС с реакторами РБМК

В табл. 8.1 приведены значения нормируемых показателей качества питательной воды и воды контура многократной принудительной

циркуляции – бескоррекционный водно-химический режим. В скобках даны предельные значения контролируемых показателей.

Содержание кремниевой кислоты в насыщенном паре должно быть в пределах 5-10 мкг/кг.

Таблица 8.1. Показатели качества технологических вод реактора РБМК

Показатели	Вода контура многократной принудительной циркуляции	Конденсат после конденсатоочистки	Питательная вода
рН при температуре 25 °С	6,5-8	6,8-7,1	6,8-7,1
Максимальная удельная электропроводность при 25 °С, мкСм/см	1	0,1	0,1
Концентрация хлорид-ионов+ фторид-ионов, мкг/кг	100	10	4,0
Жесткость, мг-экв/кг	5	1	1
Концентрация кремниевой кислоты, мкг/кг	1000	–	–
Концентрация кислорода, мкг/кг	–	50	20
Концентрация натрия, мг/кг	–	3	–
Содержание продуктов коррозии железа, мкг/кг	50	10	10
Содержание продуктов коррозии меди, мкг/кг, не более	20	2	2
Содержание масла, мкг/кг	200	–	100

Нормы качества конденсата, питательной воды, воды контура многократной принудительной циркуляции, а также насыщенного пара устанавливают из необходимости обеспечения безопасного количества отложений на ТВЭЛах, допустимых скоростей коррозии конструкционных материалов, высокого качества насыщенного пара, не вызывающего опасных отложений в проточной части турбины, допустимой радиоактивности оборудования и теплоносителя.

Замена коррозионно-стойких сталей углеродистыми и низколегированными – один из путей снижения капитальных затрат. Решение этой проблемы в значительной степени зависит от мероприятий, позволяющих активно воздействовать на водный режим, чтобы повысить коррозионную стойкость углеродистых и низколегированных сталей до такого уровня, которого достигают при изготовлении оборудования из коррозионно-стойких сталей.

8.4. Подготовка добавочной воды

Выбор схемы водоподготовительной установки (ВПУ) проводится:

- с учетом параметров, типа основного парогенерирующего оборудования и требований, предъявляемых к качеству обработанной воды;
- в зависимости от качества исходной воды, санитарных требований к сбросам ВПУ и технико-экономических соображений.

Основные положения при проектировании ВПУ регламентируются «Нормами технологического проектирования тепловых электрических станций и тепловых сетей».

На АЭС и ТЭС с давлением пара перед турбиной 90 кгс/см^2 и выше для восполнения потерь питательной воды используют, как правило, химически обессоленную воду при суммарной концентрации анионов сильных кислот в исходной воде менее 7 мг-экв/кг или дистиллят испарителей при суммарном содержании анионов сильных кислот $7\text{-}12 \text{ мг-экв/кг}$. На электростанциях сверхвысокого давления пара при использовании испарителей предусмотрена дополнительная установка для химического обессоливания добавочной воды.

В качестве первой ступени обработки высокоминерализованной воды при суммарном содержании анионов сильных кислот выше 12 мг-экв/кг возможно применение методов гиперфильтрации (обратного осмоса) и электродиализа.

Для электростанций с давлением пара перед турбиной менее 90 кгс/см^2 допускается применение упрощенных химических методов водоподготовки.

В качестве исходной воды для химической очистки добавочной воды необходимо по возможности применять воды артезианских скважин, если по основным показателям они не хуже вод открытых водоемов.

Пример выбора расчетной производительности основной и дополняющей испарители обессоливающих установок в зависимости от мощности блоков и типа- парогенераторов для АЭС и отопительных ТЭС приведен в табл. 8.2 и 8.3.

Для АЭС и ТЭС при использовании пара для разогрева теплоносителя, применяемого в промежуточных контурных схемах, в которых конденсат не рециклируется (не возвращается) расчетная производительность обессоливающих установок соответственно увеличивается на $0,15 \text{ т}$ на 1 т теплоносителя.

Расчетную производительность испарителей принимают равной 2% паропроизводительности установленных парогенераторов.

Таблица 8.2. Выбор расчетной производительности обессоливающей установки

Мощность устанавливаемых блоков, МВт	Расчетная производительность, т/ч	
	Основная установка	Дополняющая испарители установка
С прямоточными парогенераторами:		
200, 250, 300	50+2 %	50
500	75+2 %	75
800	125+2 %	125
С барабанными парогенераторами	25+2 %	25

Для АЭС и ТЭС, в которых предусматривается передача части пара потребителям на смежные производства производительность водоподготовки выбирают таким образом, чтобы восполнить внутристанционные потери конденсата в размере 3 % от общей паропроизводительности, потери продувочной воды и конденсата на производстве. При проектировании здания водоподготовки предусматривают возможность установки дополнительных фильтров.

В состав водоподготовительной установки входят различные аппараты в определенной последовательности в зависимости от выбранной схемы. В табл. 8.3 приведены различные варианты принципиальных схем водоподготовки, качественные характеристики воды, обуславливающие применение данных схем, и области их преимущественного использования.

Ионитную часть ВПУ целесообразно проектировать:

- по «гребенчатому» типу с подачей исходной воды к каждому однотипному фильтру из общего коллектора и сбором обработанной воды в общий коллектор (параллельное включение фильтров),
- по «блочному» способу с включением в состав каждого блока по одному фильтру каждой ступени ионирования, соединенных последовательно.

Очистку воды для испарителей проводят с учетом использования головной части водоочистки и катионитных фильтров дополняющих обессоливающую установку.

Для приготовления добавочной воды закрытых сетей применяют противоточное На-катионирование с предочисткой, при хорошем качестве исходной воды проведение только известкования на стадии предварительной обработки воды.

Таблица 8.3 Варианты принципиальных схем ВПУ и области их применения

№ п/п	Принципиальная схема ВПУ	Соле- содержание, мг/кг	Жесткость, мг-экв/кг	Хлориды, мг/кг	Кремне- содержа- ние, мг/кг	Область применения
1	К (или ИК)–М–Н ₁ –Н ₂ –Д–Б–А ₂	0,2-0,3	< 2	< 0,05	< 0,05	АЭС с реакторами типа ВВЭР ТЭС с парогенера- торами давлением 100-155 кгс/см ²
2	К (или ИК)–М–Н _{сп} –Д–Б–А ₂					
3	К (или ИК)–М–Н _{сп} –Д–Б–А _{сп}					
4	К (или ИК)–М–Н _п –Н ₂ –Д–Б–А _{сп}					
5	К (или ИК)–М–Н _п –А ₁ –Н ₂ –Д–Б–А ₂					
6	К (или ИК)–М–Н _{сп} –А ₁ –Н ₂ –Д–Б–А _{сп}					
7	ИК–М–Н _п –А ₁ –Н ₂ –Д–Б–А ₂ –ФСД	< 0,05	Следы	Следы	< 0,01	АЭС с реакторами ти- па РБМК ТЭС с закритическими параметрами.
8	ИК–М–Н _{сп} –А ₁ –Д–Б–Н ₂ –А ₂ –ФСД					
9	ИК–М–Н _{сп} –А ₁ –Н ₂ –Д–Б–А _{сп} –ФСД					
10	ИК–М–Н _{сп} –А _{сп} –ФСД					
11	К (или ИК)–М–Na ₁ (или Na _п)–Na ₂	Превышает ис- ходное	2	Равно исходному	Равно исходному	Для установок с бара- банными парогенера- торами среднего давлени- я, а также для испарителей и тепловых сетей
12	НС–М–Na ₁ (или Na _п)–Na ₂					
13	К (или ИК)–М–Na _{сп}					
14	К–М–Н–Na ₁ –Д–Б–Na ₂					
15	НС–М–Н _г –Н ₂ –Д–Б–Na _г –Na ₂	Уменьшается в сравнении с исход- ным на 30-50 %	2	То же	То же	

К-осветлитель для коагуляции; ИК-осветлитель для коагуляции и известкования (возможно магниальное обескремнивание); НС-напорный смеситель для коагуляции; М-механический фильтр; Н-Н-катионитный фильтр; Na-Na-катионитный фильтр; А-анионитный фильтр; ФСД-фильтр смешанного действия; Д-декарбонизатор; Б-бак с перекачивающим насосом; 1-первая ступень; 2-вторая ступень; сп-ступенчато-противоточный; п-противоточный; г-с голодной регенерацией.

Для обработки добавочной (водопроводной) воды АЭС и ТЭС с открытым водоразбором в зависимости от качества исходной воды возможно:

- подкислять такую воду серной кислотой с автоматической дозировкой ее и последующим удалением образующейся углекислоты;
- проводить противоточное Na-катионирование, голодное H-катионирование с буферными фильтрами и последующим удалением образующейся углекислоты;
- осуществлять магнитную обработку, известкование воды или известкование с подкислением с установкой в обоих случаях механических (осветлительных) фильтров.

Водоподготовительные установки располагают обычно в отдельном здании или в общем изолированном помещении объединенного вспомогательного корпуса с учетом возможности дальнейшего расширения водоподготовки и подвоза реагентов по железной дороге. Вне здания ВПУ размещают осветлители, промежуточные баки, декарбонизаторы, баки для хранения кислоты и щелочи с применением в необходимых случаях их обогрева и тепловой изоляции. При проектировании необходимо предусматривать также резервное помещение площадью 30-50 м² и оборудование для восстановления химических покрытий.

На всех водоочистках предусматривается механизация ремонтных работ. На складе реагентов осуществляются механизированная выгрузка, транспортирование и приготовление реагентов, хранится определенный запас соответствующего реагента. При доставке реагентов железнодорожным транспортом склад реагентов должен обеспечивать прием не менее одного вагона или цистерны емкостью 60 т при наличии в этот момент 15-суточного запаса соответствующего реагента. Кроме того, общий запас реагентов должен, соответствовать их расходу не менее чем за месяц. При доставке реагентов автотранспортом или по трубопроводам склад должен обеспечить запас реагентов не менее чем на 15 сут. На складе предусматриваются также емкости и места для хранения реагентов, используемых для проведения одной химической очистки любого парогенератора и его питательного тракта.

Дозирование на водоочистках растворов и суспензий реагентов производится с помощью специальных насосов-дозаторов, которые устанавливают с учетом их резервирования для обеспечения высокой надежности.

Мерные емкости выбирают с учетом 12-24-часового расхода каждого реагента и устанавливают в количестве не менее двух штук.

На предварительных водоочистках, работающих с использованием метода осаждения, устанавливают не менее двух, но не более шести осветлителей. Для воды, поступающей в осветлитель, допускаются температурные колебания ± 1 °С

При проектировании схем и выборе оборудования водоочистки необходимо обеспечить минимальный удельный расход кислоты и щелочи (обычно гидроксида натрия) на регенерацию ионитов при требуемом качестве обработанной воды с помощью известных приемов и предусмотреть устройства для нейтрализации стоков и утилизации ценных компонентов.

Для внутренних поверхностей оборудования и трубопроводов водоочистки, контактирующих с растворами реагентов и водой, которые имеют $\text{pH} < 7$, должны быть предусмотрены защитные покрытия. Обычно оборудование имеет гуммированное или кислотостойкое покрытие.

Установки для очистки добавочной воды и конденсатов, а также для дозирования реагентов оснащаются приборами химического и технологического контроля, а в необходимых случаях и сигнализаторами (звуковыми, световыми и пр.) отклонения от заданного режима.

8.5 Очистка турбинных и производственных конденсатов

На АЭС с реакторами кипящего типа (например РБМК) и на ТЭС с прямоточными парогенераторами на органическом топливе проводится обессоливание и удаление продуктов коррозии из конденсата турбин. На каждый блок предусматривают установку для очистки всего конденсата (т.е. 100 %), выходящего из конденсатора турбины блока при всех режимах его работы. Причина этого состоит в необходимости поддержания концентрации регламентируемых в воде примесей на предельно низком уровне.

На блочных обессоливающих установках для гидроперегрузки ионитов используют фильтры-регенераторы.

На электростанциях с барабанными парогенераторами и для второго контура АЭС с реакторами типа ВВЭР вопрос об очистке турбинного конденсата решается проектными организациями в индивидуальном порядке с учетом параметров пара, тепловой схемы, качества охлаждающей воды, конструкционных материалов, способа регулирования температуры перегретого пара и т.п.

При установленной технико-экономической целесообразности использования производственных конденсатов для питания парогенераторов электростанций необходимо предусматривать очистку возвратного конденсата от солей жесткости, продуктов коррозии, масел, а при необходимости и от кремниевой кислоты.

Производственные конденсаты, возвращаемые электростанциям потребителями пара, характеризуются следующими показателями:

- общая жесткость не более 50 мкг-экв/кг,
- продукты коррозии 0,5 мг/кг в пересчете на железо.

Эти значения принимают за основу при расчете установки для очистки производственных конденсатов.

Для приема производственных конденсатов на электростанциях предусматривают баки, объем которых равен объему максимального возврата этих конденсатов за 2 ч.

Для очистки от продуктов коррозии турбинных, производственных конденсатов, конденсатов бойлерных установок, калориферов, вспомогательных оборудования можно применять *целлюлозные фильтры* намывного типа ($W \leq 10$ м/ч), насыпные *сульфоугольные фильтры* ($W \leq 25$ м/ч), насыпные *магнетитовые фильтры* ($W > 50$ м/ч).

Для обессоливания конденсатов применяют обычно фильтры смешанного действия (ФСД) с выносной регенерацией при скорости фильтрования 100 м/ч с установкой трех фильтров-регенераторов на четыре энергоблока.

При установленной технико-экономической целесообразности для очистки конденсатов одновременно от суспендированных и истинно-растворенных примесей возможно применение *намывных ионитных фильтров*, работающих при скорости фильтрования 10 м/ч. Схема такого фильтра показана на **рис. 8.1**.

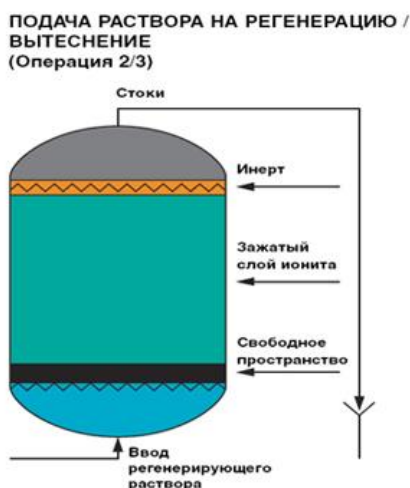


Рис. 8.1. Схема намывного ионитного фильтра

Механические и ионообменные фильтры устанавливают на конденсатоочистках без резерва. Каждая группа фильтров должна иметь обводные линии.

9. Проектирование установок для очистки радиоактивно-загрязненных вод

Радиоактивные отходы АЭС с различными типами реакторов и радиохимических лабораторий подразделяют на три типа: жидкие, твердые и газообразные. Жидкие отходы считаются радиоактивными, если содержание в них радиоактивных веществ превышает допустимые концентрации, установленные для водоемов. Столь строгое определение понятия жидких радиоактивных отходов в нашей стране связано с повышенной заботой о чистоте биосферы и судьбе будущих поколений.

Радиоактивные воды принято классифицировать в зависимости от уровня активности (А):

- воды низкого уровня активности $<1 \cdot 10^{-5}$ Ки/кг;
- среднего – $1 \cdot 10^{-5} \div 1,0$ Ки/кг;
- высокого $>1,0$ Ки/кг.

В процессе работы АЭС образуются жидкие отходы главным образом низкого и частично среднего уровней активности, которые по специальной канализации транспортируются на очистные сооружения для переработки.

К отходам низкого уровня относят воды, первого контура при плотных ТВЭЛах, бассейнов выдержки ТВЭЛов, биологической защиты и транспортных каналов, трапные воды дезактивации помещений, обмывочные воды дезактивации оборудования, трубопроводов, датчиков КИП и т.п., воды спецпрачечных и санпропускников, стоки химических лабораторий.

К отходам среднего уровня активности относят протечки первого контура при существенной наведенной и осколочной активности продуктов деления; растворы, получаемые при дезактивации сильно загрязненного оборудования или поверхностей и т.п. Суммарное количество отходов такого типа на АЭС может достигать 2-20 м³/ч без учета планового отвода воды реакторов или парогенераторов на очистку. Отходы высокого и частично среднего уровня активности, которые могут возникать на АЭС только в аварийных ситуациях, собираются в специальные контейнеры для жидких отходов с мощной защитой и отправляются на пункты захоронения.

Выбор технологической схемы очистных установок переработки вод низкой и средней активности определяется множеством факторов:

- общим солевым и радиохимическим составом вод,
- наличием взвешенных веществ, детергентов, способствующих ценообразованию,
- присутствием летучих соединений и пр.

В практике эксплуатации Российских и зарубежных очистных дезактивационных установок на АЭС применяют такие основные процессы, как коагуляция, фильтрование, ионный обмен, дистилляция (выпаривание) и гиперфильтрация (обратный осмос) в различных их комбинациях. Такие процессы очистки, как вымораживание, пенная флотация, электрокоагуляция и электрофлотация, не вышли пока за пределы стадии исследования.

Характерный пример схемы установки для переработки вод с содержанием более 1 г/кг с использованием коагуляции, выпаривания и ионного обмена показан на **рис. 9.1**.

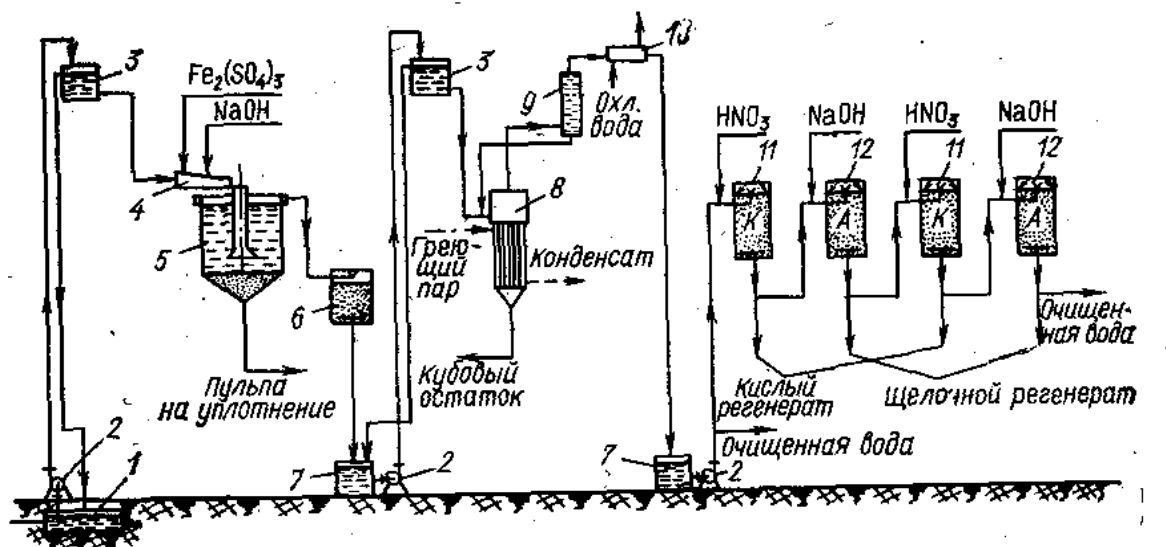


Рис. 9.1. Схема установки для обработки радиоактивных вод методами коагуляции, выпаривания и ионного обмена:

1 – бассейн выдержки; 2 – перекачивающие насосы; 9 – напорные баки; 4 – смеситель; 5 – осветлитель; 6 – механический фильтр; 7 – промежуточные баки; 8 – выпарной аппарат; 9 – колонка для очистки пара; 10 – конденсатор; 11 – Н-катионитные фильтры; 12 – анионитные фильтры.

Сбросные воды поступают для усреднения их концентраций и выдержки в специальный бассейн, выбор объема которого зависит от часового поступления сбросов и концентрации в них короткоживущих нуклидов. Далее вода коагулируется, проходит через механический фильтр и упаривается в выпарном аппарате. Конденсат греющего пара возвращается обычно в тепловую схему станции после проверки на содержание в нем радиоактивных веществ. Вторичный пар из выпарного аппарата проходит очистку на орошаемой водой колонне, конденсируется и собирается в промежуточном баке. Если на этой стадии обработки не достигаются необходимые коэффициенты очистки, то конденсат прокачивается через катионитный и анионитный фильтры (или ФСД) и

очищенная до требуемых норм вода направляется на повторное использование или при ее избытке сбрасывается в канализацию.

При обработке по приведенной технологии сточных вод, не содержащих большого количества пенообразующих веществ, достигаются следующие коэффициенты очистки: на узле коагуляции 2-5, при фильтровании 1,5-3, на узле выпаривания 10^3 - 10^4 , на ионообменной доочистке 10^1 - 10^2 . Суммарное значение коэффициента очистки, представляющее произведение таких же коэффициентов, полученных на отдельных стадиях очистки, в большинстве случаев оказывается достаточным, чтобы получить воду, отвечающую требованиям санитарных норм.

Продувка выпарного аппарата (кубовый остаток), характеризуемая удельной активностью на несколько порядков выше активности исходной воды, после доупаривания собирается в специальный бак, откуда перекачивается с помощью вакуума, сжатого воздуха или бессальниковых насосов в специальное хранилище или в контейнер для транспортирования в централизованное хранилище. В связи со сложностью хранения жидких высокоактивных отходов, обусловленной необходимостью отвода тепла радиоактивного распада нуклидов, мощной гидроизоляцией и бетонной защитой, с удалением водорода, образующегося при радиоллизе воды, и высокой из-за этого стоимостью выдержки (100-200 руб/м³) разработано несколько методов отверждения жидких радиоактивных отходов.

Технология отверждения может осуществляться:

- стеклованием – смешением отходов со специальными флюсами и прокаливанием при 1300-1500 °С,
- цементированием – смешением отходов с портландцементом,
- битумированием – смешением радиоактивного шлама с расплавленным битумом при температуре 200-300 °С.

При общем солесодержании сточных вод менее 700 мг/кг и низком уровне их активности допускается применять в качестве основных только процессы коагуляции и ионного обмена. На **рис. 9.2** показана стандартная схема переработки стоков, реализованная на АЭС. Эта схема позволяет оценить все те меры, которые предпринимают для локализации и концентрирования радиоактивных нуклидов на основных и промежуточных стадиях очистки сточных вод. Длительный опыт эксплуатации данной установки с двухступенчатой системой ионообменных фильтров, загруженных катионитом КУ-2 в Н-форме и анионитом АН-2Ф в ОН-форме, регенерируемых соответственно 13 %-ным раствором HNO_3 и 2,5 %-ным раствором NaOH , позволил оценить эффективность ионитных фильтров при очистке растворов с удельной активностью в пределах $1,3 \cdot 10^{-9} \div 4,1 \cdot 10^{-6}$ Ки/кг (**табл. 9.1**).

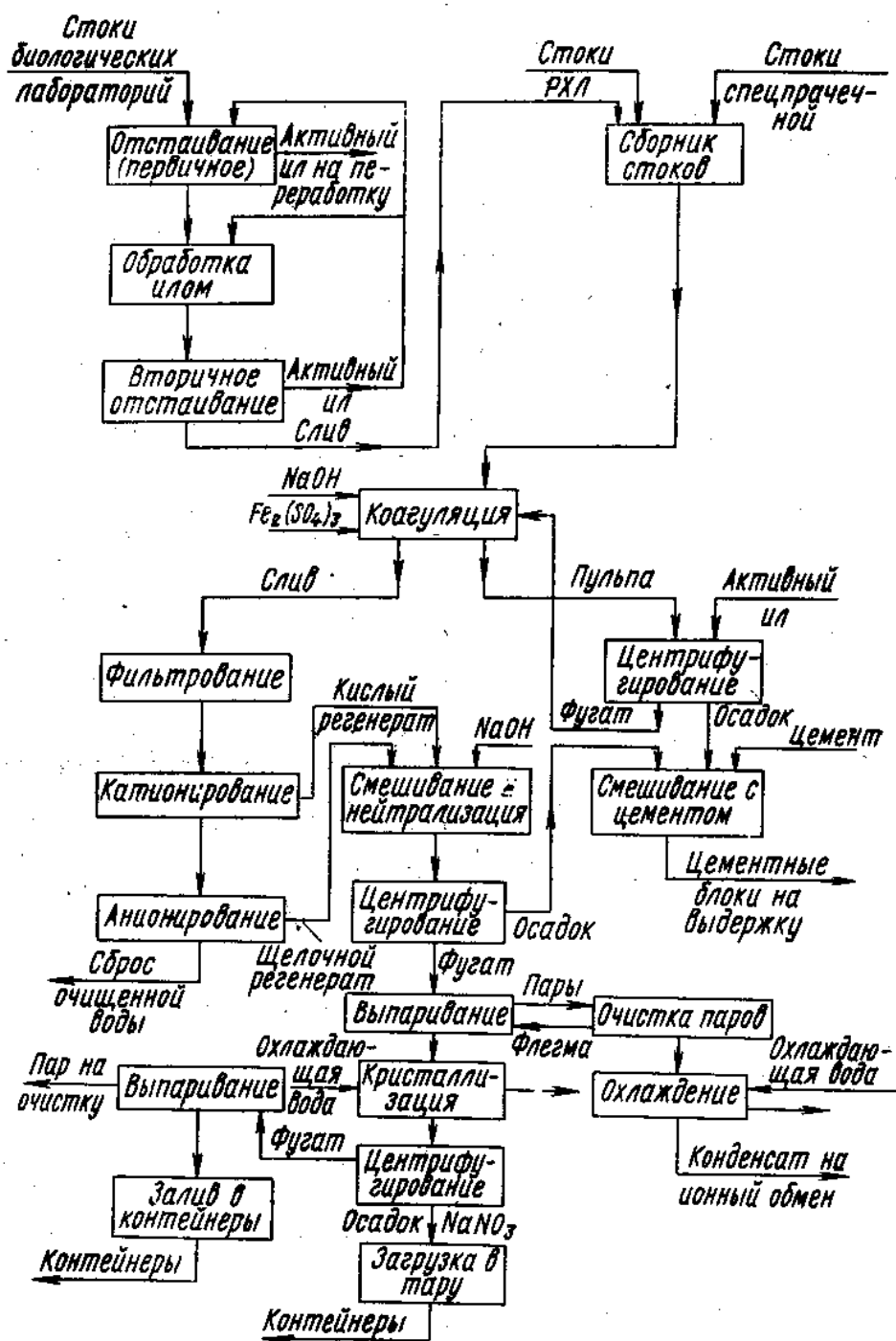


Рис. 9.2. Схема переработки стоков методами коагуляции и ионного обмена

При неопределенном химическом и радиохимическом составе сбросных вод в зависимости от общего солесодержания (больше или меньше 700 мг/кг) для проектирования может быть рекомендована одна из двух схем (см. рис. 9.1 и 9.2) как наиболее универсальных. При высоком содержании в исходной воде поверхностно-активных и моющих

веществ эти схемы могут быть дополнены методом флотации, который проводят перед процессом коагуляции воды.

Таблица 9.1. Коэффициенты очистки при двухступенчатом ионном обмене

Нуклид	Н-фильтр 1-ой ступени	ОН-фильтр 1-ой ступени	Н-фильтр 2-ой ступени	ОН-фильтр 2-ой ступени	Общий коэффициент очисти
^{137}Cs	10^2	1,5	10^2	1,2	$1,8 \cdot 10^4$
^{23}Na	10^2	1,5	10^2	1,2	$1,8 \cdot 10^4$
^{90}Sr	10^4	1,2	20	1,2	$2,9 \cdot 10^5$
^{90}Y	30	2	10	3	$1,8 \cdot 10^3$
^{144}Ce – ^{144}Pr	115	1,6	10	1,5	$2,7 \cdot 10^3$
^{95}Zr – ^{95}Nb	25	5	10	1,1	$1,4 \cdot 10^3$
^{35}S	1,1	100	10	400	$4,4 \cdot 10^5$
^{131}I	1,5	100	2	50	$1,5 \cdot 10^4$
^{32}P	1,2	10	1,2	20	$2,9 \cdot 10^2$

Установку для очистки сбросных вод с целью сокращения числа обслуживающего персонала и уменьшения коммуникаций желательно располагать в одном здании с реакторным помещением. При проектировании подобных установок следует учитывать значительное повышение удельной активности (на несколько порядков) в некоторых аппаратах (например, в ионитных фильтрах, выпарных аппаратах) по сравнению с активностью исходной воды, в связи с чем в основу разрабатываемой компоновки оборудования подобных систем должны быть заложены такие принципиальные решения, как герметизация оборудования, зонный принцип, специальный режим, дозиметрический контроль и т.п.

Разбивка помещений по зонам (первая, вторая, третья) производится в зависимости от степени возможных радиоактивных загрязнений. В первой зоне (строгого режима) обычно размещается технологическое оборудование, защитные боксы, трубопроводы, являющиеся основным источником загрязнений. Ремонтно-транспортное помещение рассматривается как вторая зона. Третья зона с операторскими и щитовыми помещениями рассматривается как чистая зона и предназначена для постоянного пребывания большинства обслуживающего персонала. Вход в первую, вторую и третью зоны может осуществляться только через санпропускник.

При компоновке оборудования с большой удельной активностью, следует особое внимание обратить на биологическую защиту и условия его демонтажа с помощью кранов с дистанционным управлением. Трубопроводы не должны мешать демонтажу аппаратов. Трубы, арматура и датчики КИП должны присоединяться к оборудованию с помощью разъемных механизмов специальной конструкции. Оборудование должно иметь лапы или раму, позволяющие дистанционно и быстро связаться с захватом крана. Основное технологическое оборудование необходимо располагать в линию («цепочками»). Задвижки и вентили должны быть расположены в отсеке вместе с основным оборудованием либо в специальном трубном коридоре с выносом приводов в другое помещение (рис. 8.3). Как видно из рисунка, отсеки для аппаратов, трубные коридоры, относящиеся к первой зоне, размещены на первом этаже, что препятствует попаданию протечек во вторую и третью зоны. При компоновке должны быть предусмотрены места для отбора проб и помещения лабораторий.

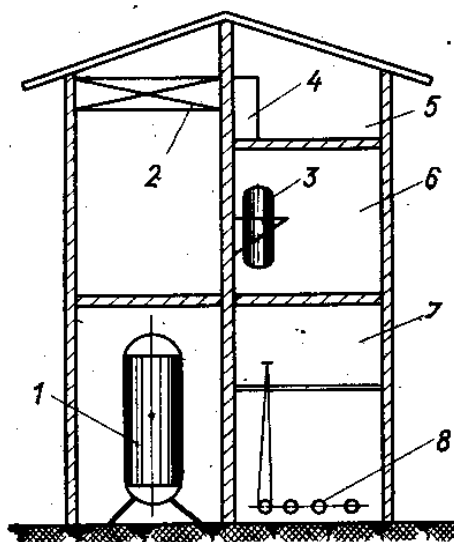


Рис. 9.3. *Схема поперечного сечения установки для переработки жидких отходов:*

1 – технологический аппарат; 2 – кран; 3 – мерники; 4 – щиты управления; 5 – цитовое помещение; 6 – напорное хозяйство; 7 – коридор для привода вентилей; 8 – трубопроводы.

Важное значение для нормальной эксплуатации очистных установок имеют правильные проектные решения вопросов вентиляции, водопровода и канализации, службы КИП, дозиметрии, санпропускного режима, мер индивидуальной защиты и техники безопасности.

10. Расчет обессоливающей установки с блочным включением фильтров (расчет «цепочек»)

Рассчитаем технологическую схему двухступенчатого обессоливания водного теплоносителя с предварительным известкованием и коагуляцией производительностью 330 м³/ч. Источник водоснабжения – р. Клязьма.

В расчете применена упрощенная методика с использованием показателей, приведенных в **табл. 10.1 и 10.2.**

В отличие от расчетной схемы, при проведении настоящего расчета декарбонизатор с баком декарбонизованной воды устанавливается перед Н-катионитным фильтром 2-ой ступени, на 1-ой ступени катионирования предусматривается как возможный вариант включения последовательно двух Н-катионитных фильтров с загрузкой их сульфогуглем и катионитом КУ-2.

В дополнение к методическим указаниям по расчету схем обессоливания необходимо отметить некоторые специфические допущения, положенные в основу расчета «цепочек»:

- расчет объемов загрузки фильтров «цепочки» проводят, предполагая, что в первую очередь истощается анионитный фильтр А₁;
- расчет начинают с первого по ходу воды фильтра, в связи с чем продолжительность работы последующих фильтров в дальнейшем принимают с коэффициентом запаса в пределах от 1,1 до 1,5 в зависимости от качества исходной воды. В процессе расчета коэффициент запаса уточняется и при необходимости расчет корректируется;
- при заданной скорости фильтрования, не превышающей 25 м/ч, производительность «цепочек» на основе стандартного ряда фильтров диаметром 1,0; 1,5; 2,0; 2,6; 3,0 и 3,4 м принимают равной соответственно 20, 45, 80, 130, 175 и 225 м³/ч;
- для проведения ремонтов оборудования предусматриваются резервные «цепочки», не загруженные ионообменными материалами;
- все операции по регенерации «цепочки» проводятся автоматически в соответствии с программой регенерации (см. **табл. 10.3**), при составлении которой учитываются:

а) взрыхление фильтров проводится поочередно, начиная А₂, водой, прошедшей «цепочку» предыдущих фильтров;

б) регенерационные растворы кислоты, приготовленные на осветленной воде, и щелочи, приготовленные на обессоленной воде, поступают двумя параллельными потоками соответственно на фильтры Н₂–Н₁–Н₁¹ и А₂–А₁. Для приготовления регенерационных растворов используют насосы-дозаторы;

Таблица 10.1. Изменение показателей качества воды по ступеням обработки

Показатель качества воды	Размерность	Исходная вода	ИК	М	Н _п	А ₁	Н ₂	Д- Б	А ₂	ФСД
$C_{Ca^{2+}} + C_{Mg^{2+}}$	мг-экв/кг	3,2	2,0***	2,0	0,02	0,02	Следы	–	–	–
C_{Na^+}	мг-экв/кг	1,08	1,08	1,08	0,10	0,10	Следы	–	–	–
$C_{HCO_3^-}$	мг-экв/кг	2,60	0,7	0,70	–	–	–	–	–	–
$C_{SO_4^{2-}}$	мг-экв/кг	1,10	1,80***	1,80	1,80	Следы	–	–	–	–
C_{Cl^-}	мг-экв/кг	0,59	0,59	0,59	0,59	0,03	0,03	0,03	Следы	–
$C_{NO_3^-}$	мг-экв/кг	0,02	0,02	0,02	0,02	Следы	–	–	–	–
$C_{SiO_3^{2-}}$	мг/кг	16,6	10	10	10	10	10	10	0,1	<0,01
C_{CO_2}	мг/кг	3,7*	–	–	34,5*	34,5	34,5	4,0	Следы	–
Взвешенные вещества	мг/кг	8-100**	10	<1	–	–	–	–	–	–
Окисляемость	мг/кг O ₂	9,0	3,0	–	–	–	–	–	–	–

* Получено расчетным путем.

** Принято для паводкового периода.

*** Рассчитано при D_к = 0,7 мг-экв/кг.

Таблица 10.2. Технический расчет фильтров

№ п/п	Показатель	Расчетная формула или принятое обозначение	Размерность	A ₂	H ₂	A ₁	H _п	M
1	Расчетная производительность	$Q_{\text{ст}} = Q_{\text{ст}}^{\text{пред}} + q_{\text{ст}}^{\text{сн}}$	м³/ч	400+0,8=400,8	400,8+5,9=406,7	406,7+0,8=407,5	407,5+10,8=418,3	418,3+21,6=439,9
2	Требуемая площадь фильтрования	$F = \frac{Q}{W}$	м²	$\frac{400,8}{30} = 13,4$	406,7/50=8,1	407,5/30=13,6	418,3/30=13,9	439,9/10=44
3	Число фильтров (в работе +регенерации)	$n+n_p$	шт	3+1	2	3+1	3+1	3+1
4	Площадь одного фильтра	$f = \frac{F}{n}$	м²	13,4/3=4,5	8,1/2=4,05	13,6/3=4,5	13,9/3=4,6	44/3=14,7
5	Характеристика стандартного фильтра	$\frac{d/f}{h_{\text{сл}}}$	м/м² м	2,6/5,3 1	2,6/5,3 1,5	2,6/5,3 2,5	2,6/5,3 2,5	3,4/18,2 0,9
6	Действительная скорость фильтрования	$W = \frac{Q_{\text{ст}}}{f \cdot n}$	м/ч	400,8/(5,3·3)=25,2	406,7/(5,3·2)=25,6	407,5/(5,3·3)=25,6	418,3/(5,3·3)=26,3	439,9/(18,2·3)=8,0
7	Тип загруженного материала	–	ионит	АВ-17	КУ-2	АН-31	КУ-2	Антрацит
8	Рабочая емкость	E_p	г-экв/м³	200	400	900	650	2 кг/м³
9	Продолжительность фильтроцикла	$T+t = \frac{f \cdot h_{\text{сл}} \cdot e \cdot n}{Q_{\text{сн}} \cdot C}$	ч	$\frac{5,3 \cdot 1 \cdot 200 \cdot 3}{400,8 \left(\frac{10}{76,1} + \frac{4,0}{44} \right)} = 35,6$	$\frac{5,3 \cdot 1,5 \cdot 400 \cdot 2}{406,7 \cdot 0,1} = 156$	$\frac{5,3 \cdot 2,5 \cdot 900 \cdot 3}{407,5(1,80 + 0,59 + 0,02)} = 36,6$	$\frac{5,3 \cdot 2,5 \cdot 650 \cdot 3}{418,3(2,0 + 1,08)} = 20,2$	$\frac{18,2 \cdot 0,9 \cdot 2,0 \cdot 3}{439,9 \cdot 0,01} = 22,4$
10	Суточное число регенераций всех фильтров	$m = \frac{24n}{T+t}$	регенерация сутки	$\frac{24 \cdot 3}{35,6} = 2,01$	$\frac{24 \cdot 2}{156} = 0,31$	$\frac{24 \cdot 3}{36,6} = 1,97$	$\frac{24 \cdot 3}{20,6} = 3,57$	$\frac{24 \cdot 3}{22,4} = 3,21$
11	Удельный расход реагента	b	кг/м³	100	60	50	60	–
12	Расход 100%-ного реагента на регенерацию	$\sigma_{100} = f \cdot h_{\text{сл}} \cdot b$	кг/регенер.	5,3·1·100=530	5,3·1,5·60=477	5,3·2,5·50=662	5,3·2,5·60=795	–
13	Суточный расход 100 %-ного реагента на регенерацию	$\sigma_{\text{сут}}^{100} = \sigma^{100} \cdot m$	кг/сут	530·2,01=1060	477·0,31=148	662·1,97=1305	795·3,57=2840	–
14	Удельный расход воды на взрыхление фильтра	t	л/(с·м²)	3,0	3,0	3,0	–	12
15	Время взрыхления фильтра	$\tau_{\text{взр}}$	мин	10	10	10	–	15
16	Расход воды на взрыхление фильтра	$V_{\text{взр}} = \frac{f \cdot i \cdot \tau_{\text{взр}} \cdot 60}{1000}$	м³/регенер.	$\frac{5,3 \cdot 3,0 \cdot 10 \cdot 60}{1000} = 9,3$	$\frac{5,3 \cdot 3,0 \cdot 10 \cdot 60}{1000} = 9,3$	$\frac{5,3 \cdot 3,0 \cdot 10 \cdot 60}{1000} = 9,3$	–	$\frac{18,2 \cdot 12 \cdot 15 \cdot 60}{1000} = 197$
17	Концентрация регенерационного раствора	$c_{\text{р.р.}}$	%	4	3	4	1	–
18	Расход воды на приготовление регенерационного раствора	$\frac{V_{\text{р.р.}} \cdot \sigma_{100} \cdot 100}{c_{\text{р.р.}} \cdot 10^3}$	м³/регенер.	$\frac{530 \cdot 100}{4 \cdot 10^3} = 13,2$	$\frac{477 \cdot 100}{3 \cdot 10^3} = 15,9$	$\frac{662 \cdot 100}{4 \cdot 10^3} = 16,5$	$\frac{795 \cdot 100}{1 \cdot 10^3} = 79,5$	–
19	Удельный расход воды на отмывку	a	м³/м	9	5	8	5	1
20	Расход воды на отмывку	$V_{\text{отм}} = f \cdot h_{\text{сл}} \cdot a$	м³/регенер.	5,3·1·9=47,7	5,3·1,5·5=39,8	5,3·2,5·8=106	5,3·2,5·5=66,2	18,2·0,9·1=16,4
21	Суммарный расход воды на регенерацию	$V_{\Sigma} = V_{\text{взр.}} + V_{\text{р.р.}} + V_{\text{отм.}}$	м³/регенер.	9,3+ 13,2 + 47,7=70,2	9,3+ 15,9 + 39,8=64,0	9,3+ 16,5 + 106=131,8	79,5+ 66,2=145,7	197+ 16,4=213,4
22	Часовой расход на собственные нужды	$q_{\text{ст}}^{\text{сн}} = \frac{V_{\Sigma} \cdot m}{24}$	м³/ч	$\frac{70,2 \cdot 2,0}{24} = 5,9$	$\frac{64,0 \cdot 0,31}{24} = 0,8$	$\frac{131,8 \cdot 1,97}{24} = 10,8$	$\frac{145,7 \cdot 3,57}{24} = 21,6$	$\frac{213,4 \cdot 3,21}{24} = 28,5$
23	Скорость пропуска регенерационного раствора	$W_{\text{р.р.}}$	м/ч	5	5	5	10	–
24	Время пропуска регенерационного раствора	$\tau_{\text{р.р.}} = \frac{V_{\text{р.р.}} \cdot 60}{f \cdot W_{\text{р.р.}}}$	мин	$\frac{13,2 \cdot 60}{5,3 \cdot 5} = 30$	$\frac{15,9 \cdot 60}{5,3 \cdot 5} = 36$	$\frac{106 \cdot 60}{5,3 \cdot 10} = 120$	$\frac{66,2 \cdot 60}{5,3 \cdot 10} = 75$	$\frac{16,4 \cdot 60}{18,2 \cdot 8} = 7$
25	Скорость отмывки	$W_{\text{отм}}$	м/ч	5	5	10	10	8
26	Время отмывки	$\tau_{\text{отм}} = \frac{V_{\text{отм}} \cdot 60}{f \cdot W_{\text{отм}}}$	мин	$\frac{47,7 \cdot 60}{5,3 \cdot 5} = 108$	$\frac{39,8 \cdot 60}{5,3 \cdot 5} = 908$	$\frac{106 \cdot 60}{5,3 \cdot 10} = 120$	$\frac{66,2 \cdot 60}{5,3 \cdot 10} = 75$	$\frac{16,4 \cdot 60}{18,2 \cdot 8} = 7$
27	Суммарное время регенерации фильтра	$t = \tau_{\text{взр}} + \tau_{\text{р.р.}} + \tau_{\text{отм}}$	мин	10 + 30 + 108 = 148	10 + 36 + 90 = 136	10 + 37 + 120 = 167	90 + 75 = 165	15 + 7 = 22

Таблица 10.3. Программа регенерации фильтров «цепочки»

Начало операций, ч, мин	Операция	Продолжительность операций, мин	Скорость фильтрования, м/ч	Расход воды, м ³
0,00	Взрыхление А ₂ водой после Н ₁	15	10	18
0,15	Взрыхление Н ₂ водой после А ₂	15	10	18
0,30	Взрыхление А ₁ водой после Н ₁	15	10	18
0,45	Взрыхление Н ₁ водой после Н ₁ ¹	15	10	18
0,60	Взрыхление Н ₁ ¹ осветленной водой	15	10	18
1,15	Пропуск регенерационных растворов 4 %-ного NaOH, приготовленного на обессоленной воде	45	4	21
1,15	1,5 %-ная Н ₂ SO ₄ , приготовленная на осветленной воде	30	10	35
1,45	5 %-ная Н ₂ SO ₄ , приготовленная на осветленной воде	20	10	24
2,00	Отмывка анионитных фильтров по линии регенерации обессоленной водой	155	4	73
2,05	Отмывка катионитных фильтров по линии регенерации осветленной водой	150	10	178
4,35	Отмывка Н ₁ ¹ , осветленной водой со сбросом в дренаж	30	10	35
5,05	Отмывка Н ₁ водой после Н ₁ ¹ со сбросом в дренаж	30	10	35
5,35	Отмывка А ₁ водой после Н, со сбросом в дренаж	30	10	35
6,10	Отмывка Н ₂ декарбонизированной водой со сбросом в дренаж	20	10	24
6,30	Отмывка А ₂ водой после Н ₂ со сбросом в дренаж	30	10	35
7,00	Отмывка при рециркуляции Н ₂ –А ₂ –Н ₁ ¹ –Н ₁ –А ₁ –Б	20	10	–
7,20	Включение в работу			

в) отмывка фильтров проводится по трассе регенерации;

г) доотмывка фильтров осуществляется вначале для каждого фильтра и заканчивается рециркуляцией декарбонизованной воды через всю «цепочку» в обвод декарбонизатора с помощью насосов декарбонизованной воды.

10.1. Расчет Н-катионитных фильтров 1-й ступени (H_1^1 и H_1)

1. Исходя из общей производительности ВПУ, единичную производительность «цепочки» выбираем равной $175 \text{ м}^3/\text{ч}$ на основе фильтров диаметром 3,0 м. Высота слоя загрузки в Н-фильтрах 1-й ступени принята равной 2,5 м, объем загрузки $17,7 \text{ м}^3$. Фильтрующий материал в фильтре H_1^1 – сульфуголь, в фильтре H_1 – катионит КУ-2.

2. Количество воды, которое может быть обработано в первом корпусе до проскока жесткости при

$$E_{\text{cy}}^{\text{Ca+Mg}} = 350 \text{ г-экв/м}^2,$$
$$\frac{VE_{\text{cy}}^{\text{Ca+Mg}}}{C_{\text{Ca+Mg}}} = \frac{17,7 \cdot 350}{2,0} = 3100 \text{ м}^3.$$

3. Количество катионита КУ-2, необходимое для поглощения катионов натрия из 3100 м^3 воды во втором корпусе при $E_{\text{КУ-2}}^{\text{N}} = 400 \text{ г-экв/м}^3$,

$$\frac{3100 \cdot 1,08}{400} = 8,4 \text{ м}^3.$$

4. Остальное количество катионита КУ-2 в фильтре H_1 , т.е. $17,7 - 8,4 = 9,3 \text{ м}^3$, может быть использовано условно до проскока катионов натрия. Принимая, что рабочая емкость КУ-2 по катионам натрия в 2,1 раза меньше, чем по жесткости, определяем количество воды, которое фильтр H_1 может пропустить дополнительно ($E_{\text{КУ-2}}^{\text{Ca+Mg}} = 800 \text{ г-экв/м}^3$):

$$\frac{9,3 \cdot 800}{2,0 + 2,1 \cdot 1,08} = 1750 \text{ м}^3.$$

5. Общее количество воды, которое могут пропустить оба корпуса 1-й ступени за фильтроцикл, составит:

$$3100 + 1750 = 4850 \text{ м}^3.$$

6. Коэффициент запаса, учитывающий расход воды на собственные нужды, принимаем равным 1,1.

10.2. Расчет ОН-анионитных фильтров 1-й ступени (A_1)

1. Количество воды, пропущенное через фильтр A_1 в межрегенерационный период, составляет:

$$\frac{4850}{1,1} = 4400 \text{ м}^3.$$

2. Объем анионита АН-31, необходимый для обработки 4400 м³ воды при $E_{АН-31} = 900$ г-экв/м³ и $C_{Cl^-+SO_4^{2-}+NO_3^-} = 2,41$ мг-экв/кг:

$$\frac{4400 \cdot 2,41}{900} = 11,8 \text{ м}^3.$$

3. В результате использования емкости анионита АН-31 при отмывке фильтров А₁, Н₂ и А₂ в течение соответственно 30, 20 и 30 мин при скорости отмывки 10 м/ч необходимый объем досыпки анионита в фильтр А₁ равен:

$$\frac{7,1 \cdot 10 \cdot (30 + 20 + 30)}{60 \cdot 2,41 \cdot 900} = 2,5 \text{ м}^3.$$

4. Общая высота слоя анионита в фильтре А₁:

$$\frac{11,8 + 2,5}{7,1} = 2,0 \text{ м}.$$

5. Коэффициент, запаса принимаем равным 1,0.

10.3. Расчет Н-катионитных фильтров 2-й ступени (Н₂)

1. Материал загрузки фильтров – сульфуголь ($E_{cy}^{Na} = 200$ г-экв/м³).

2. Необходимый объем загрузки сульфуголя в фильтр Н₂ при $C_{Na^+} = 0,2$ мг-экв/кг:

$$\frac{4400 \cdot 0,2}{200} = 4,4 \text{ м}^3.$$

3. Необходимый объем досыпки в фильтр сульфуголя, емкость которого используется в процессе отмывки «цепочки» осветленной водой в течение 150 мин со скоростью 10 м/ч, составит:

$$\frac{7,1 \cdot 10 \cdot 150}{60} \cdot \frac{3,08}{350} = 1,6 \text{ м}^3.$$

4. Общая высота слоя сульфуголя в фильтре Н₂:

$$\frac{4,4 + 1,6}{7,1} = 0,9 \text{ м}.$$

10.4. Расчет ОН-анионитных фильтров 2-й ступени (А₂)

1. Материал загрузки фильтров – анионит АВ-17.

($E_{AB-17}^{HSiO_3^-} = 200$ г-экв/м³).

2. Количество анионита, необходимое для поглощения $10/76+4/44 = 0,36$ мг-экв/кг анионов слабых кислот из 4400 м³ воды, составит:

$$\frac{4400 \cdot 0,36}{200} = 7,9 \text{ м}^3.$$

3. Высота слоя анионита в фильтре А₂ равняется $7,9/7,1 = 1,1$ м.

Количество одновременно работающих цепочек с учетом расхода обессоленной воды на собственные нужды, принятого равным 5 %:

$$\frac{330 \cdot 1,05}{175} = 2,0.$$

К установке примыкают четыре цепочки, из которых две рабочих, одна – регенерационная и одна – резервная без загрузки материалов в фильтры.

Выбор вспомогательного оборудования ВПУ, расчет воды на собственные нужды и определение продолжительности отдельных операций при регенерации проводят по методике, рассмотренной ранее.

В табл. 10.3 приведена примерная программа регенерации фильтров «цепочки».

В соответствии с программой регенерации фильтров уточненный расход воды на собственные нужды «цепочек» составит:

а) обессоленной воды: $21+73=94$ м³, т. е. $97 \cdot 100/4400 = 2,2$ %;

б) осветленной воды: $18+18+18+18+18+35+24+178+35+35+35+24+35 = 491$ м³, т.е. $491 \cdot 100/4400 = 11,0$ %.

С учетом расхода осветленной воды на собственные нужды принятый коэффициент запаса, равный 1,1, для Н-фильтров 1-й ступени требует формального уточнения, однако, принимая во внимание заданную точность расчета (до первого знака после запятой), достоверность полученных параметров расчетной схемы представляется достаточной.

11. Расчет электродиализной установки (ЭДУ)

Спроектируем электродиализную установку циркуляционного типа производительностью $10 \text{ м}^3/\text{ч}$. Источник водоснабжения – вода артезианской скважины с общим солесодержанием 6850 мг/кг , солесодержание обработанной воды не должно превышать величины 500 мг/кг .

В ЭДУ используются ионитные мембраны российского производства типов МК и МА толщиной $0,7 \text{ мм}$, размером $500 \times 1500 \text{ мм}$ с удельным поверхностным сопротивлением для стандартных условий ($0,1 \text{ н. раствор NaCl}$) $30 \text{ Ом} \times \text{см}^2$. Прокладочные рамки изготавливают из паронита толщиной $0,8 \text{ мм}$. В мембранном пространстве уложены турбулизирующие сетки – сепараторы из винипласта, определяющие значения коэффициентов экранирования мембран и электрического сопротивления камеры равными соответственно $0,75$ и $0,54$. Потеря напряжения на электродах $E_a = 4 \text{ В}$, Напряжение постоянного тока в течение цикла остается неизменным. Анализ исходной воды артезианской скважины, прошедшей стадию осветления, приведен в табл. 11.1.

Таблица 11.1. Анализ исходной осветленной воды

Катион	Содержание ионов		Анион	Содержание ионов	
	мг/кг	мг-экв/кг		мг/кг	мг-экв/кг
Ca^{2+}	185	9,3	SO_4^{2-}	1565	32,6
Mg^{2+}	358	29,4	Cl^-	2728	76,9
Na^+	1479	64,3	HCO_3^-	170	2,8
K^+	365	9,3	–	–	–
Всего	2387	112,3	Всего	4463	112,3

Среднее солесодержание 1 мг-экв:

$$\mathcal{E}_{cp} = \frac{6850}{112,3} = 61 \text{ мг/мг-экв.}$$

Ионная сила раствора:

$$\mu = \frac{1}{2} \sum C_i \cdot z_i^2 = [(9,3 + 29,4 + 32,6) + 0,5(64,3 + 9,3 + 76,9 + 2,8)] \times 10^{-3} = 0,15.$$

Проверим ионную силу раствора по эмпирической формуле:

$$\mu = 0,000022(\sum_{Km} + \sum_{An}) = 0,000022 \times 6850 = 0,15.$$

Расчет электродиализной установки циркуляционного типа состоит в определении следующих величин.

1. Коэффициент допустимого концентрирования в рассольных камерах:

$$K^* = \frac{19\mu \cdot 10^{-4}}{C_{Ca^{2+}} + C_{SO_4^{2-}}} = \frac{19 \cdot 0,15 \cdot 10^{-4}}{4,65 \cdot 10^{-3} \cdot 16,3 \cdot 10^{-3}} = 3,8.$$

*Вывод основных уравнений и зависимостей к расчету ЭДУ приведен в книге: Апельцин И. Э., Клячко В. А. Опреснение воды. М., Стройиздат, 1968.

Концентрация ионных примесей в рассольных камерах можно уменьшить до $112,3 \cdot 3,8 = 426,0$ мг-экв/кг.

2. Количество растворенных примесей, удаленных за 1 ч работы ЭДУ, при снижении общего солесодержания с 6850 до 500 мг/кг составит:

$$Q(C_{\text{нач}} - C_{\text{кон}}) = 10 \left(112,3 - \frac{500}{61} \right) = 1041 \text{ г-экв/ч.}$$

3. Количество электричества, необходимое для работы ЭДУ при заданном качестве воды, составит:

$$(It)_{\text{факт}} = \frac{26,8Q(C_{\text{нач}} - C_{\text{кон}})}{\eta_{\text{э}}},$$

где $\eta_{\text{э}}$ – коэффициент выхода по току, зависящий от исходного солесодержания воды. Для расчетных условий $\eta_{\text{э}} = 0,84$, тогда:

$$(It)_{\text{факт}} = \frac{26,8 \cdot 1041}{0,84} = 33200 \text{ А-ч.}$$

4. Оптимальную плотность тока i_m определяют по табличным данным в зависимости от принятой стоимости электроэнергии и мембран. Для расчетных условий $i_m = 0,007$ А/см².

5. Общая площадь мембран ЭДУ при $i_m = 0,0007$ А/см² составит:

$$F_M = \frac{(It)_{\text{факт}}}{i_t} = \frac{33,2 \cdot 10^3}{0,007} = 47,4 \cdot 10^5 \text{ см}^2.$$

6. Число пар мембран в аппарате равно:

$$N = \frac{F_M}{f_{\text{нетто}}} = \frac{47,4 \cdot 10^5}{5,6 \cdot 10^3} = 845,$$

где $f_{\text{нетто}}$ – площадь единичной мембраны, равная:

$$0,75 \cdot 50 \cdot 150 = 5,6 \cdot 10^3 \text{ см}^2.$$

7. Принимаем четыре параллельно работающих ванны ($m=4$) с числом пар мембран в каждой $n = 845/4 = 211$.

8. Необходимое напряжение электрического тока на клеммах выпрямителя зависит от удельной проводимости раствора в обессоливающих и рассольных камерах, удельной проводимости, и потенциала мембран, падения напряжения на электродах.

9. Удельную электрическую проводимость водных растворов $\lambda_{\text{в}}$ можно рассчитать по уравнению:

$$\lambda_{\text{в}} = K_{\text{э}} \cdot c^{1-b}$$

где K_s – коэффициент пропорциональности, равный $1/8300$;

значение $1-b$ для вод различных типов составляет $0,805-0,935$. Для вод артезианских скважин $1-b = 0,875$, для раствора NaCl $1-b = 0,905$.

Удельная проводимость в начале цикла:

- обрабатываемой воды:

$$\lambda_B^H = \frac{112,3^{0,875}}{8300} = 0,76 \cdot 10^{-2} \text{ См/см};$$

- рассола при кратности концентрирования 3,8:

$$\lambda^{HP} = \frac{426,0^{0,905}}{8300} = 2,88 \cdot 10^{-2} \text{ См/см}.$$

Удельная электрическая проводимость обрабатываемой воды в конце цикла:

$$\lambda_B^K = \frac{8,2^{0,875}}{8300} = 0,76 \cdot 10^{-3} \text{ См/см}.$$

10. Внутреннее электрическое сопротивление одной камеры определяется по уравнению:

$$R = \frac{1}{f_{\text{н\acute{e}тто}}} \left[\frac{d(1+K_c)}{\lambda_B} + \frac{d(1+K_c)}{\lambda_P} + \rho_k + \rho_a \right], \text{ Ом},$$

где d – расстояние между мембранами, см;

K_c – коэффициент электрического сопротивления, создаваемого турбулизирующей сеткой;

ρ_k, ρ_a – удельное поверхностное сопротивление мембран ($\rho_k = \rho_a = 30 \text{ Ом} \cdot \text{см}^2$).

Электрическое сопротивление камеры в начале цикла:

$$R_{\text{нач}} = 1,44 \cdot 10^{-2} \text{ Ом}.$$

Электрическое сопротивление камеры в конце цикла:

$$R_{\text{кон}} = \frac{1}{5,6 \cdot 10^3} \left[\frac{0,8 \cdot 10^{-1}(1+0,54)}{0,76 \cdot 10^{-2}} + \frac{0,8 \cdot 10^{-1}(1+0,54)}{2,88 \cdot 10^{-2}} + 30 + 30 \right] = 4,05 \cdot 10^{-2} \text{ Ом}.$$

Среднее электрическое сопротивление одной камеры:

$$R_{cp} = R_{\text{нач}} + \frac{R_{\text{кон}}}{2} = \frac{(1,44 + 4,05) \cdot 10^{-2}}{2} = 2,75 \cdot 10^{-2} \text{ Ом}.$$

11. Для вычисления потенциала мембраны используется уравнение:

$$E_M = 0,1 \lg \left(\frac{C_p}{C_b} \right).$$

В начале цикла:

$$E_M^H = 0,11 \lg \left(\frac{3,8 \cdot 6,85}{6,85} \right) = 0,058 \text{ В.}$$

В середине цикла:

$$E_M^{cp} = 0,11 \lg \left(\frac{3,8 \cdot 6,85}{\frac{6,85}{2}} \right) = 0,088 \text{ В.}$$

В конце цикла:

$$E_M^K = 0,11 \lg \left(\frac{3,8 \cdot 6,85}{0,5} \right) = 0,172 \text{ В.}$$

12. Напряжение на ванне, необходимое для поддержания расчетной плотности тока, определяется по уравнению:

$$U = i_T \cdot f_{\text{нетто}} \cdot n \cdot R_{cp} + E_3 + 2n \cdot E_M^{cp} = 0,007 \cdot 5,6 \cdot 10^3 \cdot 211 \cdot 2,75 \cdot 10^{-2} + 4 + 2 \cdot 211 \cdot 0,088 = 269 \text{ В.}$$

13. При данном напряжении определим плотность тока в начале и конце цикла.

$$\text{В начале цикла } i_T^H = \frac{269 - (4 + 2 \cdot 211 \cdot 0,058)}{5,6 \cdot 10^3 \cdot 211 \cdot 1,44 \cdot 10^{-2}} = 0,014 \text{ А/см}^2.$$

$$\text{В конце цикла } i_T^K = \frac{269 - (4 + 2 \cdot 211 \cdot 0,172)}{5,6 \cdot 10^3 \cdot 211 \cdot 4,05 \cdot 10^{-2}} = 0,004 \text{ А/см}^2.$$

14. Деполяризующая скорость движения воды и рассола в камерах должна быть равна или превышать практическую скорость, значение которой в зависимости от типа турбулизирующей сетки составляет 2,9-9,3 см/с. Для сетки из перфорированного гофрированного винипласта выбираем деполяризующую скорость движения воды 5,5, см/с.

15. Расход обрабатываемой воды и рассола через аппараты ЭДУ должен составлять:

$$Q = m \cdot n \cdot d \cdot l \cdot W_{\text{деп}} = 4 \cdot 211 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 0,42 \cdot 5,5 \cdot 10^{-2} = 15,6 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с} = 56 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

16. Расход электроэнергии на обработку воды в ЭДУ (собственно электродиализ):

$$N_3 = \frac{i_T \cdot f_{\text{нетто}} \cdot U \cdot m}{1000} = \frac{0,007 \cdot 5,6 \cdot 10^3 \cdot 269 \cdot 4}{1000} = 42,0 \text{ кВт} \cdot \text{ч.}$$

Для прокачивания воды и рассола через аппараты ЭДУ выбираем четыре насоса типа 2Х-9Е×3 производительностью 29 м³/ч, напором 14 м вод. ст. в комплекте с электродвигателями мощностью N = 5,5 кВт.

17. Расход электроэнергии на обработку 1 м³ воды в ЭДУ составит:

$$\frac{N_3 + 4N_4}{Q} = \frac{42 + 4 \cdot 5,5}{10} = 6,4 \text{ кВт} \cdot \text{ч/м}^3.$$

12. Исходные положения для технико-экономических расчетов при проектировании водоподготовительных установок

Основным критерием для оценки экономичности водоподготовительной установки при сравнении конкурирующих схем водоподготовки является среднегодовая стоимость обработки 1 м³ воды.

Стоимость 1 м³ воды определяется по уравнению:

$$g = \frac{\Sigma B}{\Sigma n \cdot Q}, \text{ руб/м}^3. \quad (12.1)$$

где g – стоимость 1 м³ воды, руб.;

ΣB – суммарная стоимость годовых эксплуатационных расходов, руб.;

$\Sigma n \cdot Q$ – годовая полезная производительность водоподготовительной установки, м³/год;

где n – число часов работы установки в течение года, которое обычно принимается равным 7 000 ч;

Q – часовая полезная производительность установки, м³/ч.

Суммарная стоимость годовых эксплуатационных расходов складывается из следующих величин:

Отчисления на амортизацию здания и оборудования	Γ
Расходы на ремонт здания и оборудования	H
Расходы на содержание эксплуатационного персонала	$З$
Общестанционные расходы	O
Расходы на покрытие стоимости воды поданной на водоподготовительную установку, включая стоимость воды, потребляемой на собственные нужды установки	Π
Расходы на подогрев обрабатываемой воды	P
Расходы на электроэнергию	$\mathcal{E}$
Расходы на реагенты и добавок фильтрующих материалов вследствие их износа	X

Следовательно:

$$\Sigma B = \Gamma + H + З + O + \Pi + P + \mathcal{E} + X, \text{ руб/год.} \quad (12.2)$$

Входящие в уравнение (12.2) слагаемые определяются по следующим уравнениям.

Величина отчислений на амортизацию зданий и оборудования определяется по уравнению:

$$\Gamma = \alpha \cdot D + \beta \cdot E, \text{ руб/год,} \quad (12.3)$$

где D – стоимость строительства здания установки, руб.;

E – стоимость оборудования, контрольно-измерительных приборов, средств автоматики и трубопроводов с учетом стоимости их монтажа, а

также стоимость фильтрующих материалов, загруженных в осветлительные и ионитные фильтры, руб.;

α – отчисления на амортизацию в долях от величины D ($\alpha = 0,025$ для каркасных зданий и $\alpha = 0,032$ для зданий с кирпичными столбами и железобетонными перекрытиями);

β – отчисления на амортизацию в долях от величины E (в проектах обычно принимается $\beta = 0,083$).

Величина D определяется по уравнению:

$$D = 1,2(MH + 0,2MH) = 1,44MH, \quad (12.4)$$

где M – средняя стоимость 1 м³ здания, руб/м³;

H – кубатура здания установки, м³;

0,2 – коэффициент, учитывающий стоимость фундаментов под оборудование, прямков, каналов и пр. в долях от стоимости здания;

1,2 – коэффициент, учитывающий дополнительные и непредвиденные расходы на проектно-изыскательские работы в долях от стоимости здания и фундаментов.

Величина E определяется по уравнению:

$$E = 1,05(1,4K + 1,15T) + L = 1,47K + 1,27T + L, \quad (12.5)$$

где K – стоимость оборудования, контрольно-измерительных приборов и средств автоматики, руб.;

T – стоимость трубопроводов и арматуры, руб.;

L – стоимость материалов, загружаемых в фильтры, руб.;

1,4 – коэффициент, учитывающий стоимость монтажа оборудования;

1,15 – коэффициент, учитывающий стоимость монтажа трубопроводов;

1,05 – коэффициент, учитывающий 5 %-ные начисления от стоимости оборудования, трубопроводов и их монтажа.

Величина H определяется по уравнению:

$$H = 0,2G, \text{ руб/год.} \quad (12.6)$$

Величина Z определяется по уравнению:

$$Z = 1,36Z_0, \text{ руб/год,} \quad (12.7)$$

где Z_0 – основная зарплата, которая устанавливается штатным расписанием и должностными окладами, руб.;

1,36 – коэффициент, учитывающий начисления на зарплату.

Величина O определяется по уравнению:

$$O = 0,3(Z + G + H), \text{ руб/год.} \quad (12.8)$$

Величина Π определяется по уравнению:

$$\Pi = e \cdot n(Q + q_4), \text{ руб/год,} \quad (12.9)$$

где e – стоимость 1 м³ исходной воды, руб/м³ (при подаче воды на установку непосредственно из источника водоснабжения $e = 0,002$ руб/м³;

при заборе ее из действующего водопровода – по установленной цене на воду);

$q_{\text{ч}}$ – часовой расход воды на собственные нужды установки, м³/ч.

Величина P определяется по уравнению:

$$P = \frac{a \cdot \Delta t \cdot n(Q + q_{\text{ч}}) \cdot 1000}{10^6} = 0,001a \cdot \Delta t \cdot n, \text{ руб/год}, \quad (12.10)$$

где Δt – среднегодовая величина подогрева воды, °С;

a – ориентировочная стоимость тепла, руб/Гкал.

Величина $\mathcal{E}$ определяется по уравнению:

$$\mathcal{E} = N \cdot k, \text{ руб/год}, \quad (12.11)$$

где N – расход электроэнергии на нужды установки, кВт·ч/год;

k – отпускная стоимость электроэнергии, руб/кВт·ч.

Величина X определяется по уравнению:

$$X = \Sigma G C, \text{ руб/год}, \quad (12.12)$$

где G – годовой расход реагента, кг/год;

C – преysкурaнтная цена реагента, руб/кг.

Для того чтобы выполнить полностью указанные технико-экономические расчеты, необходимо произвести технологические расчеты, начертить развернутую схему водоподготовки и компоновочные чертежи водоподготовительной установки. Руководствуясь развернутой схемой водоподготовки, следует составить полный перечень оборудования, арматуры, контрольно-измерительных приборов, требующегося количества фильтрующих материалов, объем здания химцеха и подсчитать стоимость всего указанного, пользуясь сложившейся структурой цен. Количество трубопроводов, а следовательно, и их стоимость определяются на основании компоновочных чертежей.

13. Принципы компоновки аппаратуры водоподготовительных установок

На АЭС водоподготовительные установки обычно выносятся в отдельное здание либо размещаются в здании объединенного вспомогательного корпуса. Отдельное здание водоподготовительной установки удобнее располагать со стороны постоянной торцевой стены главного здания АЭС, причем расширение ее предусматривается в сторону, противоположную расширению главного здания станции. Торцевая нерасширяемая часть здания водоподготовки выполняется обычно в виде трех- или четырехэтажного корпуса, предназначенного для установки промывочных баков, химической лаборатории, служебных и бытовых помещений.

Размещение водоподготовительной установки в отдельном здании имеет ряд преимуществ:

- упрощается возможность дальнейшего расширения установки;
- проще решается вопрос приема реагентов, так как здание водоподготовки может быть обеспечено подъездными железнодорожными путями;
- создаются более легкие условия удаления отходов (недопала извести, отработанных фильтрующих материалов).

Однако такое размещение влечет за собой сооружение бытовых помещений (душей, санузлов и т.п.), требуются дополнительные капитальные вложения на длинные трубопроводы, соединяющие водоподготовительную установку с главным зданием АЭС.

При размещении водоподготовительной установки в объединенном вспомогательном корпусе или в пристройке к зданию АЭС отпадает необходимость сооружения специальных бытовых помещений, сокращается длина соединительных трубопроводов. С другой стороны, такое размещение усложняет последующее расширение установки и доставку реагентов, так как только в исключительных случаях удастся подтянуть к складам водоподготовки железнодорожный путь.

Здание водоподготовительной установки в основном одноэтажное. Размеры его должны учитывать возможность сооружения корпуса с применением сборного железобетона (пролет кратен 6 м; шаг между колоннами 6 или 12 м).

Компоновка оборудования должна учитывать возможность дальнейшего расширения установки. При компоновке основного оборудования водоподготовительной установки должны быть обеспечены удобное расположение аппаратов, облегчающее работу обслуживающего персонала, полное использование помещения, минимальные затраты на со-

оружение здания и фундаментов под оборудование, вентиляция и по возможности удовлетворительные условия естественного освещения. Желательно располагать оборудование в соответствии с технологической схемой обработки воды. Кроме того, необходимо учесть возможность удобного монтажа, ревизии, ремонта аппаратуры и замены изношенного оборудования новым. Исходя из этих положений, целесообразно размещать всю тяжелую аппаратуру на полу здания.

В зале, где устанавливаются механические и ионитные фильтры проход между этими аппаратами и стеной должен быть не менее 500 мм, а свободный проход между соседними фильтрами после монтажа фронтных трубопроводов – не менее 700 мм. При расположении фильтров фронтами друг к другу ширина коридора, образующегося между выступающими частями должна быть не менее 2 м.

Осветлители, громоздкие декарбонизаторы и баки, емкости для хранения концентрированной серной кислоты располагаются, как правило, на открытом воздухе с применением в необходимых случаях обогрева и теплоизоляции. Помещения под осветлителями, расположенными вне здания, должны соединяться теплым коридором с основным зданием водоподготовки. Баки, расположенные внутри или вблизи здания водоподготовки, обычно предусматриваются только для целей собственных нужд установки, а именно для хранения растворов реагентов, предварительно очищенной, коагулированной, известкованной и обессоленной воды, промывочных вод осветлительных фильтров, воды для взрыхления ионитных фильтров и, наконец, баков, служащих для регенерации промывочных вод осветлительных фильтров. В случае расположения этих баков на уровне земли устанавливают по одному насосу для промывки и взрыхления.

Для хранения запаса обессоленной воды и сбора загрязненного конденсата, а также для накопления воды, расходуемой на промывки оборудования на АЭС с реакторами мощностью 440, 600 и 1000 МВт, устанавливаются три бака емкостью по 1 000 м³, а на АЭС с реакторами РБМК – три бака емкостью по 500 м³ с соответствующей противокоррозионной защитой внутренней поверхности. Один из трех баков предназначен для сбора загрязненного конденсата.

Реагентное хозяйство со всеми приспособлениями обычно размещается в одном здании с водоподготовкой. Сюда относится механизированный склад для хранения и транспортирования основных реагентов (извести, каустического магнезита, глинозема, хлорида натрия) и фильтрующих материалов, а также гидравлические мешалки, гасильные устройства для извести и растворители соли. Склад реагентов обслуживается железнодорожным путем широкой колеи. При речном или мор-

ском транспорте склад реагентов может располагаться у причала, отдельно от здания водоподготовки, для непосредственного приема выгружаемых из барж материалов.

Склад реагентов располагается обычно или у постоянного торца (поперечное расположение), или вдоль здания водоподготовки (продольное расположение). Продольное расположение склада рекомендуется при больших расходах реагентов, причем емкость склада каждого реагента должна обеспечивать выгрузку не менее одного вагона. Во всех случаях емкость склада должна обеспечивать приемку квартальной потребности всех реагентов.

Склады извести, гидроксида натрия, каустического магнезита и серной кислоты должны быть изолированы от остальных помещений.

Фосфаты рекомендуется хранить на складе водоподготовки и там же иметь мешалку и насос для приготовления раствора и подачи его в расходные баки основного оборудования.

Аппаратура непрерывной продувки обычно размещается в главном здании АЭС, причем расширители устанавливаются в помещении котельной, а теплообменники для использования тепла продувочных вод устанавливаются либо в котельной, либо в насосном коридоре. В тех редких случаях, когда теплообменники продувочной воды ставятся на необработанной воде, их располагают также и в здании водоподготовки, куда подводится продувочная вода.

Заключение

Учебное пособие посвящено вопросам проектирования водоподготовительных установок с реакторами ВВЭР и РБМК. Основное внимание уделено выбору схемы ВПУ. Представлены требования к качеству обрабатываемой воды после проведения каждой стадии ее очистки. Показано влияние последовательности проведения определенных стадий обработки воды на качество получаемого водного теплоносителя. В различной литературе требования к теплоносителю АЭС несколько отличаются, особенно при увеличении мощности атомного реактора, но основная цель – описание методики и последовательности проведения расчетов – достигнута, а уточнение величин, использованных при их проведении, не приведет к существенным отклонениям в окончательных результатах расчетов.

При описании методики расчетов не указана конкретная производительность обессоливающей установки, а основное внимание уделено подбору стандартного промышленного технологического оборудования на каждой стадии обработки воды.

Необходимо отметить, что количество однотипных аппаратов на каждой стадии обработки воды может меняться в зависимости от производительности ВПУ, но это не приведет к ухудшению качества получаемого водного теплоносителя.

Список литературы

1. Водоподготовка и водно-химические режимы теплоэлектростанций: Учебно-методическое пособие для студентов дневной и заочной формы обучения специальности 1-43 01 04 «Тепловые электрические станции» и 1-43 01 05 «Промышленная теплоэнергетика» / В.А. Чиж, Н.Б. Карницкий. – Мн.: БНТУ, 2004. – 100 с.
2. Перспективы развития атомной энергетики России в XXI в. // Теплоэнергетика. – 2000. – №10. С. 14-18.
3. Новодережкин Р.А. Насосные станции технического водоснабжения тепловых и атомных электростанций. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 264 с.
4. Копылов А.С., Лавыгин В.М., Очков В.Ф., «Водоподготовка в энергетике». Учебное пособие для вузов. М.: Издательство МЭИ, 2003. – 310 с.
5. Очков В.Ф. “Открытые расчеты процессов водоподготовки в интернете”. // Энергосбережение и водоподготовка. – 2004. – № 3. С. 72-73.
6. Очков В.Ф. Теплотехнический справочник в Интернете. // Новое в российской электроэнергетике. – 2005. – №5. С. 48-54.
7. А.В. Богловский и др. Предварительная очистка воды в схемах водоподготовки. Учебное пособие. М., Издательство МЭИ, 2002.
8. Кострикин Ю.М., Мещерская Н.А., Коровина О.В. Водоподготовка и водный режим энергообъектов низкого и среднего давления. Справочник. М.: Энергоатомиздат, 1990. – 252 с.
9. Водоподготовка. Справочник. / Под ред. С.Е. Беликова. М.: Аква-Терм, 2007. – 240 с.
10. Химия и окружающая среда. Справочник. / Под ред. Н.М. Алыкова. Астрахань: Изд. дом «Астраханский университет», 2004. – 232 с.
11. Белан Ф.И. Водоподготовка: расчеты, примеры, задачи. – М.: Энергия, 1980. – 256 с.
12. Богачев А.Ф., Гришин А.А. Совершенствование водно-химического режима водоподготовки ТЭС. – М.: Энергоатомиздат, 1988.
13. Вихрев В.Ф., Шкроб М.С. Водоподготовка. Изд. 2-е, перераб. и доп. – М.: Энергия, 1973. – 416 с.
14. Водоподготовка. Процессы и аппараты. / Под ред. О.И. Мартыновой. – М.: Атомиздат, 1977. – 352 с.
15. Волжанский А.И. Константинов В.А. Регенерация ионитов. – Л.: Химия, 1990. – 240 с.
16. Егоров Е.В., Макарова С.Б. Ионный обмен в радиохимии. – М.: Атомиздат, 1971.

17. Егоров Е. В., Новиков П. Д. Действие ионизирующих излучений на ионообменные материалы. – М.: Атомиздат, 1966.
18. Егоров Е. В., Макарова С. Б. Ионный обмен в радиохимии. – М.: Атомиздат, 1971.
19. Кузнецов Ю. В., Щебетовский В. Н., Трусов А. Г. Основы очистки воды от радиоактивных загрязнений. Иад 2-е. – М.: Атомиздат, 1974.
20. Коэн П. Технология воды энергетических реакторов. Пер. с англ. – М.: Атомиздат, 1973.
21. Лифшиц О.В. Справочник по вродоподготовке котельных установок малой мощности. – М.: Энергия, 1969.
22. Мещерский Н.А. Контроль водного режима на тепловых электростанциях и в котельных. – М.: Энергия, 1970.
23. Нормы технологического проектирования тепловых электростанций и тепловых сетей. – М.: Энергия, 1973.
24. Правила технической эксплуатации электрических станций и сетей Изд. 12-е. – М.: «Энергия», 1973.
25. Пушкарев В.В., Егоров Ю.В., Хрусталеv Б.Н. Осветление и дезактивация вод пенной флотацией. – М.: Атомиздат, 1969.
26. Хоникевич А.А. Дезактивация радиоактивно-загрязненных вод – М., Атомиздат, 1974.
27. Кожинoв В.Ф. Очистка литьевой и технической воды. Примеры и расчеты. – М.: Стройиздат, 1971.
28. Кастальский А.А. Проектирование установок для химического обессоливания воды. – М.: Стройиздат, 1962.

Учебное издание

КАРЕЛИН Владимир Александрович

**ВОДОПОДГОТОВКА ДЛЯ АЭС.
ПРОЕКТИРОВАНИЕ И РАСЧЕТ
ВОДОПОДГОТОВИТЕЛЬНОЙ УСТАНОВКИ**

Учебное пособие

Подписано к печати 05.11.2012. Формат 60х84/16. Бумага «Снегурочка».

Печать XEROX. Усл.печ.л. 9,01. Уч.-изд.л. 8,16.

Заказ . Тираж 100 экз.



Национальный исследовательский Томский политехнический университет
Система менеджмента качества
Издательства Томского политехнического университета сертифицирована
NATIONAL QUALITY ASSURANCE по стандарту BS EN ISO 9001:2008



ИЗДАТЕЛЬСТВО  **ТПУ**. 634050, г. Томск, пр. Ленина, 30
Тел./факс: 8(3822)56-35-35, www.tpu.ru