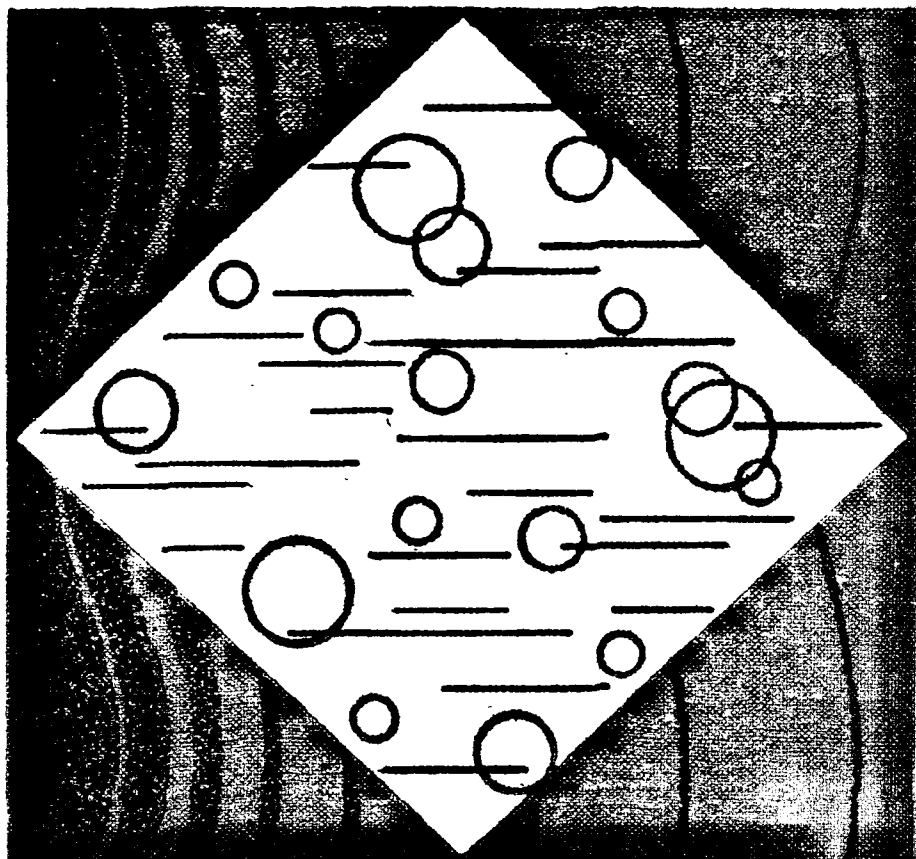


Е. А. СТАХОВ

Очистка нефтеcодержащих сточных вод

**предприятий
хранения
и транспорта
нефтепродуктов**



Стахов Е. А. Очистка нефтесодержащих сточных вод предприятий хранения и транспорта нефтепродуктов.— Л.: Недра, 1983.— 263 с.

Изложены вопросы устройства, основ теории, расчета и эксплуатации современных и перспективных сооружений для очистки нефтесодержащих сточных вод нефтебаз, наливных пунктов и перекачивающих станций. Наибольшее внимание уделено технологии очистки сточных вод от нефтепродуктов методом напорной флотации; приведены новые научные обоснования и методика расчета основных элементов напорных флотационных установок.

Книга предназначена для инженерно-технических работников, занятых исследованием, проектированием, строительством и эксплуатацией очистных сооружений нефтебаз и перекачивающих станций. Она может быть полезной для специалистов многих других отраслей народного хозяйства, связанных со строительством и эксплуатацией производственной канализации жидкотопливных хранилищ различного назначения.

Табл. 25, ил. 124, список лит. 90 назв.

Рецензент — инж. *С. К. Васильев* (Гипроспецгаз)

Прогрессирующее загрязнение окружающей среды, вызванное бурным ростом промышленного производства в целях удовлетворения постоянно растущих потребностей общества, требует разумного взаимодействия человека со всеми ее элементами.

В решениях XXIV, XXV съездов КПСС, в Конституции СССР, законах и партийно-правительственных постановлениях намечены необходимые идейно-политические и организационно-хозяйственные меры по предотвращению загрязнения окружающей среды в нашей стране. XXVI съезд КПСС поставил важные задачи по совершенствованию промышленной технологии в целях предотвращения вредного воздействия производственной деятельности на окружающую среду и потребовал ускорить проведение природоохранных мероприятий. Успешное решение поставленных задач обеспечивается огромными капитальными вложениями и крупными организационными мероприятиями, к числу которых относится широкое внедрение и постоянное совершенствование прогрессивных технологических решений по очистке производственных сточных вод, а также создание новых эффективных средств и методов рационального использования водных ресурсов.

Одним из загрязнителей окружающей среды являются нефтесодержащие сточные воды. Они образуются на всех технологических этапах добычи и использования нефти.

К источникам загрязнения окружающей среды нефтесодержащими сточными водами наряду с другими производственными объектами относятся предприятия хранения и транспорта нефтепродуктов. Наиболее многочисленными из них являются склады нефти и нефтепродуктов — нефтебазы. На крупных нефтебазах образуется до 1000 м³/сут нефтесодержащих сточных и балластных вод, а на небольших, но весьма многочисленных нефтебазах — от 5 до 100 м³/сут. На перекачивающих станциях предприятий трубопроводного транспорта нефти и нефтепродуктов также образуются значительные объемы нефтесодержащих сточных вод.

Характерной особенностью предприятий хранения и транспорта нефтепродуктов является отсутствие возможностей организации более или менее полного оборотного использования воды, что приводит к неизбежному сбросу сточных вод в окружающую среду. Для обеспечения высоких требований к сте-

пени очистки сбрасываемых сточных вод на нефтебазах и перекачивающих станциях ведется большая работа по созданию очистных комплексов.

В отечественной и зарубежной технической литературе имеется много публикаций по технологии очистки нефтесодержащих сточных вод. Однако большинство из них являются недоступными для широкого пользования. С целью оказания помощи специалистам в углублении знаний по очистке сточных вод от нефтепродуктов автором предпринята попытка впервые систематизировать и изложить на современном научном уровне вопросы технологии очистки воды от нефтепродуктов применительно к условиям предприятий хранения и транспорта нефтепродуктов.

В книге на основе обобщения отечественного и зарубежного опыта, а также собственных исследований автора рассмотрены многообразные методы очистки нефтесодержащих сточных вод. По некоторым из них, изученным достаточно глубоко, приводятся уже сложившиеся рекомендации, по другим, более новым, подробнее излагаются теоретические и экспериментальные обоснования. По перспективным методам приводятся сведения общего характера.

Библиография отечественной и зарубежной литературы по очистке нефтесодержащих сточных вод содержит несколько сотен наименований; в списке литературы приведены лишь наиболее существенные отечественные литературные источники.

Автор благодарит сотрудников за участие в проведенных исследованиях, а также д-ра техн. наук профессора В. С. Дикаревского и главного специалиста Гипроспецгаза С. К. Васильева за весьма полезные замечания, позволившие улучшить содержание книги.

Материал книги не претендует на исчерпывающее изложение технологии очистки нефтесодержащих сточных вод. Он должен систематически дополняться и углубляться. В связи с этим автором с благодарностью будут приняты все замечания и пожелания читателей по предлагаемой их вниманию книге, которые надлежит направлять в адрес издательства: 193171, Ленинград, С-171, ул. Фарфоровская, 12.

Генеральным направлением решения проблемы предотвращения загрязнения окружающей среды является создание безотходных, малоотходных, бессточных и малосточных производств. В связи с этим при приемке, хранении, транспортировке и выдаче потребителям нефтепродуктов надлежит принимать все необходимые меры по предотвращению или максимально возможному сокращению их потерь. Данная задача должна решаться путем совершенствования технических средств и технологических приемов переработки нефти и нефтепродуктов на нефтебазах и перекачивающих станциях. Наряду с этим полезную роль могут выполнять местные сборные устройства различного назначения, позволяющие собирать проливы или протечки продуктов в чистом виде, не допуская их удаления с помощью воды.

При ограниченных возможностях использования вышеупомянутых средств на нефтебазах образуются сточные воды, загрязненные нефтепродуктами. В соответствии с требованиями существующих нормативных документов они подлежат довольно глубокой очистке. Технология очистки нефтесодержащих вод определяется фазоводисперсным состоянием образовавшейся системы нефтепродукт — вода. Поведение нефтепродуктов в воде обусловлено, как правило, меньшей их плотностью по сравнению с плотностью воды и чрезвычайно малой растворимостью в воде, которая для тяжелых сортов близка к нулю. В связи с этим основными методами очистки воды от нефтепродуктов являются механические и физико-химические. Из механических методов наибольшее применение нашло отстаивание, в меньшей мере — фильтрование и центрифугирование. Из физико-химических методов серьезное внимание привлекает флотация, которую иногда относят и к механическим методам. Важную роль при очистке нефтесодержащих вод выполняют коагуляция и флокуляция. В отдельных случаях используется сорбция с применением активированных углей.

Кроме физико-химических методов для глубокого обезвреживания нефтесодержащих вод прибегают к химическим методам — окислению хлором и озоном. В смеси с бытовыми сточными водами можно очищать воду от нефтепродуктов на сооружениях биологической очистки.

Отстаивание нефтесодержащих сточных вод в нефтеловушках является наиболее старым технологическим приемом, ко-

торым широко пользовались до недавнего прошлого как единственным средством очистки сточных вод на нефтебазах. Фундаментальные исследования процесса в нефтеловушках выполнены во ВНИИ Водгео. Они впоследствии дополнялись и уточнялись другими исследователями и опытом эксплуатации и легли в основу действующих нормативных документов в части проектирования нефтеловушек [СНиП II-32—74. Канализация, Наружные сети и сооружения, 1975 г.]. Сложившийся опыт проектирования нефтеловушек изложен в настоящей работе без повторения общеизвестных научных обоснований. Это относится и к процессам фильтрования и центрифугирования.

В области флотационной очистки сточных вод серьезные исследования выполнены в нашей стране в АКХ им. К. Д. Памфилова (Н. А. Лукиных, 1949—1980 гг.), во ВНИИ Водгео (И. Л. Монгайт, И. Д. Родзиллер, 1958 г.), во ВНИИ нефтяного хозяйства (В. Г. Перевалов и В. А. Алексеева, 1969 г.), во ВНИИ железнодорожного транспорта (И. И. Караваяев и Н. Ф. Резник, 1966 г.), в УИИВХ (А. И. Мацнев, 1976 г.) и др. Они сыграли положительную роль в решении возникавших в свое время технологических задач. На современном этапе потребности практики возросли и усложнились, появились новые фундаментальные исследования по теории взаимодействия фаз при флотации малых частиц, изложенные в работах Б. В. Дерягина, С. С. Духина, Н. Н. Рүлева (1960—1981 гг.). Назрела необходимость углубленного изучения практической технологии флотационной очистки сточных вод, и прежде всего процессов напорной флотации.

Несмотря на очевидную перспективность и большие масштабы применения напорных флотационных установок у нас в стране и за рубежом, до сих пор этот метод изучен недостаточно. В настоящее время практически отсутствуют научно обоснованные рекомендации по расчету и технологическому анализу работы установок напорной флотации и рациональному конструированию флотационного оборудования. Нормативные документы Госстроя СССР (СНиП II-32—74 и «Руководство по проектированию и расчету флотационных установок для очистки сточных вод», ВНИИ Водгео, 1978 г.) содержат лишь самые общие указания по проектированию флотационных установок, что не может удовлетворить потребности практики.

С точки зрения повышения эффективности напорной флотации, как весьма перспективного метода очистки нефтесодержащих сточных вод, и получения возможности оптимизации работы флотационных установок необходимо знать закономерности процессов, происходящих в их основных элементах: напорном резервуаре, флотационном резервуаре (флотаторе) и дросселирующем устройстве. Научные исследования в указанном направлении начинают только развиваться. Отечественные и зарубежные публикации ограничиваются несколькими десятками

статей в периодической литературе. В настоящей работе делается попытка обобщить имеющиеся научные данные по напорной флотации нефтесодержащих сточных вод. Основой обобщения служат собственные исследования автора с сотрудниками, впервые попытавшимися в научном плане комплексно рассмотреть наиболее важные вопросы напорной флотации. Степень их научной проработки различна и не претендует на исчерпывающее решение проблемы, весьма сложной и масштабной. Однако во всех случаях автор стремится довести результаты до инженерных рекомендаций, необходимых практическим работникам, занятым исследованием, проектированием, строительством и эксплуатацией установок напорной флотации.

Приведенные в книге результаты научных исследований необходимо рассматривать как первый шаг в углубленном изучении технологии напорной флотации, который призван побудить специалистов расширить масштабы исследований и со временем создать теоретическую базу этого нового и перспективного метода очистки нефтесодержащих и других видов сточных вод.

Большое практическое значение имеют данные о закономерностях коагуляции нефтесодержащих сточных вод, которым в работе уделено должное внимание. С достаточной для практики глубиной в книге освещены вопросы сорбционной очистки нефтесодержащих вод. В обзорном плане рассмотрена технология озонирования и термического обезвреживания сточных вод.

В настоящее время привлекают внимание электрохимические методы, в основном электрокоагуляция и электрофлотация. В этой технологии, не нашедшей пока широкого промышленного применения, есть ряд особенностей, которые с необходимой для практики полнотой освещаются в данной работе, что поможет дальнейшему производственному освоению электрохимических методов.

Большими возможностями для глубокой очистки сточных вод, в основном от растворенных нефтепродуктов, обладает биохимический метод. Его практическое применение на нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводах дает положительные результаты. Однако в системе предприятий для хранения и транспорта нефтепродуктов его еще предстоит внедрить. Для более глубокого понимания сущности и особенностей биохимических процессов при очистке нефтесодержащих сточных вод в книге приведены минимально необходимые научные данные. Практическое применение метода должно опираться на уже сложившийся опыт разработки и использования сооружений биохимической очистки сточных вод вообще. В связи с этим в книге рассмотрены технологические схемы, основные вопросы устройства и проектирования сооружений биохимической очистки сточных вод и обработки осадков в масштабах современных нефтебаз и других аналогичных предприятий.

СТОЧНЫЕ ВОДЫ ПРЕДПРИЯТИЙ ХРАНЕНИЯ И ТРАНСПОРТА НЕФТЕПРОДУКТОВ

§ 1.1. Водоотведение нефтебаз и перекачивающих станций

Нефтебазы являются предприятиями, которые предназначены для приема, хранения и выдачи потребителям различных нефтепродуктов. Они представляют собой комплекс технологических, производственных, энергетических и вспомогательных сооружений.

По своему назначению нефтебазы могут быть перевалочными, распределительными, перевалочно-распределительными и базами хранения. Перевалочные нефтебазы выполняют главным образом функции промежуточного звена при транспортировке нефти и нефтепродуктов различными видами транспорта (водным, морским, железнодорожным, трубопроводным). Распределительные нефтебазы являются наиболее распространенными и предназначены для снабжения непосредственных потребителей нефти и нефтепродуктов, расположенных в районе, обслуживаемом базой. Перевалочно-распределительные нефтебазы выполняют функции перевалочных и распределительных нефтебаз.

С развитием трубопроводного транспорта нефти и нефтепродуктов во многом аналогичными нефтебазам объектами стали перекачивающие станции магистральных нефтепродуктопроводов, которые по назначению могут быть головными или промежуточными, а также наливными пунктами.

В зависимости от вместимости, под которой понимается суммарное количество нефтепродуктов, хранимых в резервуарах и таре, нефтебазы делятся на три категории: первую (свыше 100 000 м³), вторую (от 20 000 до 100 000 м³) и третью (до 20 000 м³) [1—3].

В состав нефтебазы обычно входят следующие объекты (рис. 1.1): резервуары для различных видов нефтепродуктов и продуктовые насосные станции в зоне хранения (резервуарном парке); сливо-наливные эстакады (причалы), насосные станции, сливные (нулевые) резервуары в сливо-наливной зоне; разливные горючего в тару, бочкопропарочные и масло-регенерационные установки, площадки для налива в автоцистерны в производственно-технической зоне. В административно-вспомогательной зоне размещаются управление, лаборато-

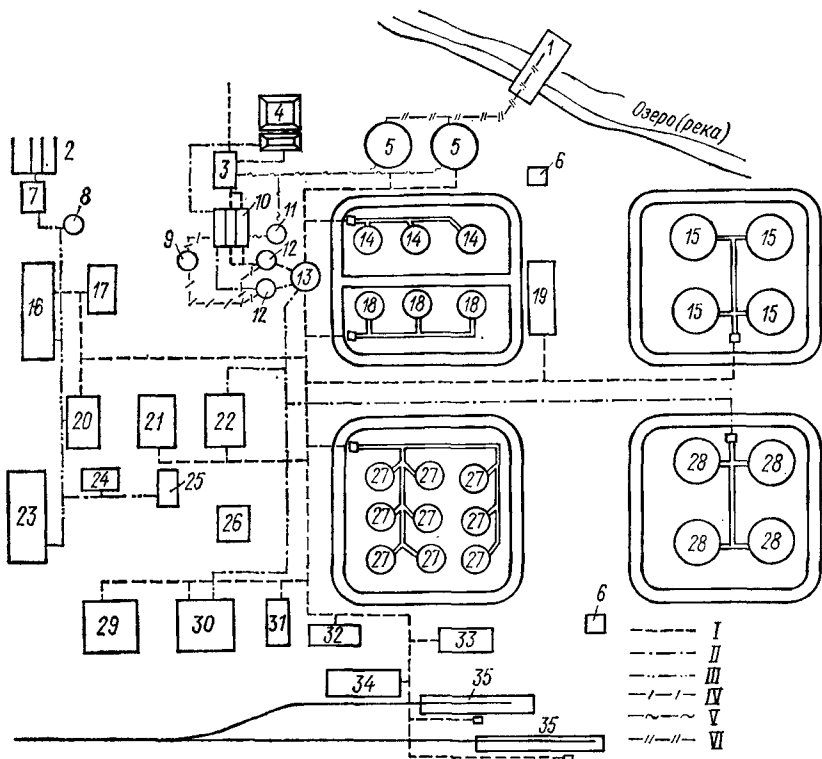


Рис. 1.1. Схема генерального плана нефтебазы с элементами систем водоотведения.

1 — причал; 2 — поля подземной фильтрации; 3 — флотационные установки; 4 — буферный пруд; 5 — резервуары балластных вод; 6 — будки с пенопорошком; 7 — септик; 8 и 13 — насосные станции канализации; 9 — шламонакопитель; 10 — нефтеловушки; 11 — резервуар уловленных нефтепродуктов; 12 — песколовки; 14, 15, 18, 27 и 28 — резервуары с различными нефтепродуктами; 16 — производственный блок; 17 — склад мазута для котельной; 19 и 33 — насосные станции; 20 — котельная; 21 — маслорегенерационная; 22 — обочкопропарочная; 23 — управление с лабораторией; 24 — помещение охраны; 25 — операторская; 26 — навес для хранения тары; 29 и 30 — станции налива в автоцистерны светлых и темных нефтепродуктов; 31 и 32 — разливочные соответственно горячего и масел; 34 — склад тарированных нефтепродуктов; 35 — железнодорожные эстакады. I — неэтилированные воды; II — этилированные воды; III — бытовые сточные воды; IV — осадок; V — уловленные нефтепродукты; VI — балластные воды.

рия, мехмастерская, котельная, гараж, пожарное депо и другие объекты. Значительное место на территории нефтебазы занимает площадка очистных сооружений систем водоотведения (канализации).

В процессе эксплуатации на нефтебазах образуются производственные и дождевые нефтесодержащие сточные воды.

Производственные сточные воды включают в себя следующие разновидности нефтесодержащих вод:

1) отстойные (подтоварные) — из продуктовых резервуаров, где они образуются в результате отстаивания обводненных нефтепродуктов;

2) обмывочные — после мытья бочек из-под нефтепродуктов, закрытых производственных площадей и сливо-наливных эстакад (причалов);

3) загрязненный конденсат — от пароподогревательных устройств для темных нефтепродуктов;

4) вода от уплотнения сальников и охлаждения подшипников нефтяных насосов.

Некоторое количество загрязненной нефтепродуктами воды поступает из лаборатории.

Объем отстойных вод зависит от степени обводненности нефтепродуктов, которая определяется условиями их транспортировки и хранения. Источниками поступления влаги в нефтепродукты являются просачивание воды через неплотности емкостей при выпадении осадков и транспортировке в нефтеналивных судах, конденсация влаги из воздуха в период хранения, разогрев острым паром темных нефтепродуктов.

Обводненность нефтепродуктов принимается в следующих размерах [3], %:

а) при доставке по воде в наливных судах:

— светлые нефтепродукты (бензин, керосин, дизельное топливо) — 1—2;

— темные нефтепродукты (сырая нефть, мазут, масла) — 5—6;

б) при доставке железнодорожным транспортом или по трубопроводам:

— светлые нефтепродукты — 0,25—1,0;

— темные нефтепродукты — 5—6.

Отстойные воды из продуктовых резервуаров сбрасываются периодически, примерно 1 раз в 10—20 сут по 10—25 м³. Их выпуск регулируется сифонными кранами у наземных и подобранных соответствующих насосов у заглубленных и подземных резервуаров. Расчетные расходы обычно принимаются равными при вместимости резервуаров до 1000 м³ — 5 л/с, от 1000 до 5000 м³ — 10 л/с, более 5000 м³ — 20 л/с. Содержание нефтепродуктов, кроме мазутов, в отстойных водах до 8000 мг/л, взвешенных веществ до 20 мг/л, БПК_{полн}* до 80 мг/л, в мазутных водах соответственно до 10 000, 100 и 200 мг/л.

Обмывочные сточные воды образуются в количестве 0,5—1,0 м³ на 1000 т грузооборота нефтебазы. Расчетный расход этих вод принимается 3—4 л/м² при продолжительности мытья до 1 ч один раз в неделю. Объем сточных вод от мытья (пропарки) бочек составляет примерно 0,2 м³ на 1 бочку, а макси-

* Полная (20-суточная) биохимическая потребность в кислороде.

мальный расход от всей бочкопропарочной достигает 1—2 л/с. Содержание нефтепродуктов в обмывочных водах до 1000 мг/л, взвешенных веществ до 600 мг/л, БПК_{полн} до 200 мг/л. В сточных водах от пропарки бочек содержание нефтепродуктов может достигать 12 000 мг/л, взвешенных веществ — 50 мг/л, БПК_{полн} — 200 мг/л.

При зачистке резервуаров от нефти и нефтепродуктов образуются высококонцентрированные сточные воды в объеме 0,4—0,6 м³ на 1000 т грузооборота. Они должны сначала отводиться сборно-разборными трубопроводами в шламонакопители, из которых отстоенная вода может быть сброшена в производственную канализацию.

Загрязненный конденсат поступает от пароподогревательных устройств при нарушении плотности трубных коммуникаций. Его расход может достигать расхода пара в соответствующих подогревателях. При качественном монтаже и высоком уровне эксплуатации этот вид загрязненных нефтепродуктами вод можно свести к минимуму. Загрязненность конденсата нефтепродуктами, в основном мазутом, колеблется от 0—20 мг/л до 50—100 тыс. мг/л.

Вода, используемая для уплотнения сальников и охлаждения подшипников нефтяных насосов, может содержать примеси нефтепродуктов на уровне 10—50 мг/л. Расход этих вод определяется паспортной характеристикой насосов и обычно находится в пределах 1,5—5,0 м³/ч. Таких вод образуется примерно 10—20 м³ на 1000 т грузооборота.

Наряду с перечисленными загрязненными производственными сточными водами на нефтебазах образуются и не загрязненные нефтепродуктами сточные воды (условно чистые). К ним относятся воды от продувки котлов в котельной (0,2—0,4 м³ на 1000 т грузооборота), вода от лаборатории (0,2—0,6 м³ на 1000 т грузооборота).

Среднегодовой суммарный объем производственных сточных вод на нефтебазах и перекачивающих станциях нефтепродуктопроводов приведен в табл. 1.1 [3].

Особым видом загрязненных нефтепродуктами вод являются балластные воды, которые поступают на нефтебазы, связанные с перевозкой нефти и нефтепродуктов наливными судами (танкерами). Эти воды представляют собой закачиваемую в танки судна забортную морскую или речную воду, с помощью которой сохраняются мореходные качества танкера в период обратного рейса после сдачи нефтегруза в пункте назначения. Перед очередной загрузкой балластные воды, загрязненные остатками нефтепродуктов, подлежат удалению из танков судна. Международной конвенцией по предотвращению загрязнения моря с судов (1973 г.) запрещен сброс в открытом море любых вод, загрязненных нефтепродуктами свыше 100 мг/л, а в прибрежной полосе (12 миль) — свыше 15 мг/л [4].

Таблица 1.1

Укрупненные нормы производственного водоотведения на предприятиях Госкомнефтепродукта СССР

Предприятия	Годовой грузооборот нефтепродуктов, тыс. т	Система водоснабжения	Среднегодовой объем производственных сточных вод, м ³ на 1000 т грузооборота	
Перевалочные нефтебазы	До 100	Прямоточная	49	
	100—500		49—62	
	500—1000		62—198	
	1000—5000		198—102	
	5000—10 000		102—88	
Распределительные нефтебазы	До 30	Прямоточная	27	
	30—60		27—52	
	60—100		52—68	
	100—300			
	и более		68—54	
Перекачивающие станции магистральных нефтепродуктопроводов:	а) головные	Прямоточная и оборотная	7	
			До 1000	11—6
			1000—5000	7—5
	5000—10 000		4	
	б) промежуточные		До 1000	4—3
			1000—5000	3—2
			5000—10 000	5
	в) наливные пункты		До 3000	4
			Более 10 000	

Они должны быть очищены с помощью бортовых очистных устройств или сданы на береговые очистные сооружения нефтебазы.

На основании опыта эксплуатации танкерного флота в последние годы количество балластных вод обычно составляет 40—50 % от грузоподъемности (дедвейта) судна для танкеров дедвейтом до 50 тыс. т и 25—30 % для танкеров дедвейтом до 250 тыс. т. Массовые перевозки нефтепродуктов у нас в стране осуществляются танкерами грузоподъемностью 1,5—50 тыс. т. Крупномасштабные морские перевозки осуществляются танкерами дедвейтом до 100—200 тыс. т и более. Подача балластных вод в приемные (буферные) емкости очистной станции нефтебазы осуществляется, как правило, грузовыми насосами танкеров [2, 4]. Содержание нефтепродуктов в балластных водах достигает 5000 мг/л [5].

Наряду с балластными водами некоторые нефтебазы должны принимать для очистки с сухогрузных судов так называемые льяльные и подсланевые воды. Льяльные воды образуются

в льялах (осадочной части судна), куда поступают утечки воды, топлива и масел из трубопроводов и механизмов судна. Подсланевые воды скапливаются под сланями (решетчатыми полами) машинных отделений судов. Содержание нефтепродуктов в этих водах 300—1000 мг/л и более.

Дождевые сточные воды на нефтебазах образуются при выпадении дождя. К этой же категории относятся талые воды. Та часть дождевых вод, которая поступает с загрязненных поверхностей, помимо обычных механических примесей содержит нефтепродукты и поэтому подлежит отведению и очистке совместно с производственными водами. Сюда относятся сточные воды с обвалованных участков резервуарных парков, со сливо-наливных эстакад, причалов и площадок. С незагрязненной части территории нефтебазы дождевые и талые воды отводятся самостоятельно и сбрасываются без очистки. В дождевых водах с обвалованных участков резервуарного парка содержится нефтепродуктов до 20 мг/л, взвешенных веществ до 300 мг/л, БПК_{полн} до 8 мг/л. Загрязнение дождевых вод, поступающих с открытых производственных площадок, аналогично загрязнению обмывочных вод.

Годовой объем загрязненных дождевых вод, поступающих на очистку, определяется по формуле

$$Q = FH\psi, \quad (1.1)$$

где F — площадь стока загрязненных поверхностей территории, м²; H — среднегодовой слой осадков для данной местности, м; ψ — коэффициент стока, принимаемый в зависимости от характера покрытия.

Расчетные расходы дождевых вод определяются по методу предельных интенсивностей (СНиП II-32—74. Канализация. Наружные сети и сооружения): Период однократного переполнения сети для площадок с этилированным горючим принимается равным 1 году, для остальных 0,33 года. Расчетные расходы загрязненных дождевых вод на крупных нефтебазах достигают 200 л/с. Выпуск дождевых вод с обвалованных участков резервуарных парков регулируется с помощью специальных запорных устройств—хлопушек, которые обычно находятся в закрытом состоянии. Эта часть расхода загрязненных дождевых сточных вод в расчетный расход не входит, так как из обвалования воду можно выпускать в период минимальных расходов сточных вод от других источников водоотведения нефтебазы. Обычно исходят из условия выпуска дождевых вод из обвалования в течение 24 ч.

Наряду с перечисленными видами нефтесодержащих вод на нефтебазах в редких случаях могут образовываться загрязненные нефтепродуктами воды от охлаждения наземных резервуаров при пожаре. Их расчетный расход при выпуске из обвалования определяется аналогично расходу дождевых вод.

§ 1.2. Особенности состава сточных вод нефтебаз

Производственные сточные воды нефтебаз кроме обычных загрязнений содержат в значительных количествах нефтепродукты. Их поведение в сточных водах определяется происхождением, видом и товарным сортом. Источником получения товарных нефтепродуктов (моторное и котельное топливо, смазочные масла и др.) является природная нефть. Она представляет собой очень сложную смесь органических соединений переменного состава, основная часть которой состоит из парафина и нафтенов — углеводородов предельного ряда. Кроме них в состав нефти входят различные смолы, асфальтены, сера.

В результате промышленной переработки природной (сырой) нефти из нее получают автомобильное, дизельное и реактивное горючее, котельное топливо (мазуты) и смазочные материалы. Товарные сорта моторных горючих представляют собой смеси из нескольких составных частей. Та часть горючего, которая входит в состав в наибольшем количестве, называется базовым топливом. Базовыми топливами для моторных горючих являются следующие продукты различных процессов переработки нефти: бензины, лигроины, керосины, газойли, соляровые дистилляты.

Для улучшения антидетонационных и физико-химических свойств, например, бензинов к ним в качестве компонентов от 5 до 40 % добавляют парафиновые углеводороды, ароматические углеводороды, кислородсодержащие соединения. Повышение эксплуатационных свойств бензинов (улучшение сгорания и химической стабильности, уменьшение нагарообразования и коррозионного действия, предотвращение скопления статического электричества) осуществляют введением присадок до 1—2 %.

Особое место при рассмотрении вопросов водоотведения нефтебаз занимают присадки — антидетонаторы горючего. Наиболее эффективными антидетонаторами бензина являются металлоорганические соединения: тетраэтилсвинец, пентакарбонилжелезо и др.

Тetraэтилсвинец — наиболее распространенная присадка, вводится в составе этиловой жидкости в некоторые сорта автомобильных бензинов в концентрации 0,4—0,8 г/кг, в авиационные бензины 2,5—3,3 г/кг.

Дизельное топливо представляет собой смесь керосиновых, газойлевых и соляровых фракций крекинга нефти. Компонентами дизельного топлива служат продукты синтеза окиси углерода и водорода, каталитический газойль и другие продукты. Реактивное горючее является продуктом типа керосина. Остаточные продукты переработки нефти используются в качестве котельного топлива (мазуты).

Из вышеизложенного видно, что в производственных сточных водах нефтебаз в качестве загрязнений присутствует сложная смесь нефтепродуктов переменного состава и разнообразных физико-химических свойств. Основными особенностями, определяющими поведение нефтепродуктов в воде, являются их меньшая плотность по сравнению с плотностью воды (бензин 0,70—0,76, дизельное топливо 0,8—0,9, реактивное топливо 0,8—0,85, мазут 0,94—1,0 г/см³) и низкая растворимость. Последняя для легких фракций нефти (бензинов) в воде не превышает 20—30 мг/л, для керосинов 70—90 мг/л, а для тяжелых фракций она практически равна нулю.

Нефтепродукты, попав в воду, в основной массе находятся в грубодисперсном (капельном) состоянии и ввиду меньшей плотности легко выделяются на поверхность воды, образуя плавающую пленку или слой. Другая, меньшая, часть нефтепродуктов может оказаться в тонкодиспергированном состоянии, образуя эмульсию «нефть в воде».

Эмульсией, как известно, называется система, состоящая из двух взаимонерастворимых жидкостей, одна из которых диспергирована в виде мельчайших капелек в другой. Эмульсии в сточных водах нефтебаз возникают при сильно турбулизованном движении жидкости в канализационной сети, обмыве поверхностей оборудования и производственных площадей струями воды и пара, разогреве темных нефтепродуктов острым паром, перекачке сточных вод центробежными насосами. Образовавшаяся эмульсия является весьма устойчивой системой, не разрушающейся в течение длительного времени.

Устойчивость эмульсии зависит от крупности и концентрации эмульгированных частиц, электрокинетических свойств системы, поверхностного натяжения жидкости, наличия в воде стабилизаторов эмульсии и др. Крупность эмульгированных частиц является одним из главных факторов устойчивости эмульсии. При уменьшении размеров капелек действие гравитационных сил убывает и начинают превалировать силы, удерживающие их в стабильно взвешенном состоянии. Для тонкодисперсных систем характерна, например, кинетическая устойчивость, обусловленная тепловым (броуновским) движением частиц. Принято считать, что истинная эмульсия образуется при коллоидальных размерах капелек нефтепродуктов (примерно 0,1 мкм). Но в сточных водах, содержащих нефтепродукты, стойкие эмульсии наблюдаются и при значительно больших размерах капелек. Причиной стойкости таких эмульсий является относительно небольшая концентрация частиц нефтепродуктов в сточных водах, при которой вероятность их взаимного столкновения и коагуляции невелика.

Существенное влияние на устойчивость эмульсии оказывает поверхностное натяжение жидкости. Оно в сточных водах нефтебаз может существенно понижаться под влиянием эмульга-

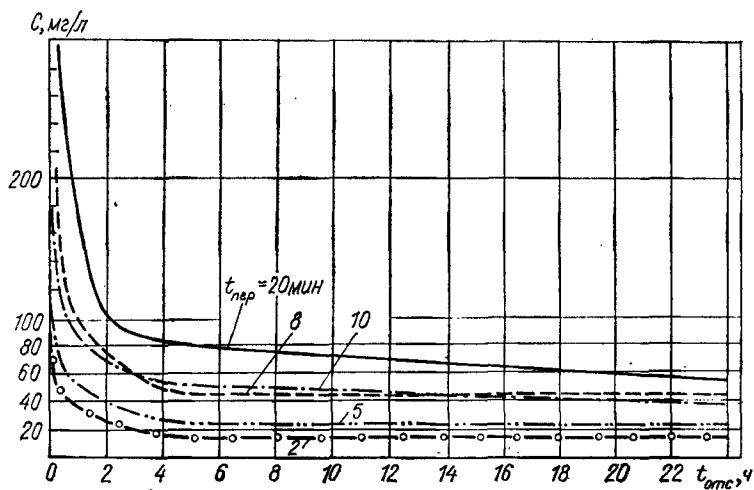


Рис. 1.2. Характеристика стойкости эмульсии «мазут в воде» в зависимости от интенсивности механического взаимодействия сред (продолжительности перемешивания $t_{пер}$).

C — концентрация мазута в воде; $t_{отс}$ — продолжительность отставания.

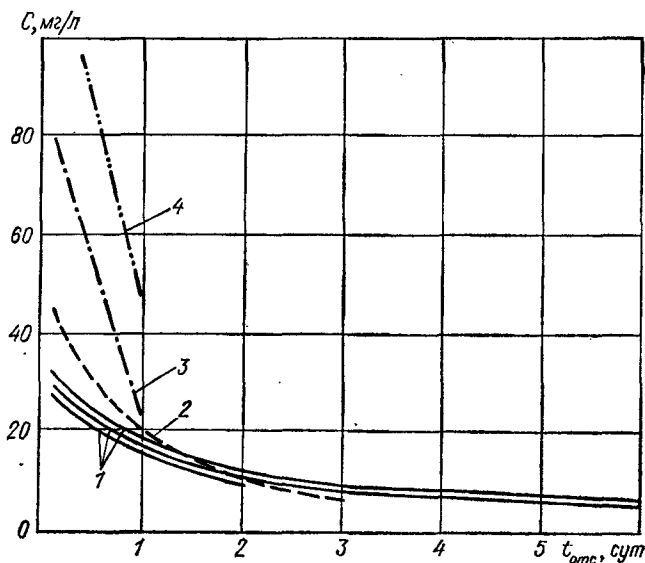


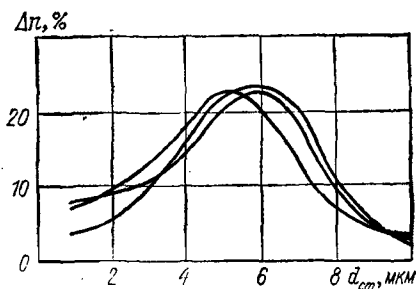
Рис. 1.3. Влияние моющих примесей — эмульгаторов на стойкость эмульсии «мазут в воде».

1 — в дистиллированной воде; 2 — в водопроводной воде; 3 и 4 — в растворе соответственно 10 и 50 мг/л ОП-7 в дистиллированной воде.

C — концентрация мазута в воде; $t_{отс}$ — продолжительность отставания.

Рис. 1.4. Дисперсный состав эмульсии «мазут в воде».

Δn — содержание фракций; $d_{ст}$ — стоксовский диаметр.



торов, к числу которых относятся мыла и синтетические моющие средства, используемые при моечных операциях. Стабилизаторами эмульсии могут быть механические примеси сточных вод, которые покрывают капельки нефтепродуктов и препятствуют коалесценции.

На рис. 1.2 и 1.3 показаны характеристики стойкости эмульсии «мазут в воде» в зависимости от интенсивности механического взаимодействия сред и наличия примесей синтетических поверхностно-активных веществ (моющих средств). На рис. 1.4 представлена характеристика дисперсного состава эмульсии «мазут в воде» в сточной воде (время перемешивания 20 мин) после 2-часового отстаивания.

Как видно из приведенных характеристик, при слабой интенсивности механического взаимодействия образуется малоконцентрированная эмульсия, которая уже после времени отстаивания $t_{отс} = 2$ ч имеет содержание нефтепродуктов $C = 20 \div 30$ мг/л. При значительной интенсивности взаимодействия сред в эмульсии после 2-часового отстаивания их остается до 100—300 мг/л и более, что подтверждается многочисленными литературными данными и в наибольшей степени отражает фактическую картину в сточных водах нефтебаз. Примерно аналогичные данные имеются и по балластным водам (рис. 1.5) [5].

Ориентировочный состав загрязнений общего стока производственно-дождевой канализации нефтебаз приведен в табл. 1.2.

Весьма загрязненными являются воды, образующиеся при зачистке и мойке танков наливного судна, которые производятся в случае приема более качественного продукта, чем перевозимый прежде, а также при периодической (1 раз в 3 месяца) зачистке танков от осадков (ржавчины, других твердых остатков). В целях экономии эксплуатационного времени эта операция обычно производится в период обратного рейса морского танкера, и этот вид обмывочных вод сдается на нефтебазы отдельно. В связи с применением химических препаратов эти воды представляют собой очень стойкую эмульсию с со-

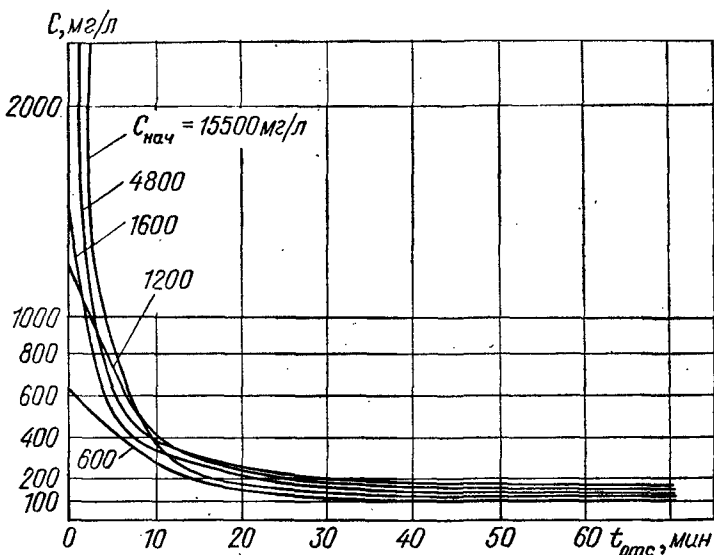


Рис. 1.5. Кинетика выделения нефтепродуктов из балластных вод (Вентспилсская нефтебаза [5]) при различной начальной концентрации $C_{нач}$.

содержанием нефтепродуктов 70 000—120 000 мг/л и соды до 100 000 мг/л.

Из примесей, входящих в состав товарных нефтепродуктов и попадающих в сточные воды нефтебаз, наиболее опасным ввиду высокой токсичности является тетраэтилсвинец (ТЭС) $Pb(C_2H_5)_4$. Он представляет собой прозрачную бесцветную жидкость плотностью 1,65 г/см³. ТЭС в воде нерастворим, хорошо растворяется в углеводородах, спиртах, эфире, ацетоне. При хранении этилированного бензина в течение длительного времени в осадок может выпасть до 15 % окислившегося ТЭС, который при зачистке резервуаров попадает в сточные воды.

Таблица 1.2

Характеристика состава смеси сточных вод нефтебаз [3]

Показатели загрязнения	Содержание, мг/л	Показатели загрязнения	Содержание, мг/л
Нефтепродукты	400—15 000	Прокаленный сухой остаток	300—600
В том числе:			
капельные (взвешенные)	350—14 700	БПК ₅	140—700
эмульгированные	50—300	Тetraэтилсвинец (при наличии на базе этилированного бензина)	1—2
растворенные	5—20		
Взвешенные вещества	100—600		
Сухой остаток	600—850	Активная реакция рН = 7,2÷7,8	

§ 1.3. Условия спуска в водоемы нефтесодержащих сточных вод и порядок оформления специального водопользования

Загрязнение водоемов нефтепродуктами является очень стойким и распространяется на большие расстояния. Нефтепродукты образуют на поверхности воды пленку, а в толще воды они находятся в эмульгированном и растворенном виде. Тяжелые фракции, образующиеся в ходе естественного разложения нефтепродуктов в водоеме, загрязняют его дно. Процессы самоочищения в загрязненных нефтепродуктами водоемах протекают очень медленно.

Флора и фауна водоемов, и прежде всего рыба с ее кормовыми объектами — планктоном и бентосом, испытывают сильное токсическое воздействие нефтепродуктов. Последние, особенно легкие компоненты нефти, являются для организмов, населяющих водоем, ядом.

Гигиеническими исследованиями [М. Т. Голубева, 1960 г.] установлены следующие границы вредного влияния нефтепродуктов на животные и растительные организмы в водоемах, мг/л: рыбы и их молодь — 16; икра и личинки рыб — 1,2; бентос — 1,4; зоопланктон — 1,4; фитопланктон — 0,1. Однако оказалось, что в наибольшей степени присутствие нефтепродуктов сказывается на физических и органолептических (запах, привкус) показателях качества воды. Исследования показали, что мясо рыб приобретает привкус нефти при следующих концентрациях нефтепродуктов в воде: 0,5 мг/л через 1 сут; 0,2 мг/л через 3 сут; 0,1 мг/л через 10 сут. Таким образом, концентрации нефтепродуктов, способные вызвать изменение органолептических свойств воды, значительно меньше концентраций, токсичных для человека, а также фауны и флоры водоемов. Следовательно, лимитирующим показателем влияния нефтепродуктов на водоем является органолептический.

«Правилами охраны поверхностных вод от загрязнения сточными водами», утвержденными Минздравом СССР, Минводхозом СССР и Минрыбхозом СССР в 1974 г., установлены следующие предельно допустимые концентрации нефтепродуктов в воде водоемов, мг/л:

а) для питьевого и культурно-бытового использования — светлые нефтепродукты (бензин, дизельное топливо, керосин) 0,1, нефть многосернистая 0,1, нефть прочая 0,3;

б) для рыбохозяйственного использования водоемов — общее содержание нефтепродуктов в растворенном и эмульгированном состоянии 0,05.

При сбросе сточных вод, содержащих нефтепродукты, в моря руководствуются «Правилами санитарной охраны прибрежных районов морей» (1968 г.), нормативы которых являются в основном идентичными вышеупомянутым.

Сброс нефтесодержащих сточных вод в городскую канализацию регламентируется вышеупомянутыми СНиП II-32—74, в которых содержание нефтепродуктов в воде, поступающей на биологическую очистку, ограничивается 25 мг/л. Указанная норма относится ко всей системе городского водоотведения. Для отдельных предприятий она уточняется органами водопроводно-канализационного хозяйства с учетом местных условий и может быть значительно сокращена.

Особую опасность для водоемов представляет ТЭС, который является сильным ядом. Он способен даже в очень малых количествах вызывать серьезные заболевания, связанные с тяжелыми нарушениями деятельности центральной нервной системы. К тому же ТЭС обладает способностью накапливаться в организме человека и животных. «Правилами» полностью исключается сброс в водоемы тетраэтилсвинца со сточными водами. Они должны быть обезврежены на очистных сооружениях нефтебаз.

Использование водоемов для сброса сточных вод в соответствии с законом «Основы водного законодательства Союза ССР и союзных республик» (1970 г.) относится к специальному водопользованию и подлежит оформлению соответствующими разрешениями. Они выдаются Минводхозом СССР, минводхозами и соответствующими госкомитетами союзных республик или их бассейновыми (территориальными) управлениями (инспекциями) по регулированию использования и охране вод.

Минводхоз СССР непосредственно выдает разрешения на специальное водопользование в бассейнах межреспубликанских, пограничных и международных рек, а также в акваториях территориальных морских вод, внутренних морских вод при сметной стоимости водопроводно-канализационных сооружений проектируемых объектов промышленности, коммунального хозяйства и транспорта (включая предприятия Госкомнефтепродукта СССР) свыше 1 млн. руб. Из действующих объектов указанного назначения в компетенции союзного минводхоза находятся предприятия с объемом водоотведения более 10 000 м³/сут.

Разрешения на специальное водопользование выдаются после согласования водопользователями условий сброса сточных вод с органами Государственного санитарного надзора во всех случаях, с органами по охране рыбных запасов — при сбросе в рыбохозяйственные водоемы, с органами геологии — при сбросе сточных вод в подземные водоносные горизонты.

Продолжительность действия разрешения на специальное водопользование устанавливается в каждом конкретном случае индивидуально и зависит от санитарно-гидрологического состояния водоема, существующего и перспективного развития водопользования на нем, вида и цели водопользования.

Для нужд водоснабжения разрешение может быть бессрочным или долгосрочным (от 3 до 25 лет). Для сброса сточных

вод в водоемы выдается краткосрочное разрешение сроком до 3 лет. По истечении этого срока оно подлежит возобновлению.

Действующим предприятиям разрешение на специальное водопользование не выдается, если деятельность объекта не удовлетворяет существующим нормам и правилам в области использования и охраны водных ресурсов. При осуществлении контрольных функций органы по регулированию использования и охране вод в актах проверки предприятий отмечают наличие разрешений на специальное водопользование и дают оценку соблюдения его условий.

При выявлении объектов, проектирование и строительство которых ведется без разрешения на специальное водопользование, органы по регулированию использования и охране вод могут сделать представление в банковский орган о прекращении финансирования.

По истечении срока действия разрешения после соответствующего предупреждения водопользователя оно аннулируется. Аннулирование разрешения применяется также при систематическом нарушении условий специального водопользования. Прекращение права водопользования производится путем опломбирования или демонтажа соответствующих устройств.

Оформление разрешений осуществляется в соответствии с «Инструкцией о порядке согласования и выдачи разрешений на специальное водопользование», утвержденной Минводхозом СССР 5.06.1978 г., с учетом «Указаний по применению инструкции о порядке согласования и выдачи разрешений на специальное водопользование», утвержденных 15.08.1979 г.

До 1977 г. в большинстве случаев для водоемов питьевого и культурно-бытового пользования в разрешениях допускалось остаточное содержание нефтепродуктов в очищенной воде до 25 мг/л с учетом разбавления водой водоема в створе сброса. В связи с развитием технологии очистки этот уровень имеет тенденцию к значительному снижению, вплоть до установленных значений предельно допустимых концентраций.

§ 1.4. Схема и системы водоотведения нефтебаз

С учетом разновидностей сточных вод и условий их спуска в водоем принципиальная схема водоотведения нефтебаз (рис. 1.6) в общем случае представляет собой совокупность нескольких самостоятельных систем: бытовой, производственно-дождевой и дождевой (включая условно чистые производственные сточные воды). При проведении на нефтебазе операций с этилированными бензинами производственно-дождевая система водоотведения делится на две самостоятельные системы: неэтилированных сточных вод и этилированных сточных вод. Такое деление в экономическом и эксплуатационном отношении выгоднее, так как проще и дешевле производить

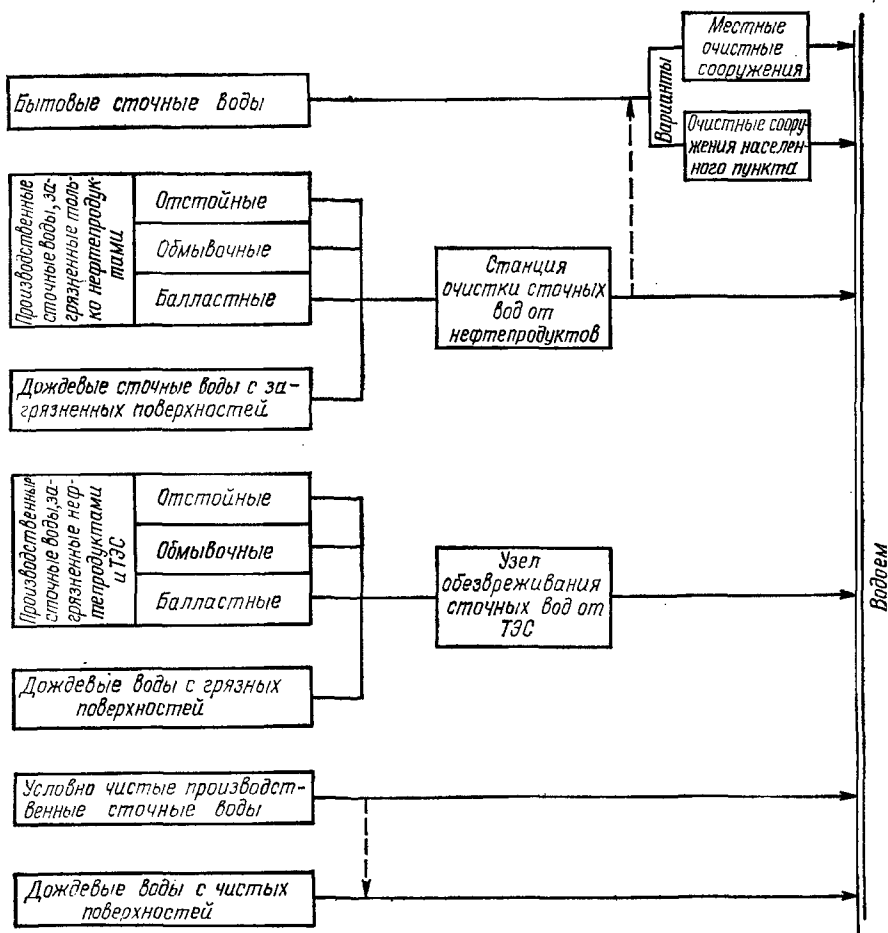


Рис. 1.6. Принципиальная схема водоотведения нефтебаз.

обезвреживание тетраэтилсвинца в относительно небольшом объеме сточных вод, не допуская его объединения с общим стоком нефтебазы.

Отведение бытовых, чистых дождевых и условно чистых производственных вод нефтебаз осуществляется в соответствии с общепринятыми положениями, рассматриваемыми в многочисленной литературе по водоотведению населенных мест.

Системы производственно-дождевого водоотведения нефтебазы включают в себя следующие элементы: приемники сточных вод в местах их образования; канализационные сети с насосными станциями для транспортировки сточных вод к очи-

ственным сооружениям; очистные станции и выпуски очищенных сточных вод (см. рис. 1.1).

Приемниками сточных вод на нефтебазах являются трапы в производственных помещениях, дождеприемные колодцы, сборные лотки, специально спланированные площадки на открытых сооружениях.

Производственно-дождевая канализационная сеть на нефтебазах, как правило, предусматривается подземной. В резервуарных парках допускается устройство водоотводящей сети в виде бестонных лотков, перекрытых плитами из негорючих материалов. Канализационную сеть для отвода дождевых вод с обвалованных участков резервуарного парка в районах с годовым количеством осадков менее 400 мм можно не предусматривать. На площадках железнодорожных эстакад (вдоль сливо-наливных устройств) следует предусматривать открытые лотки с уклоном к дождеприемникам.

Для устройства канализационной сети должны применяться прочные негорючие материалы (керамика, кирпич, бетон, асбестоцемент).

Режим движения воды в трубах во избежание чрезмерной турбулизации в максимально возможной степени должен приниматься самотечным со скоростью, близкой к самоочищающей. Минимальный диаметр труб самотечной сети 200 мм. Для предотвращения образования стойких нефтяных эмульсий следует до минимума ограничить перекачку воды и число перепадов на сети. Гидравлический расчет и конструирование сети осуществляются согласно общим положениям. Расчетное наполнение труб принимается полным.

Пропускная способность сети и сооружений производственно-дождевой канализации должна быть рассчитана на прием сточных вод от производственных зданий и сооружений и наибольший из следующих расходов: отстойных вод от одного наибольшего резервуара; дождевых вод с открытых сливо-наливных площадок; дождевых вод с обвалованной площадки резервуарного парка при регулируемом сбросе; вод от охлаждения резервуаров во время пожара при регулируемом сбросе.

На выпусках с обвалованных территорий резервуарных парков дождеприемники оборудуются специальными запорными устройствами — хлопушками (рис. 1.7), которые обычно находятся в закрытом положении. Для предотвращения распространения огня по канализационной сети на нефтебазах предусматривается устройство колодцев с гидравлическим затвором. Высота гидрозатвора должна быть не менее 250 мм. Они должны устанавливаться в следующих местах: на выпусках из производственных зданий, из обваловки резервуаров, с эстакад и сливо-наливных площадок; на магистральных производственно-дождевых сетях через 400 м; на канализационной сети до и после нефтеловушек на расстоянии от них не менее 10 м.

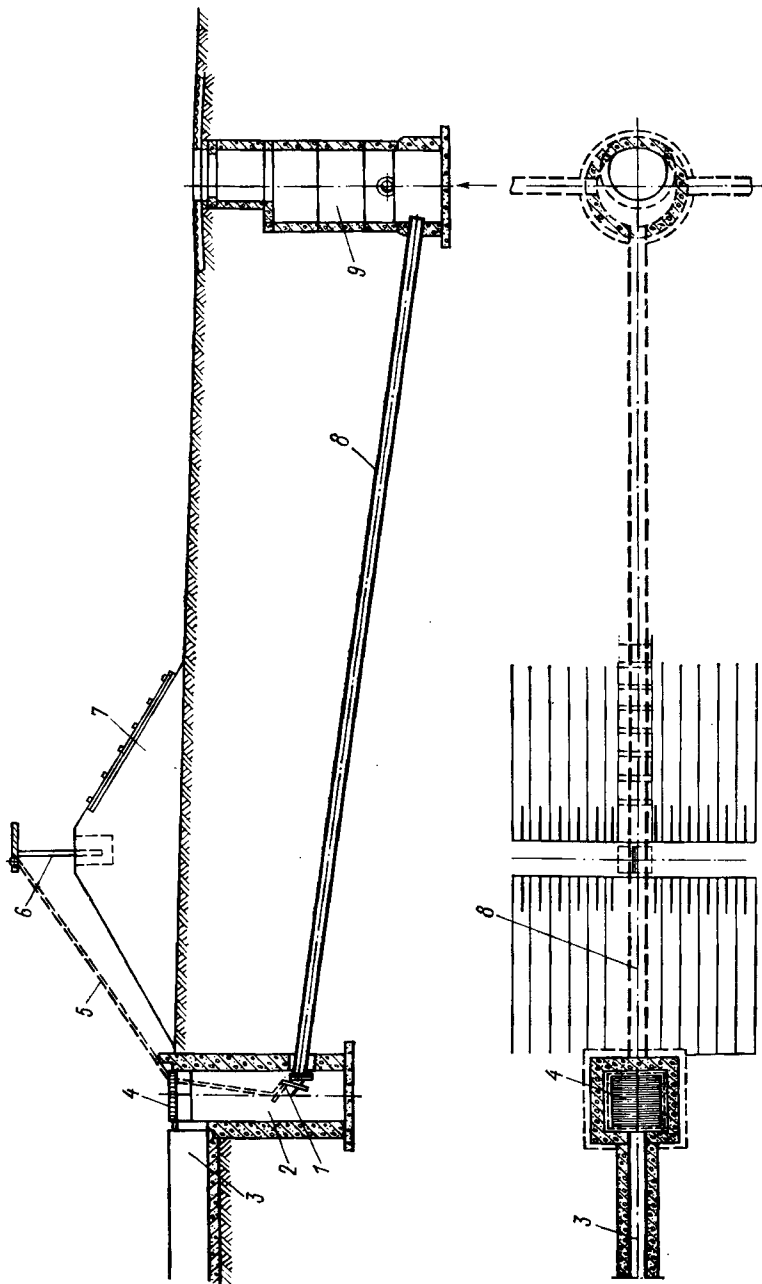


Рис. 1.7. Устройство выпуска из обвалования.

1 — хлопунка; 2 — дождеприемный колодец; 3 — бетонный лоток; 4 — металлическая решетка; 5 — трос; 6 — стойка с блоком; 7 — обвалование из грунта; 8 — выпускная труба; 9 — колодец с гидравлическим затвором.

На канализационной сети в точках изменения направления, уклона, диаметра трубопровода, присоединения других участков должны устраиваться смотровые колодцы, внутри которых канализационная труба заменяется открытым лотком.

Выпуски очищенных сточных вод предназначены для обеспечения быстрого и более полного смешения выпускаемой воды с водой водоема. Различают выпуски береговые и русловые (донные). Последние могут быть сосредоточенными и рассеивающими. Место выпуска очищенных сточных вод в водоем определяется по согласованию с местными контролирующими органами.

При невозможности сброса очищенных сточных вод нефтебаз в водоемы, на местность или в городскую канализацию для их приема предусматривают испарительные площадки (пруды).

ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД ОТ НЕФТЕПРОДУКТОВ МЕХАНИЧЕСКИМИ МЕТОДАМИ

§ 2.1. Технологические схемы очистки

Как упоминалось во Введении, для очистки сточных вод от нефтепродуктов в настоящее время применяют механические, физико-химические, химические и биологические методы. Из механических методов практическое значение имеют *отстаивание, центрифугирование и фильтрование*; из физико-химических — *флотация, коагуляция и сорбция*; из химических — *окисление хлором (хлорирование), окисление озоном (озонирование)*. Биологические методы основаны на способности аэробных микроорганизмов — минерализаторов перерабатывать (окислять) некоторые органические соединения, входящие в состав нефтепродуктов, как правило, в смеси с бытовыми сточными водами.

Ввиду сложности состава очищаемых нефтесодержащих вод и высоких требований к степени очистки в технологических схемах очистных станций используются комбинации различных методов. На рис. 2.1 приведены наиболее распространенные технологические схемы очистки сточных вод от нефтепродуктов, применяемые на нефтебазах и других хранилищах нефтепродуктов. Там же дана ориентировочная характеристика эффективности этих схем по очистке воды.

В отдельных случаях по требованию контрольных органов на выпуске очищенных сточных вод в водоем предусматриваются так называемые *буферные пруды*, основная функция которых заключается в повышении надежности, т. е. в предохранении водоемов от загрязнения при возможных нарушениях установленного режима работы очистной станции. По своему устройству буферные пруды аналогичны прудам дополнительного отстаивания. При невозможности сброса сточных вод в окружающую среду они подвергаются испарению или сжиганию.

Там, где позволяют местные условия, нефтесодержащие воды могут быть доочищены на сооружениях *биологической очистки* преимущественно совместно с бытовыми сточными водами. Для более глубокого обезвреживания воды, прошедшей механическую, флотационную и иногда биологическую очистку от нефтепродуктов, в последнее время наряду с сорбцией используется озонирование.

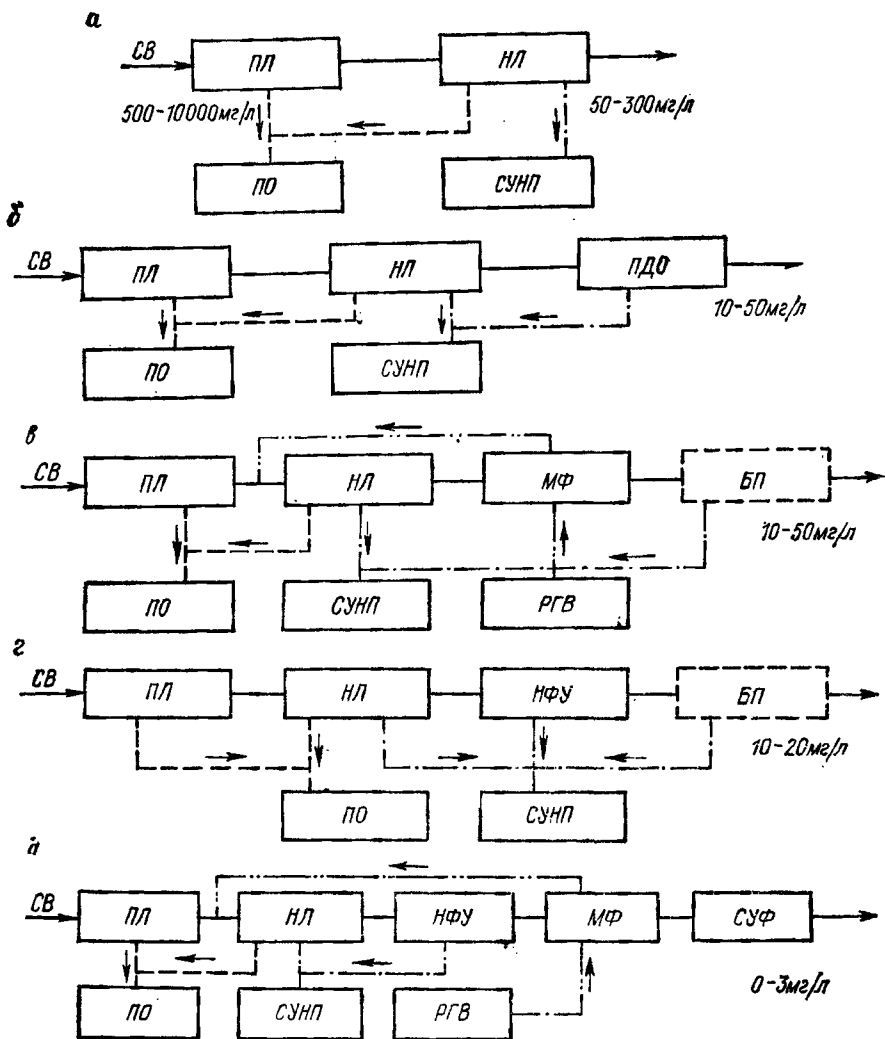


Рис. 2.1. Приципальные технологические схемы очистки сточных вод от нефтепродуктов.

Схемы: а — механической (грубой) очистки; б — с доочисткой в прудах дополнительного отстаивания; в — с доочисткой фильтрованием; г — с доочисткой напорной флотацией; д — с глубокой доочисткой после напорной флотационной установки на механических и сорбционных фильтрах.

СВ — сточная вода; ПЛ — песколовка; НЛ — нефтеловушка; ПО — площадка для осадка; СУНП — сборник уловленных нефтепродуктов; ПДО — пруд дополнительного отстаивания; МФ — механический фильтр; БП — буферный пруд; РГВ — резервуар горячей воды; МФУ — напорная флотационная установка; СУФ — сорбционный угольный фильтр.

§ 2.2. Очистка сточных вод в нефтеловушках

Отстаивание является наиболее простым и дешевым технологическим способом выделения дисперсных примесей из воды, в основе которого лежит разделение в поле гравитационных сил в условиях покоя или медленно движущегося потока жидкости. При этом взвешенные вещества с плотностью, большей плотности воды, осаждаются, вещества с меньшей плотностью — всплывают.

Основная масса нефтепродуктов в грубодиспергированном (капельном) и некоторая часть в эмульгированном состоянии из сточных вод удаляются в отстойных сооружениях, называемых нефтеловушками. Они применяются при содержании нефтепродуктов в сточных водах более 100 мг/л. По конструктивному исполнению нефтеловушки являются горизонтальными, вертикальными и радиальными отстойниками, дополнительно оборудованными для сбора и удаления всплывающих нефтепродуктов. На нефтебазах наибольшее распространение получили горизонтальные нефтеловушки.

Горизонтальная нефтеловушка представляет собой прямоугольный резервуар (рис. 2.2), в котором из медленно движущегося потока сточных вод выделяются всплывающие нефтепродукты и оседающие механические примеси. Для удаления всплывающего слоя предусматриваются нефтесборные щелевые поворотные трубы, а для сбора осадка — приямок в начале сооружения и уклон дна по всей длине. В целях облегче-

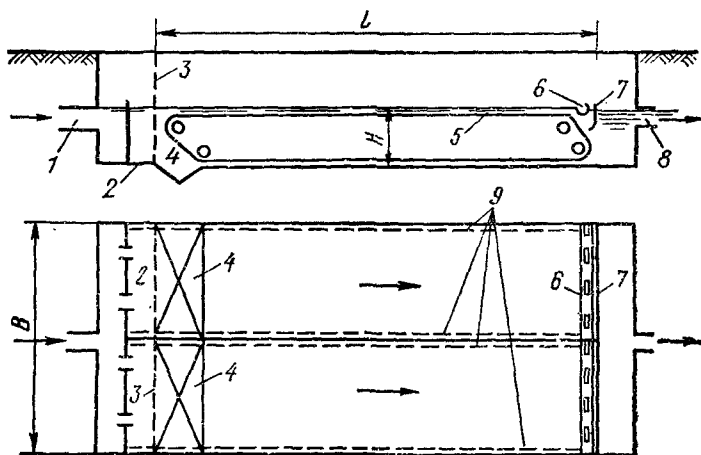
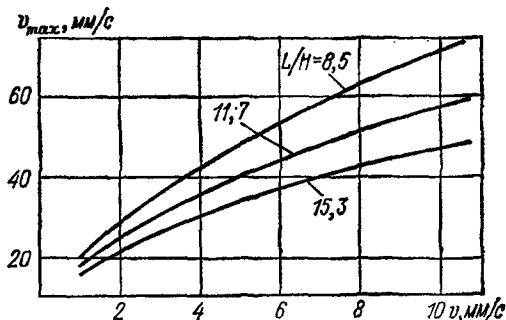


Рис. 2.2. Схема устройства нефтеловушки.

1 — подводный трубопровод; 2 — входная камера; 3 — распределительная (дырчатая) стенка; 4 — приямок для осадка; 5 — скребковый механизм; 6 — нефтесборная щелевая поворотная труба; 7 — нефтеудерживающая стенка; 8 — отводящий трубопровод; 9 — подогреватель.

Рис. 2.3. Изменение максимальной фактической скорости v_{\max} движения воды в нефтеловушке в зависимости от средней расчетной v при разном отношении длины L к глубине H .



ния удаления всплывающего слоя нефтепродуктов в зимнее время по периметру нефтеловушки предусматривается обогрев при помощи паровых или водяных змеевиков, расположенных на глубине 0,2 м от поверхности воды.

Длина нефтеловушки определяется расчетным временем отстаивания, которое при рассмотрении элементарной схемы ее работы равно

$$t = H/u, \quad (2.1)$$

где H — рабочая глубина нефтеловушки, м; u — расчетная скорость всплывания нефтяных частиц, м/с.

Необходимая рабочая длина сооружения, в предположении равномерного и установившегося движения жидкости в нем, равна

$$L = vt = vH/u, \quad (2.2)$$

где v — средняя скорость движения воды, постоянная по всему живому сечению нефтеловушки, м/с.

В действительности, как показывают исследования [6], фактическая горизонтальная скорость потока может значительно превышать среднюю расчетную скорость (рис. 2.3), т. е. может иметь место неравномерное распределение скоростей по живому сечению и непостоянство скоростей по длине. Такое явление возникает в результате наличия в потоке вихревых и струйных образований, порождаемых несовершенством конструкций водораспределительных, водовыпускных и других устройств в нефтеловушке. Для учета указанных явлений в формулу (2.2) рекомендуется вводить поправочный коэффициент K , принимаемый равным для горизонтальных отстойников (нефтеловушек) 0,5, для радиальных 0,45, для вертикальных 0,35. Следовательно,

$$L = vH/(Ku). \quad (2.3)$$

Средняя скорость горизонтального движения воды в нефтеловушке v обычно принимается в пределах 0,004—0,006 м/с.

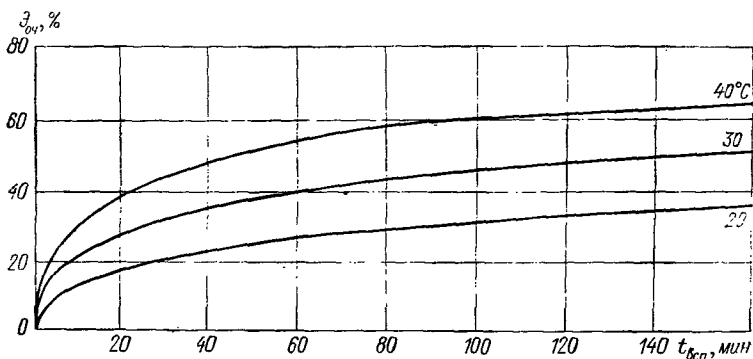


Рис. 2.4. Кинетика выделения нефтепродуктов из воды (исходное содержание 300 мг/л, высота кюветы 70 мм).

Расчетная скорость всплывания нефтепродуктов в нефтеловушке u определяется по кинетике их выделения. Она зависит от плотности нефтепродуктов, размеров частиц эмульсии, температуры сточной воды, наличия механических примесей и других факторов. Полученная в лабораторных условиях кинетика выделения нефтепродуктов из воды (т. е. зависимость эффективности очистки $\mathcal{E}_{оч}$ от времени всплывания $t_{всп}$ позволяет установить расчетную гидравлическую крупность выделяемых частиц при заданной степени очистки (для примера см. рис. 2.4).

Для частиц эмульсии, удовлетворяющих условию

$$Re = du_0/\nu < 1,0, \quad (2.4)$$

скорость всплывания частицы в покое в чистой воде можно определить по формуле Стокса:

$$u_0 = d^2g(\rho_v - \rho_{нп})/(18\mu), \quad (2.5)$$

где d — диаметр частицы эмульсии, м; g — ускорение свободного падения, м/с²; ρ_v — плотность воды, кг/м³; $\rho_{нп}$ — плотность нефтепродукта, кг/м³; μ — динамический коэффициент вязкости воды, кг/(м · с); ν — кинематический коэффициент вязкости воды, м²/с.

Наличие в сточной жидкости механических примесей влияет на скорость выделения нефтепродуктов из воды. Поэтому

$$u = \alpha u_0, \quad (2.6)$$

где α — коэффициент уменьшения скорости всплывания нефтяных частиц под влиянием механических примесей.

По экспериментальным данным эта зависимость имеет характер, представленный на рис. 2.5.

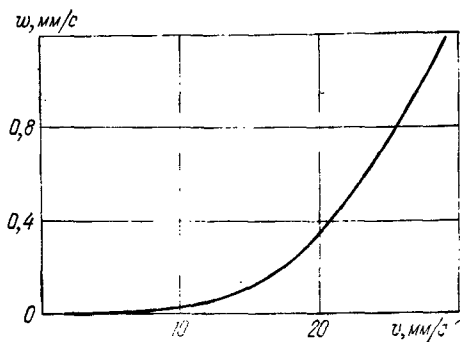
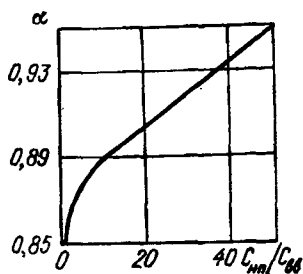


Рис. 2.5. Зависимость коэффициента уменьшения скорости всплывания частиц нефтепродуктов α от наличия взвешенных веществ.

$C_{нп}$ и $C_{вв}$ — концентрация нефтепродуктов и взвешенных веществ.

Рис. 2.6. Значения вертикальной составляющей w скорости движения жидкости v в нефтеловушке.

Влияние механических примесей на скорость всплывания нефтяных частиц можно учитывать с помощью коэффициента, определяемого по эмпирической формуле

$$\alpha = \frac{4 \cdot 10^4 + 0,8 C_{вв}^2}{4 \cdot 10^4 + C_{вв}^2}, \quad (2.7)$$

где $C_{вв}$ — концентрация механических примесей (взвешенных веществ), мг/л.

Имеется ряд других зависимостей для определения скорости u_0 . Они обладают различной степенью теоретической и экспериментальной точности в области диаметров частиц до 100 мкм и существенно не отличаются от зависимости (2.5). В частности, экспериментальная зависимость ВНИИ Водгео [6] имеет вид

$$u_0 = (112 - 93 \rho_{нп}) 10^{kd}, \quad (2.8)$$

где k — эмпирический коэффициент, равный для температуры 20°C 0,0153; d — диаметр нефтяных частиц, мкм.

При отсутствии данных по кинетике всплывания нефтяных частиц согласно СНиП II-32-74 допускается принимать расчетную скорость всплывания в пределах 0,4—0,6 мм/с. Степень задержания нефтепродуктов при этом составляет соответственно 70—60 %.

Турбулентный режим движения воды в нефтеловушке оказывает отрицательное влияние на скорость всплывания частиц. Это влияние принято учитывать значением вертикальной составляющей скорости движения воды в нефтеловушке w , получаемым из экспериментальной зависимости на рис. 2.6. Окон-

чательно, с учетом изложенного, рабочая длина нефтеловушки определяется по выражению

$$L = \frac{vH}{K(u - \omega)}. \quad (2.9)$$

Общая ширина нефтеловушки

$$B = Q/(vH), \quad (2.10)$$

где Q — расчетный расход сточной жидкости, м³/с.

При проектировании нефтеловушек необходимо учитывать следующие рекомендации:

- 1) рабочая глубина не должна быть больше 2 м;
- 2) ширина секции 3—6 м;
- 3) число секций не менее двух;
- 4) отношение длины к рабочей глубине от 15 до 20;
- 5) толщина слоя всплывших нефтепродуктов до 0,1 м;
- 6) толщина слоя осадка до 0,1 м.

В нефтеловушке наряду с всплыванием взвешенных нефтепродуктов происходит выделение механических примесей в осадок. Распределение осадка по длине нефтеловушки неравномерно. Наибольшее его количество выпадает в начале сооружения на участке длиной до 5—6 м. В дальнейшем до конца сооружения высота слоя незначительна и остается постоянной по длине.

Влажность свежавывавшего осадка составляет примерно 95 %, объемный вес 1,1 тс*/м³. С увеличением продолжительности пребывания под водой осадок уплотняется: после 3 ч его влажность равна 65—70 %; после 6 ч — 55—60 %; после 24 ч — 50—55 %. Объемный вес осадка при 70 % влажности равен 1,5 тс/м³. Масса осадка по сухому веществу 80—120 г на 1 м³ сточных вод. Содержание нефтепродуктов в осадке 15—20 вес. %.

Осадок, выпадающий в начале нефтеловушки, имеет угол естественного откоса 25—30° и не сползает. На середине нефтеловушки осадок сползает под углом 18—20°, в конце ее он легкоподвижен и практически сползает под любым углом. Для сдвигания вывавшего осадка к сборному приямку нефтеловушки должны оборудоваться скребковым устройством. Скорость движения скреперного скребка не должна превышать 0,01 м/с. Удаление осадка из приямка производится чаще всего гидроэлеваторами. Могут для этой цели применяться песковые насосы, донные клапаны. Гидроэлеватор откачивает осадок полностью из приямка в виде усеченной пирамиды с углом наклона граней 50°, а при плоском дне — вокруг себя в радиусе 1,5—2,0 м.

* 1 тс = 10³ кгс ≈ 10 кН.

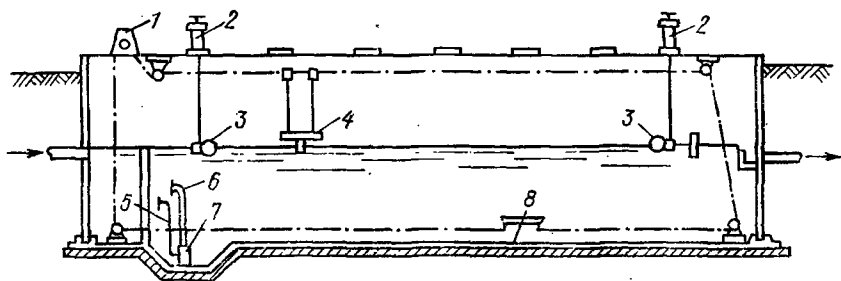


Рис. 2.7. Устройство нефтеловушки из сборных железобетонных элементов производительностью 20—40 м³/ч.

1 — лебедка; 2 — колонки управления нефтесборной трубой; 3 — нефтесборные трубы; 4 — скребок для всплывшего слоя; 5 — трубопровод рабочей воды к гидроэлеватору; 6 — нульпровод; 7 — гидроэлеватор; 8 — скреперный скребок для осадка.

Количество осадка (м³/сут), задерживаемого в нефтеловушке, определяется по формуле

$$W_{\text{ос}} = \frac{24 Q C n}{\gamma_{\text{ос}} (100 - z)}, \quad (2.11)$$

где C — содержание взвешенных веществ (механических примесей) в сточной воде, кг/м³; Q — расход сточных вод, м³/ч; n — степень выделения взвешенных веществ, принимаемая равной 60—70%; $\gamma_{\text{ос}}$ — объемный вес осадка, кгс/м³; z — влажность осадка, %.

Для удаления всплывших нефтепродуктов щелевые поворотные нефтесборные трубы располагают в верхнем слое жидкости в начале и в конце секции. Они должны устанавливаться строго горизонтально с поворотом на 180°. Всплывшие нефтепродукты часто бывают малоподвижными и собираются трубами лишь в пределах 2—3 м. Улучшению условий сбора нефтепродуктов способствует скребковое устройство, которое сдвигает всплывший слой к трубам. Обводненность уловленного нефтепродукта составляет 30—40%. Конструкция распространенного типа нефтеловушек представлена на рис. 2.7.

Нефтеловушки являются довольно громоздкими и дорогостоящими сооружениями: при производительности от 50 до 600 м³/ч их длина находится в пределах 18—36 м, ширина от 6 до 18 м (2—3 секции), высота 2—3 м. Эффективность очистки воды при 2-часовом отстаивании ограничивается остаточным содержанием 50—300 мг/л и более в зависимости от дисперсности частиц нефтяной эмульсии.

Для повышения эффективности отстойных сооружений ищут разнообразные способы. В их числе можно назвать расщепленный по длине отстойной зоны (лучше в последней трети длины) отвод очищенной воды, применение коалесцирующих фильтров (укрупняющих частицы эмульсии) из гидрофоби-

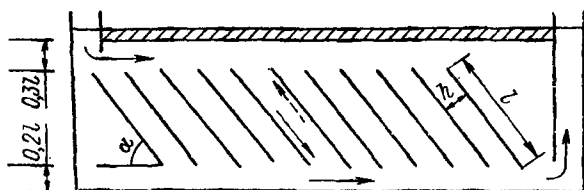


Рис. 2.8. Схема тонкослойного отстаивания.

зированных материалов на входе воды в нефтеловушку и др. Наиболее эффективным оказалось применение *тонкослойного отстаивания*. Для этой цели в отстойной зоне нефтеловушки располагают пакеты пластин с зазором 20—100 мм, установленных наклонно (угол около 45—50°). Наряду с пакетами пластин можно применять наклонные пучки труб диаметром до 50 мм.

В тонкослойных элементах уменьшается путь движения выделяемых частиц и, следовательно, сокращается время отстаивания [см. формулу (2.1)]. При рациональном наклонном расположении обеспечивается саморазгрузка тонкослойных элементов от всплывающих и осаждающихся частиц. Существенным достоинством тонкослойного отстаивания является также уменьшение влияния на процесс отстаивания вихревых зон, конвективных потоков, турбулентных явлений. Как показывает первый опыт применения тонкослойного отстаивания, производительность единицы объема отстойной зоны нефтеловушки может быть повышена в несколько раз.

Схема отстаивания нефтесодержащих вод при поперечном расположении тонкослойных элементов показана на рис. 2.8. В связи с малыми зазорами каналов и небольшой их протяженностью, отсутствием влияния впускных и выпускных устройств, различия плотностей суспензий в разных областях гидравлический режим потока жидкости с достаточной для практических расчетов точностью может быть принят ламинарным.

Для выделяемой из воды частицы расчетной крупности время, необходимое для прохождения расстояния от низа до верха зазора между пластинами, равно

$$t = h/(u \cos \alpha), \quad (2.12)$$

где h — расстояние между пластинами; u — расчетная скорость всплывания нефтяных частиц; α — угол наклона пластин.

Необходимая длина наклонного канала равна

$$l = vt, \quad (2.13)$$

где v — средняя скорость движения жидкости в канале.

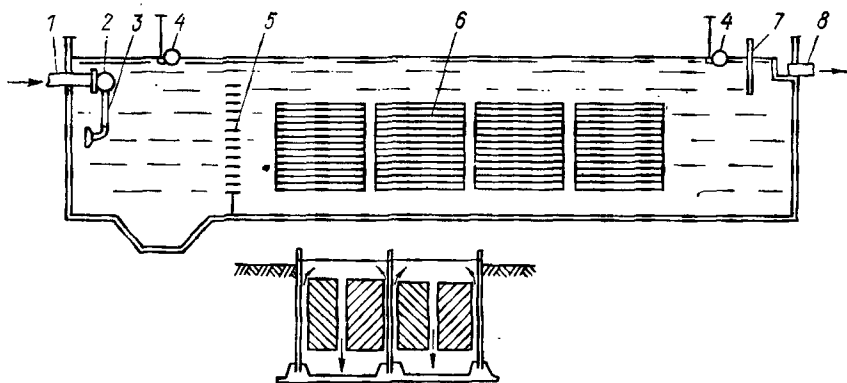


Рис. 2.9. Нефтеловушка с блочными тонкослойными элементами (устройства для сбора и удаления осадка не показаны).

1 — подающая труба; 2 — распределительная труба; 3 — распределительные патрубки с раструбами; 4 — нефтеотводящие трубы; 5 — водораспределительное устройство; 6 — блоки тонкослойных элементов (пластинчатых); 7 — нефтеудерживающая перегородка; 8 — отводящая труба.

Потребное число каналов равно

$$n = Ql/(blh), \quad (2.14)$$

где Q — расчетный расход сточной воды; b — ширина канала.

В связи с тем, что в выражении (2.13) принято среднее значение скорости воды в канале, для точных расчетов при малых соотношениях b/h целесообразно вводить поправочные коэффициенты, которые для каналов прямоугольного сечения с $b/h = 1 \div 20$ изменяются от 1,4 до 1,02. Ширина канала обычно назначается в пределах 0,2—0,3 длины, скорость воды в канале принимается 2—5 мм/с. Нисходящая составляющая скорости воды на входе в каналы не должна превышать отрывной скорости всплывания частиц сконцентрированных нефтепродуктов на краях пластин во избежание их повторного вовлечения в каналы. Весьма рациональны в этом отношении гофрированные пластины, обеспечивающие при расположении гофр вдоль потока максимальное укрупнение нефтяных частиц [7].

Наряду с поперечным расположением тонкослойные элементы могут располагаться и вдоль потока. При этом несколько уменьшается гидравлическое сопротивление и удается применить обычные устройства для удаления всплывших нефтепродуктов и вывавшего осадка. Этот способ находит применение для повышения производительности существующих типовых нефтеловушек. На рис. 2.9 показано устройство типовой нефтеловушки с введенными в нее элементами тонкослойного отстаивания.

§ 2.3. Отстаивание сточных вод в буферных резервуарах

На нефтебазах, связанных с перевозками нефтепродуктов в наливных судах, для приема и усреднения балластных вод в больших объемах предусматривают *приемные резервуары*, называемые *буферными*. Их вместимость обусловлена режимом работы и грузоподъемностью нефтеналивных судов. Сдача балластных вод на очистную станцию производится грузовыми насосами судов в течение короткого времени (4—8 ч). Для примера режим сдачи балластных вод и характеристика их загрязненности в разные периоды выкачки из танкера приведены на рис. 2.10. Из буферных резервуаров вода после приемки постепенно, с учетом производительности очистной станции, подается на очистку. Время пребывания воды в буферных резервуарах находится в пределах от 6 до 24 ч. Режим их работы в основном периодический.

По конструкции буферные резервуары представляют собой типовые стальные вертикальные цилиндрические емкости. Они оборудованы водораспределительными и нефтесборными приспособлениями, трубопроводами для подачи и выпуска воды, отвода всплывших нефтепродуктов и уровнемером. Схема устройства буферного резервуара показана на рис. 2.11.

В период нахождения балластных вод в буферном резервуаре из них происходит выделение нефтепродуктов, которые концентрируются на поверхности. Характер изменения средней по высоте резервуара концентрации нефтепродуктов в воде в процессе отстаивания в сооружении высотой 6—7 м показан на рис. 2.12 [8]. Таким образом, при наличии буферных резервуаров на нефтебазе они одновременно выполняют роль нефтеловушек, которые в таких случаях могут не предусматриваться. Однако обычные жидкотопливные емкости не приспособлены для сбора и удаления неизбежно выпадающих здесь осадков. Их объем надо сокращать, предусматривая подачу балластных вод в буферные резервуары через песколовки. Затруднен здесь и отвод всплывшей массы с поверхности жидкости.

Кинетика выделения нефтепродуктов из балластных вод определяется многими факторами, и в настоящее время еще не накоплен экспериментальный материал для обобщающих зависимостей. При исходных концентрациях нефтепродуктов в балластной воде до 2000 мг/л, например, на нефтебазе «Шесхарис» (Новороссийск) [8] изменение средней по высоте зоны отстаивания концентрации нефтепродуктов в воде приближенно описывается выражением

$$C = C_{\infty} + \frac{C_{\text{нач}} - C_{\infty}}{t + t/\tau}, \quad (2.15)$$

где C_{∞} — концентрация нефтепродуктов в балластной воде, практически неотделимая при отстаивании (время отстаивания

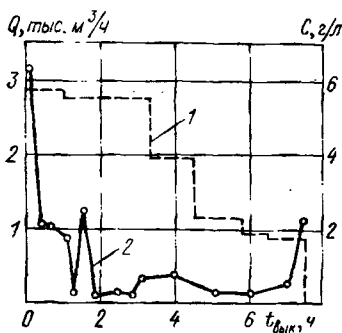


Рис. 2.10. Режим поступления балластных вод из танкера в буферные резервуары нефтебазы.

1 — расход балластных вод Q ; 2 — изменение концентрации нефтепродуктов C в зависимости от времени выкачки $t_{\text{вык}}$.

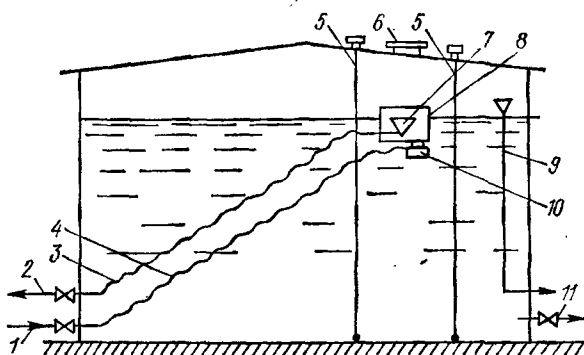


Рис. 2.11. Схема устройства буферного резервуара.

1 — трубопровод балластной воды; 2 — трубопровод отвода всплывших нефтепродуктов; 3 и 4 — гибкие шланги; 5 — направляющие тросы; 6 — смотровой люк; 7 — нефтесборная воронка; 8 — поплавок; 9 — переливная труба; 10 — распределительная головка поступающей балластной воды; 11 — выпуск балластной воды.

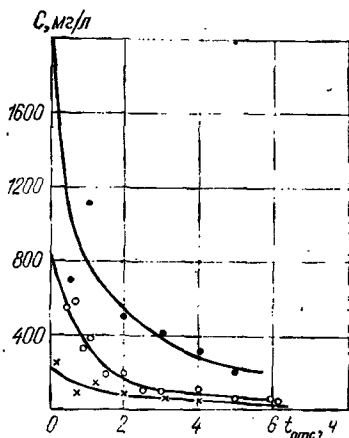


Рис. 2.12. Изменение средних по высоте резервуара концентраций нефтепродуктов в балластной воде в период нахождения в буферном резервуаре.

10 ч и более), кг/м^3 ; $C_{\text{нач}}$ — начальное содержание нефтепродуктов в воде, кг/м^3 ; t — продолжительность отстаивания, ч; τ — время отстаивания, за которое $C_{\text{нач}}$ уменьшается вдвое (определяется экспериментально), ч.

§ 2.4. Отстаивание в песколовках

Для обеспечения нормальной работы основных отстойных сооружений (нефтеловушек и т. п.) целесообразно из сточной воды предварительно удалять тяжелые минеральные примеси. Они снижают подвижность осадка, увеличивают нагрузку на скребковые механизмы, отлагаются в трубопроводах, лотках, водораспределительных устройствах, входных камерах, вызывают преждевременный износ оборудования. На очистных станциях эту задачу выполняют вспомогательные отстойные сооружения, называемые песколовками.

По конструктивному исполнению на нефтебазах применяются песколовки горизонтальные и вертикальные. Для очень малых расходов сточных вод иногда применяются упрощенные устройства — щелевые песколовки.

Площадь живого сечения горизонтальной песколовки (рис. 2.13) определяется по выражению

$$f = Q/(vn), \quad (2.16)$$

где Q — максимальный расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{с}$; v — скорость движения воды в песколовке, $\text{м}/\text{с}$; n — число отделений песколовки.

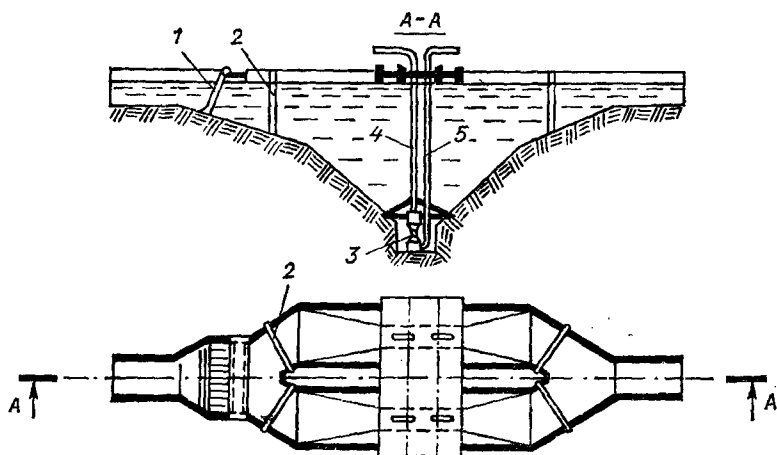


Рис. 2.13. Горизонтальная песколовка.

1 — решетка; 2 — шибер; 3 — гидрозлеватор; 4 — пульпопровод; 5 — напорный трубопровод рабочей воды.

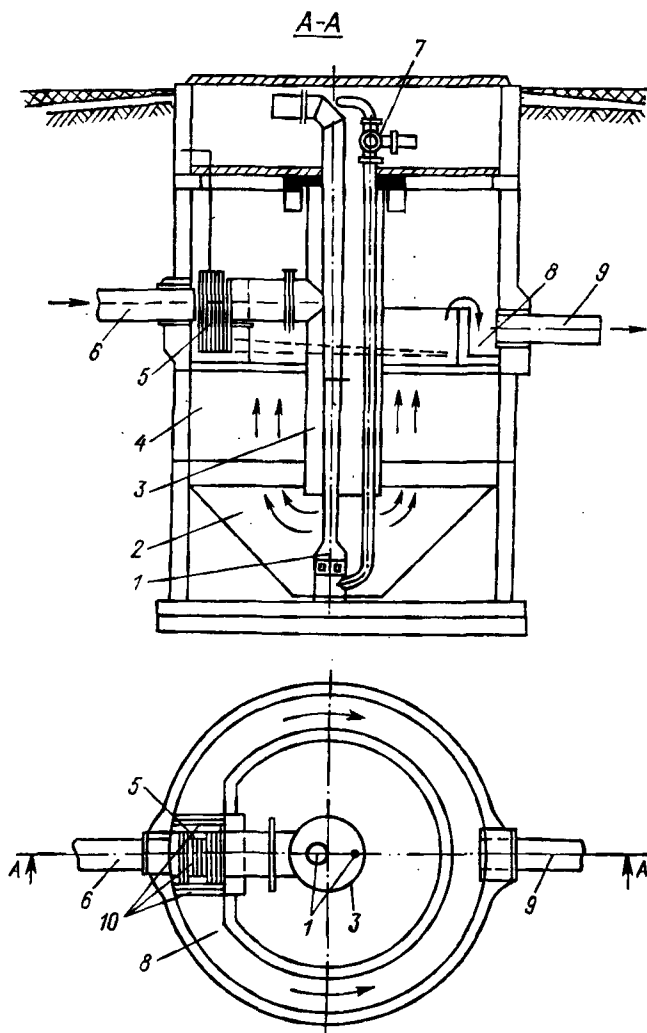


Рис. 2.14. Вертикальная песколовка.

1 — гидроэлеватор; 2 — осадочная часть; 3 — центральная труба; 4 — отстойная часть; 5 — решетка-корзинка; 6 — подводная труба; 7 — трехходовой кран; 8 — сборный лоток; 9 — отводящая труба; 10 — шиберы.

Длина песколовки равна

$$L = H \cdot k \cdot u,$$

где H — рабочая глубина песколовки, принимаемая равной двойной глубине воды в подводном канале, м; k — коэффициент, учитывающий гидравлическое несовершенство песколовки

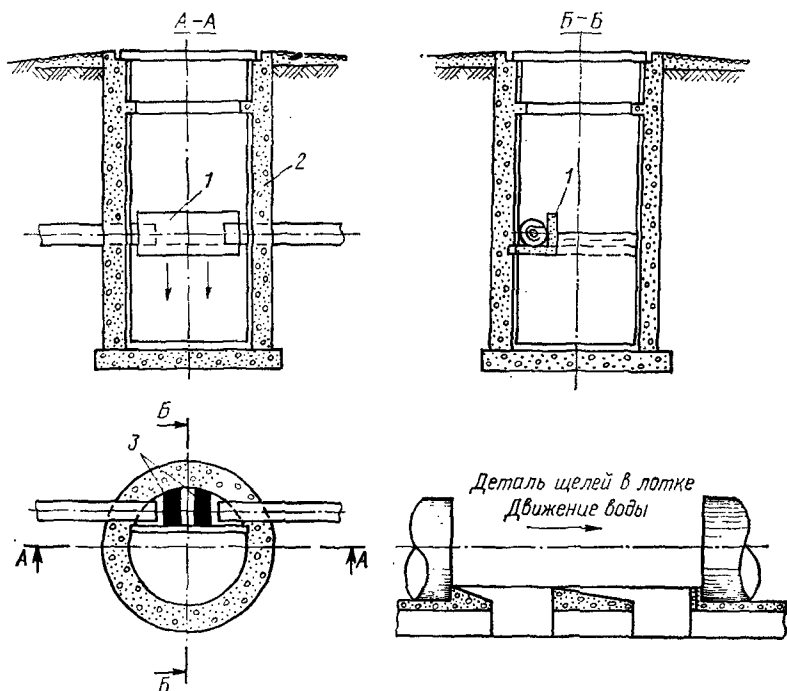


Рис. 2.15. Щелевая песколовка.

1 — лоток; 2 — колодец из сборного железобетона; 3 — щели.

(вихревые зоны, струйность), а также взвешивающее влияние турбулентных пульсаций; u — гидравлическая крупность задерживаемых частиц (скорость движения задерживаемых частиц в жидкости в условиях покоя), м/с.

Для минимального диаметра задерживаемых песчаных частиц 0,2 мм (гидравлическая крупность $u = 18,7 \cdot 10^{-3}$ м/с) $k = 1,7$; для частиц диаметром 0,25 мм ($u = 24,2 \cdot 10^{-3}$ м/с) $k = 1,3$.

Ширина отделений песколовки

$$B = Q / (Hvn), \quad (2.18)$$

где v — скорость движения воды в песколовке, м/с; Q — расчетный расход воды, м³/с; H — рабочая высота песколовки, м; n — число отделений (не менее двух).

Скорость движения сточных вод при максимальном притоке надлежит принимать равной 0,3 м/с; при минимальном притоке — 0,15 м/с. Продолжительность пребывания воды в песколовке 30—60 с.

Эффект удаления взвешенных веществ из сточных вод в горизонтальной песколовке составляет 15—20%. Свежевыпавший

осадок имеет влажность 95 %, слежавшийся (более суток) — 35—40 %. Объемный вес слежавшегося осадка 1,8—2,0 тс/м³, свежевывапавшего — 1,2—1,3 тс/м³, содержание нефтепродуктов в осадке 6—7 вес. %. Удаление осадка из песколовки производится гидроэлеватором.

Вертикальная песколовка устраивается из сборного железобетона и представляет собой вертикальный отстойник, рассчитанный на пребывание в нем воды в течение 30—60 с (рис. 2.14). Осадочная часть образуется набетонкой с наклоном поверхностей 45—50°. Эффект удаления взвешенных веществ из сточных вод и характеристика осадка аналогичны таковым горизонтальных песколовок.

Щелевая песколовка (рис. 2.15) представляет собой участок трубы или прямоугольного открытого канала, в нижней части которого имеются прорезы (щели) для пропуска механических примесей. Принцип ее работы основан на том, что песок в канализационной сети передвигается в основном по лотку трубы и при соответствующей скорости легко проваливается через щели в осадочную часть. Щелевую трубу или канал помещают обычно в прямоугольном или круглом в плане колодце с таким расчетом, чтобы нижняя осадочная часть колодца имела достаточную вместимость для приема и хранения осадка между выгрузками.

Ширина щелей принимается равной 0,10—0,15 м; число щелей 2. Максимальная скорость движения воды через песколовку не должна превышать 1,0 м/с. Эффективность щелевой песколовки незначительна, она задерживает не более 10 % взвешенных веществ при условии регулярной очистки осадочной части, которая производится вручную.

§ 2.5. Дополнительное отстаивание сточных вод в прудах

Простейшим способом доочистки нефтесодержащих вод после нефтеловушек является дополнительное отстаивание в прудах. Наряду с применением отстойных прудов в качестве самостоятельных сооружений доочистки они используются и как буферные пруды после других сооружений доочистки сточных вод (флотационных, фильтрационных) для гарантированного предохранения водосемов от загрязнения при неполадках и авариях на очистных станциях.

Отстойный пруд представляет собой открытый, возведенный в грунте резервуар (рис. 2.16). Для предохранения грунта и грунтовых вод от загрязнения днище и откосы пруда изолируют экранами из глины, асфальтобетона, бетонных плит, полимерных пленочных материалов. Пруды устраивают двухсекционными. Вместимость первой секции принимается равной 30 % общего объема. Она предназначена для выделения основной массы оставшихся после нефтеловушки нефтепродуктов.

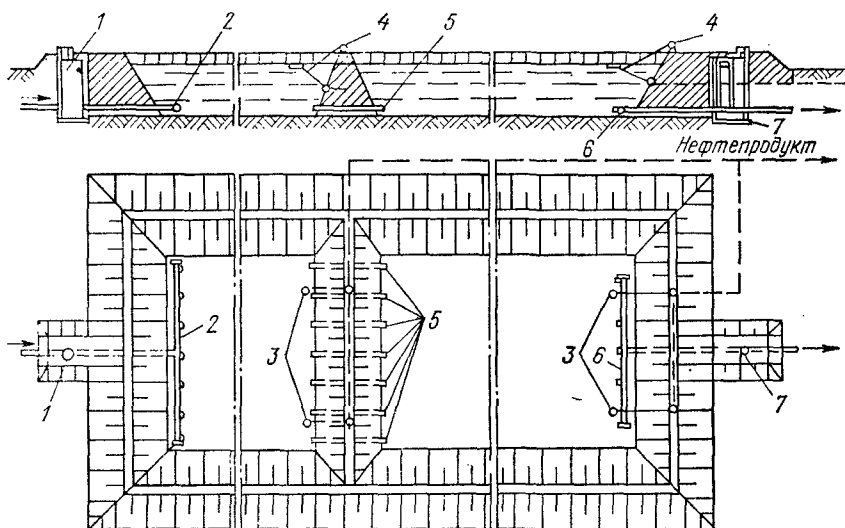


Рис. 2.16. Пруд дополнительного отстаивания.

1 — впускной колодец; 2 — распределительная труба; 3 — шарнирные нефтесборные трубы; 4 — лебедки; 5 — перепускные трубы; 6 — выпускная труба; 7 — выпускной колодец.

Глубина воды в пруде принимается в пределах 1,5—2,5 м, а отношение ширины к длине от 1 : 1,5 до 1 : 2.

Пруд дополнительного отстаивания оборудуется распределительной впускной трубой, выпускной трубой, донными перепускными трубами в разделительной дамбе, устройствами для сбора и отведения уловленных нефтепродуктов. Входная распределительная труба должна обеспечить максимально возможное равномерное распределение воды по всему живому сечению пруда. Для этой цели на выпускных патрубках трубы рекомендуется устанавливать диафрагмы с переменным сечением отверстий. Скорость воды в распределительной трубе не должна быть больше 1,0—1,2 м/с. Аналогичные устройства следует предусматривать и на выпускной трубе.

Для перепуска сточных вод из первой секции во вторую в теле разделительной дамбы по всей длине устраиваются перепуски на высоте 0,5 м от дна с шагом 3—4 м из асбестоцементных, бетонных или керамических труб. В целях предотвращения попадания пленки нефтепродуктов из первой секции во вторую при наполнении пруда перепускным трубам придают обратный уклон 0,005—0,010. Если позволяет рельеф, то в обеих секциях необходимы трубы для опорожнения. При отсутствии возможности выпуска воды из пруда самотеком опорожнение производят с помощью передвижной насосной установки.

Рис. 2.17. Плавучий агрегат для сбора нефтепродуктов.

1 — гидроэжектор; 2 — емкость для слива плавающих нефтепродуктов; 3 — центробежный насос; 4 — понтон.

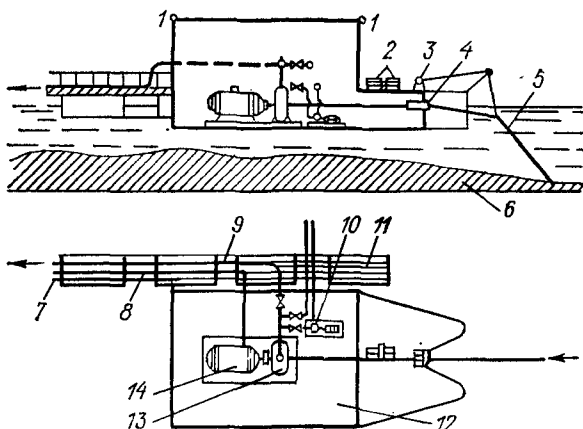
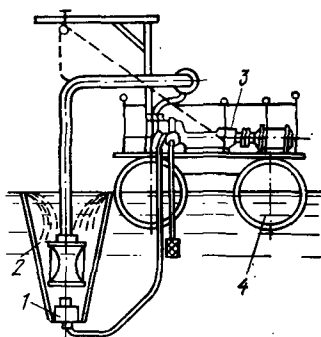


Рис. 2.18. Плавучая землесосная установка.

1 — трубы водяной завесы; 2 — лебедки управления передвижением; 3 — лебедка всасывающей трубы; 4 — шарнир из гибкого шланга; 5 — всасывающая труба; 6 — осадок; 7 — водовод; 8 — электрический кабель; 9 — илловод; 10 — вакуум-насос; 11 — поплавки; 12 — понтон; 13 — шламовый (песковой) насос; 14 — электродвигатель.

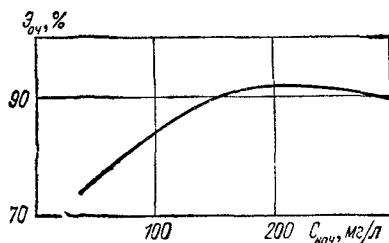


Рис. 2.19. Зависимость эффекта очистки воды от нефтепродуктов в прудах $\mathcal{E}_{оч}$ от начальной концентрации $C_{нач}$.

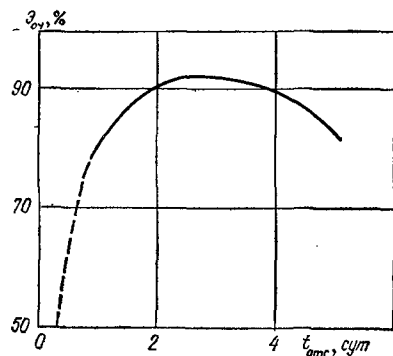


Рис. 2.20. Зависимость эффекта очистки воды от нефтепродуктов в прудах $\mathcal{E}_{оч}$ от продолжительности отстаивания $t_{отс}$.

Для сбора уловленных нефтепродуктов применяют шарнирные трубы, подвижные щиты (запаны), плавучие агрегаты (рис. 2.17). Для очистки прудов от осадков применяют плавучие землесосные установки (типа 4ПЗУ) с плавучим илопроводом (рис. 2.18).

Эффективность очистки воды в прудах зависит от многих факторов. При отсутствии возмущающих воздействий зависимость эффекта задержания нефтепродуктов в прудах от их концентрации показана на рис. 2.19. Изменение эффекта очистки от продолжительности отстаивания при исходном содержании нефтепродуктов 100 мг/л приведено на рис. 2.20. Оптимальной продолжительностью пребывания воды в прудах после нефтеловушек является 2—3 сут, на которые и рассчитывается их вместимость.

Остаточное содержание нефтепродуктов в воде после прудов находится в пределах от 10 до 50 мг/л. Исследованиями установлено, что при более длительном отстаивании в прудах (20—30 сут) может произойти дополнительное снижение концентрации нефтепродуктов за счет биохимических процессов. Однако устройство прудов на такую продолжительность отстаивания увеличивает капитальные затраты и, что важно, требует больших площадей.

§ 2.6. Очистка сточных вод в гидроциклонах

Для интенсификации механического выделения дисперсных примесей из нефтесодержащих сточных вод можно применять центрифугирование. В его основе лежит процесс разделения суспензий и эмульсий в поле центробежных сил. Центрифугирование может быть осуществлено в аппаратах, называемых *центрифугами и гидроциклонами*. В центрифугах вращательное движение жидкости передается от вращающихся с большой скоростью элементов механизма, в гидроциклонах оно обеспечивается потоком жидкости, поступающей на разделение через тангенциально расположенный входной патрубок. Центрифуги наибольшее применение получили при сгущении суспензий высокой концентрации, и в технологии очистки сточных вод их целесообразно применять для обезвоживания осадков. Механическую очистку нефтесодержащих сточных вод осуществляют в гидроциклонах, которые могут быть *напорными*, т. е. с повышенным сверх атмосферного давлением на сливе, и *безнапорными (открытыми)*, работающими в условиях атмосферного давления.

Принцип действия гидроциклона показан на рис. 2.21. Жидкость, поступающая тангенциально в цилиндрическую часть гидроциклона, образует вихревой поток, который постепенно перемещается в конусную его часть. Некоторое, весьма незначительное, количество жидкости уходит из аппарата с твердой

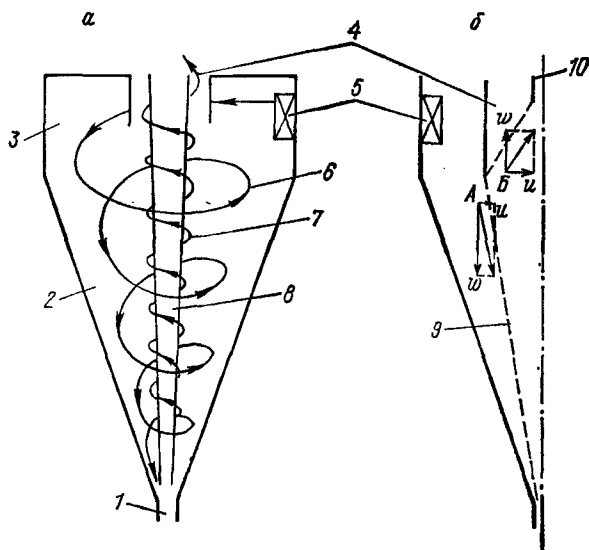


Рис. 2.21. Схема работы гидроциклона.

a — движение потоков; *b* — схема скоростей частиц.

1 — шламовое отверстие; 2 — коническая часть; 3 — цилиндрическая часть; 4 — сливное отверстие; 5 — входное отверстие; 6 — нисходящий вращающийся поток; 7 — восходящий внутренний поток; 8 — воздушный столб; 9 — конус поворота; 10 — дополнительный сливной патрубок.

фазой (шламом) через отверстие в вершине конуса, а основная часть жидкости резко поворачивает вверх и создает внутренний восходящий поток, который удаляется из гидроциклона через сливное отверстие (патрубок). При значительных скоростях вращения жидкости внутри восходящего потока формируется столб атмосферного и выделяющегося из воды воздуха. Его размеры определяются скоростью вращения, диаметрами шламowego и сливного отверстий. С возрастанием противодавления на сливе воздушная полость исчезает. Не возникает она и в открытых гидроциклонах, т. е. при сравнительно малых скоростях жидкости на входе.

Наряду с основными нисходящими и восходящими потоками в гидроциклонах наблюдаются многочисленные местные циркуляции и турбулентное перемешивание. Все это определяет сложность гидродинамических процессов и оказывает большое влияние на разделение дисперсных систем в гидроциклонах. Однако принципиальные положения механизма выделения дисперсных примесей из воды в поле центробежных сил сводятся к нижеследующему.

Частица примеси жидкости в гидроциклоне находится под воздействием центробежной силы, силы тяжести и сил гидродинамического взаимодействия жидкости и частиц. Центробеж-

ная сила, действующая на частицу в жидкой среде, определяется по выражению

$$P = v^2 (m_{\text{ч}} - m_{\text{ж}}) / r, \quad (2.19)$$

где v — скорость движения частицы во вращающемся потоке, м/с; $m_{\text{ч}}$ — масса частицы, кг; $m_{\text{ж}}$ — масса жидкости, заключенной в объеме частицы, кг; r — радиус вращения частицы в гидроциклоне, м.

Поскольку $m_{\text{ч}} = (\pi d^3 / 6) \rho_{\text{ч}}$; $m_{\text{ж}} = (\pi d^3 / 6) \rho_{\text{ж}}$; $v = 2\pi r n$,

$$P = (2/3) \pi^3 d^3 n^2 r (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}), \quad (2.20)$$

где d — диаметр частицы, м; n — частота вращения частицы вокруг оси, 1/с; $\rho_{\text{ч}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — плотность частицы и жидкости, кг/м³.

Как видно из выражения (2.20), на частицы плотностью больше плотности воды центробежная сила будет действовать в направлении от центра вращения, при плотности частиц меньше плотности воды они будут двигаться к центру вращения.

Движению частиц в радиальном направлении будет оказывать препятствие сила сопротивления жидкости. Как известно, она определяется следующими выражениями:

для ламинарного режима (при $Re = 10^{-4} \div 4 \cdot 10^{-1}$) по Стоксу

$$R = 3 \pi \mu du, \quad (2.21)$$

для турбулентного режима ($Re = 10^3 \div 2 \cdot 10^5$) по закону Ньютона

$$R = 55 \cdot 10^{-3} \pi d^2 u^2 \rho_{\text{ж}}, \quad (2.22)$$

в переходной области (в интервале $Re = 2 \div 500$) с учетом уравнения Аллена $\lambda = 18,5 / Re^{0,6}$

$$R = 2,3 \pi d^{1,4} u^{1,4} \mu^{0,6} \rho_{\text{ж}}^{0,4}, \quad (2.23)$$

где u — скорость движения частицы по отношению к жидкости, м/с; μ — динамический коэффициент вязкости, кг/(м·с); λ — коэффициент сопротивления среды.

Для областей $Re = 0,4 \div 2$ и $Re = 5 \cdot 10^2 \div 10^3$ отсутствуют конкретные рекомендации по количественному определению коэффициента сопротивления и поэтому сила сопротивления приближенно оценивается выражением (2.21) для $Re = 0,4 \div 2$ или выражением (2.22) для $Re = 5 \cdot 10^2 \div 10^3$.

Сила тяжести в напорных гидроциклонах во много раз меньше центробежной силы и поэтому ею можно пренебречь. В открытых гидроциклонах при малых скоростях вращения она имеет существенное значение и поэтому при расчете выделения тяжелых взвешенных веществ ею пренебрегать нельзя.

При анализе процессов выделения из воды частиц, близких по плотности к воде, к которым относятся нефтепродукты, в открытых гидроциклонах силой тяжести в первом приближении можно пренебречь.

Из условия равенства центробежной силы и силы сопротивления скорость относительного движения частиц равна:

для ламинарного режима

$$u = \frac{1}{3} \cdot \frac{\pi^2 d^2 n^2 r (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}})}{\mu}; \quad (2.24)$$

для турбулентного режима

$$u = 3,5 \sqrt{\pi d n r (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{ж}}) / \rho_{\text{ч}}}. \quad (2.25)$$

Из соотношения скоростей радиального потока воды и относительного движения частиц можно оценить поведение примесей в воде, т. е. будут ли частицы в наружном вихревом потоке отброшены к стенкам гидроциклона или попадут во внутренний вихревой поток и в дальнейшем в сливной трубопровод. При выделении примесей в наружном вихревом потоке самое невыгодное положение будет у частиц, находящихся в плоскости основания конуса, т. е. начала поворота потока к сливному патрубку. В других частях этого потока центробежные силы будут больше. Размер наименьшей тяжелой частицы, задерживаемой в гидроциклоне, определяется при условии направления суммарного вектора радиальной u и вертикальной w скоростей движения частицы в вершину конуса (точка A на рис. 2.21, б).

Нефтяные частицы в гидроциклоне будут двигаться с опережающей жидкость скоростью во внутренний вихревой поток. Более благоприятные для этого движения условия находятся в вершине конуса, где в наибольшей степени проявляют себя центробежные силы. Ближе к сливному патрубку они уменьшаются и увеличивается путь частицы к поверхности воздушного столба. Во внутреннем вихревом потоке нефтяные частицы будут концентрироваться в его центральной области (точка B на рис. 2.22, б), из которой они могут удаляться с помощью дополнительного сливного патрубка, располагаемого внутри сливного патрубка для воды (трехпродуктовые гидроциклоны). С учетом гидродинамических и геометрических параметров гидроциклона можно ориентировочно оценить размеры улавливаемых частиц [9].

Практического опыта применения гидроциклонов для очистки сточных вод нефтебаз пока нет, хотя из вышеизложенного ясно, что гидроциклоны могли бы успешно заменить песколовки и в некоторых случаях нефтеловушки. Об их возможной эффективности можно судить по результатам, полученным в металлургической промышленности при очистке воды от окалина и масел. По данным ВНИИ Водгео [9], в трехпродуктовых

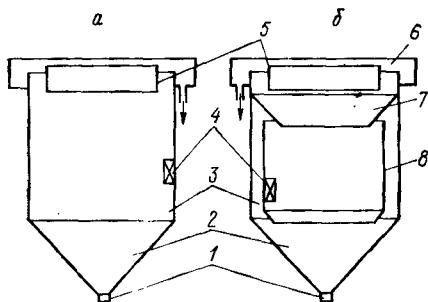


Рис. 2.22. Устройство открытых гидроциклонов.

a — простой конструкции; *б* — с диафрагмой и цилиндрической перегородкой.
 1 — шламовый патрубок; 2 — коническая часть; 3 — цилиндрическая часть; 4 — входное отверстие; 5 — полупогружная кольцевая перегородка; 6 — отводящий лоток; 7 — коническая диафрагма; 8 — цилиндрическая перегородка.

напорных гидроциклонах диаметром 75 мм задерживалось 60—70 % окалины и 10—50 % масел при их исходном содержании соответственно 130—160 и 10—15 мг/л. Потери воды с выделенными маслами составляли 6—20 %. По данным Уральского политехнического института, при выпуске воздуха из камеры улавливаемого масла в трехпродуктовых напорных гидроциклонах диаметром 250 и 350 мм удалось снизить содержание масла в очищаемой воде с 60—215 до 40—95 мг/л [10].

При очистке нефтесодержащих сточных вод открытые гидроциклоны (рис. 2.22) имеют существенные преимущества перед напорными. В них достигается высокий эффект очистки от нефтепродуктов, так как в вихревом движении воды создается увеличивающаяся к центру угловая скорость, которая способствует концентрации нефтяных частиц в центральной части аппарата. Осветленная вода отводится тонким слоем через водослив, отделенный от всплывшего слоя полупогружной перегородкой. Уловленные нефтепродукты с поверхности воды в гидроциклоне могут быть удалены через переливные воронки или лотки. Осадок, образующийся в конусной части гидроциклона, выпускается через патрубок или удаляется с помощью гидроэлеватора.

В простом по конструкции открытом гидроциклоне (рис. 2.22, *a*) уходящим потоком воды могут захватываться взвешенные вещества из периферийной зоны и это снижает эффективность гидроциклона при увеличении гидравлической нагрузки. Преодолеть этот недостаток позволяет установка конической диафрагмы и внутренней цилиндрической стенки (рис. 2.22, *б*). Существенно увеличивает производительность гидроциклона и качество очистки воды перевод его на режим работы гидроциклона-флотатора. Последний отличается от обычного открытого гидроциклона тем, что 20—30 % очищаемой воды подвергается насыщению воздухом при избыточном давлении в напорном резервуаре (см. гл. 6). При этом эффект очистки по взвешенным веществам 45—60 %, по нефтепродуктам 60—95 % [10].

Открытые гидроциклоны рекомендуются на производительность одного аппарата до 200 м³/ч для выделения дисперсных

примесей гидравлической крупностью в простых устройствах от 5 мм/с и более, в устройствах с диафрагмой и цилиндрической перегородкой — 0,2 мм/с и более, включая коагулированную взвесь и нефтепродукты. Во ВНИИ Водгео на производительность более 200 м³/ч предложен многоярусный циклон, который позволяет увеличить использование объема до 70—80 % [9]. В практике водоотведения нефтебаз такая производительность обычно не встречается.

Размеры открытых гидроциклонов определяются гидравлической нагрузкой, т. е. отношением расхода подаваемой на очистку воды к площади открытой поверхности. По данным ВНИИ Водгео она вычисляется по формуле

$$q = 3,6 K u_0, \quad (2.26)$$

где q — гидравлическая нагрузка, м³/(м²·ч); u_0 — гидравлическая крупность задерживаемых частиц, мм/с; K — коэффициент, характеризующий гидродинамические особенности работы гидроциклонов (для простых гидроциклонов $K=0,61$; для гидроциклонов с диафрагмой и цилиндрической перегородкой $K=1,98$).

В открытых гидроциклонах высоту цилиндрической части принимают равной диаметру, диаметр выпускного отверстия — в 10 раз меньше диаметра аппарата, угол наклона образующей конической поверхности — 60°. Для гидроциклонов с дополнительным оборудованием принимают диаметр отверстия в диафрагме равным половине диаметра аппарата, диаметр и высоту перегородки 0,8—0,85 диаметра гидроциклона; угол конусности диафрагмы 45°; число впускных отверстий, тангенциально присоединенных к нижней части перегородки, 2—3.

§ 2.7. Очистка сточных вод фильтрованием

Эмульгированные и тонкодиспергированные нефтепродукты, оставшиеся в сточной жидкости, например после отстаивания, можно выделить фильтрованием. Под фильтрованием понимается механический способ выделения из воды дисперсных примесей путем пропускания ее через пористую среду. В пористой среде частицы нефтепродуктов прилипают к поверхности фильтрующего материала и задерживаются (накапливаются) в мелких порах. Наибольшее распространение для очистки нефтесодержащих вод получила фильтрующая среда (загрузка) из кварцевого песка и антрацитовой крошки. В последние годы изучаются загрузки из керамзита и полимерных синтетических материалов.

Процесс взаимного прилипания веществ тесно связан с показателем смачиваемости. Смачиваемость веществ обусловлена сродством молекулярного строения в их поверхностных обла-

стях. Сродственные вещества хорошо смачиваются друг другом, и наоборот. Вещества по отношению к смачиванию их водой делятся на гидрофильные (хорошо смачиваемые) и гидрофобные (несмачиваемые). К числу гидрофильных относятся кварц, стекло и др. Гидрофобными являются жиры, масла, нефтепродукты, газы.

При использовании в качестве фильтрующей среды кварца прилипание частиц нефтепродуктов к его чистой поверхности будет затруднено. Однако гидрофильные свойства отдельных участков поверхности частиц кварцевого песка неодинаковы. Наличие менее гидрофильных участков делает возможным прилипание к ним нефтепродуктов. С течением времени прилипающие частицы оттесняют пленку воды с гидрофильных участков поверхности зерна и покрывают его полностью.

В связи с этим, как показывает опыт, при фильтрации нефте-содержащих вод через свежий песок высокая степень очистки воды наступает не сразу. Продолжительность промежутка времени, в течение которого происходит превращение гидрофильной поверхности песчаных зерен в гидрофобную, зависит от их размеров, скорости фильтрования, концентрации и дисперсного состава эмульсии нефтепродуктов. Так, при их концентрации в воде до 100 мг/л, дисперсности до 70—80 мкм и скорости фильтрования 5 м/ч это время составляет для песка с размером зерен 0,1—1,0 мм 30—40 мин; для песка с размером зерен 0,8—2,0 мм 2,5—3 ч.

Процесс прилипания (адгезии) веществ обусловлен силами молекулярного притяжения. Для частиц сферической формы (песка и нефтепродуктов) в воде сила притяжения выражается зависимостью

$$F = -2\pi \frac{r_1 r_2}{r_1 + r_2} (\sigma_{12} - \sigma_{13} - \sigma_{23}), \quad (2.27)$$

где F — сила притяжения; r_1 — радиус песчаного зерна; r_2 — радиус частицы нефтепродуктов; σ_{12} , σ_{13} и σ_{23} — свободная энергия на границе раздела песок—нефтепродукт, песок—вода и нефтепродукт—вода соответственно; 1, 2 и 3 — индексы, обозначающие среды, соответственно песок, нефтепродукт, воду.

После появления отложений на поверхности зерен прилипание уже будет происходить между нефтепродуктами. В этом случае $\sigma_{12} = \sigma_{22}$ и $\sigma_{13} = \sigma_{23}$, а выражение (2.27) примет вид

$$F = -2\pi \frac{r_1 r_2}{r_1 + r_2} (\sigma_{22} - 2\sigma_{23}). \quad (2.28)$$

Поскольку $\sigma_{22} = 0$,

$$F = 4\pi\sigma_{23} \frac{r_1 r_2}{r_1 + r_2}. \quad (2.29)$$

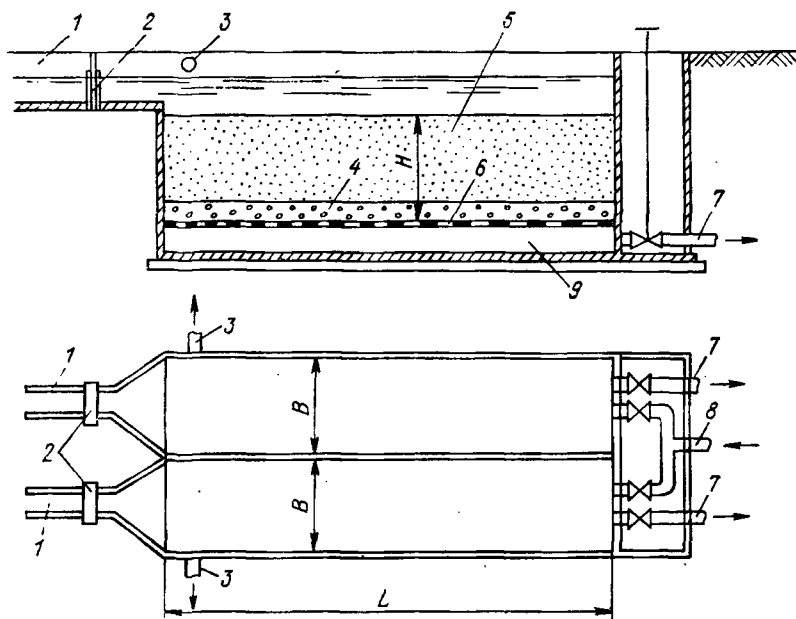


Рис. 2.23. Фильтр для очистки воды от нефтепродуктов.

1 — подводный лоток; 2 — шиберы; 3 — трубы для отвода промывной воды; 4 — поддерживающий гравийный слой; 5 — песчаная фильтрующая загрузка; 6 — дренажное основание; 7 — труба отвода фильтрата; 8 — подача промывной воды; 9 — подфильтровое пространство.

В связи с тем что в зернистых фильтрах $r_1 \gg r_2$, r_2 в знаменателе можно отбросить и тогда

$$F = 4 \lambda \sigma_{23} r_2. \quad (2.30)$$

Изложенное означает, что сила прилипания частиц нефтепродуктов к поверхности загрузки фильтра пропорциональна поверхностному натяжению на границе нефтепродукт—вода и размерам улавливаемых частиц. Эффективность фильтрационного метода будет ниже при наличии в очищаемой воде поверхностно-активных веществ и размерах частиц нефтепродуктов, близких к коллоидным.

Конструкция простейшего песчаного безнапорного фильтра для очистки воды от нефтепродуктов показана на рис. 2.23. Основным рабочим элементом фильтра является зернистая загрузка высотой 0,5—1,0 м из песка крупностью 0,8—2,0 мм, расположенного на подстилающем слое из гравия 0,2—0,3 м. Рабочая площадь фильтра $B \times L$ определяется допустимой нагрузкой по воде [$\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$], называемой также скоростью фильтрования.

При фильтровании воды сверху вниз в мелкозернистых верхних слоях в первую очередь задерживаются наиболее крупные частицы примесей. По мере движения воды вниз в крупнозернистые слои поступают все более мелкие капли нефтепродукта. Эксплуатация фильтров показывает, что основное количество загрязнений при фильтрации сверху вниз откладывается в верхних слоях фильтра толщиной 0,25—0,40 м. Грязеёмкость этих слоев незначительная, а нижние наиболее грязеёмкие слои фильтра мало влияют на очистку и остаются незагруженными. В верхних слоях быстро возрастает потеря напора, и фильтр выходит на регенерацию задолго до использования всей своей грязеёмкости. По производственным данным при очистке воды с концентрацией нефтепродуктов 50—200 мг/л и взвешенных веществ около 50 мг/л продолжительность фильтроцикла составляет соответственно от 28 до 8 ч при оптимальной скорости фильтрации 5—6 м/ч и средней грязеёмкости фильтра 13—15 кг/м³. Наиболее устойчивый и высокий эффект очистки имеет место при концентрации нефтепродуктов в воде не более 100 мг/л.

Лучшие технологические показатели работы фильтра можно получить при подаче воды снизу вверх. При этом наиболее крупные частицы нефтепродуктов и взвешенных веществ откладываются в нижних крупнозернистых слоях, а мелкие — в верхних тонкозернистых. Все слои загрузки при такой технологии используются более равномерно, грязеёмкость фильтра возрастает, продолжительность фильтроцикла увеличивается иногда более чем в 3—5 раз по сравнению с нисходящими фильтрами. Однако такие фильтры чувствительны к повышению скорости фильтрации более 5 м/ч, требуют отверстий больших сечений в распределительной системе и, следовательно, устройства поддерживающих гравийных слоев. По данным ВНИИ Водгео, взвешивание («вскипание») слоя песка фракции 0,5—2 мм происходит при скорости воды около 6 м/ч. При скорости 7 м/ч эффективность очистки снижается в 2 раза по сравнению с плотным слоем.

Наиболее рациональным является фильтр, имеющий направление потока сверху вниз и обладающий грязеёмкостью фильтра с восходящим потоком воды. Это оказывается возможным тогда, когда крупнозернистые слои состоят из более легкого материала, чем мелкозернистые. После промывки первые оказываются наверху, а вторые — внизу фильтра. В качестве легкого зернистого материала используется антрацит, плотность которого в 1,5—1,7 раза меньше плотности кварцевого песка. Указанные фильтры в настоящее время проходят стадию производственного освоения.

Для восстановления фильтрующей способности загрузки фильтр периодически промывается. При этом удаляются нефтепродукты с поверхности зерен загрузки и образовавшиеся от-

ложения в ее порах. Промывка фильтра водой обычной температуры из-за значительной вязкости нефтепродуктов не дает существенного эффекта. В целях улучшения условий регенерации загрузки фильтра применяют горячую воду. При увеличении температуры от 20 до 40 °С вязкость средних и тяжелых сортов нефтепродуктов снижается в 3,0—3,5 раза, а с увеличением до 60 °С — в 6—7 раз. В производственных условиях температура промывной воды принимается 50—60 °С. Продолжительность промывки фильтра горячей водой составляет 15—20 мин, интенсивность подачи воды — 10—15 л/(с·м²).

В период промывки фильтра горячей водой для улучшения условий отселения нефтепродуктов от зерен и экономии воды полезно применять перемешивание загрузки сжатым воздухом. В таких случаях для восстановления слойности загрузки фильтр после окончания промывки с воздухом промывается одной водой. Продолжительность промывки фильтра горячей водой с воздухом составляет 15 мин, интенсивность подачи воды 5 л/(с·м²), воздуха — 7 л/(с·м²). Для восстановления слойности загрузки (на втором этапе промывки) подается обычная вода (может быть использована очищенная сточная вода) в течение 3—5 мин с интенсивностью 15 л/(с·м²).

По экономическим соображениям для очистки на зернистых фильтрах целесообразно подавать воду, содержащую не более 60—80 мг/л нефтепродуктов и 50 мг/л механических примесей. Кратковременное (аварийное) содержание нефтепродуктов в воде не должно превышать 250—300 мг/л, а механических примесей — 100 мг/л. При этом профильтрованная вода может иметь остаточное содержание нефтепродуктов не более 10—15 мг/л, а прозрачность по шрифту не менее 30 см.

Наряду с традиционным материалом загрузки зернистых фильтров — кварцевым песком и антрацитом — в последние годы все чаще стали применять дробленый керамзит. По поглощательной способности фракции 0,5—2 мм при 20 °С в отношении нефтепродуктов эти материалы характеризуются следующими показателями, кг/кг: кварцевый песок 0,11; дробленый антрацит 0,2; дробленый керамзит 0,33. Из естественных материалов эффективен и дробленый сырой диатомит (0,83 кг/кг). Представляет также интерес котельный шлак (0,2—0,3 кг/кг), горелая порода (0,25 кг/кг), литейный кокс (0,25 кг/кг), нефтяной кокс (0,23 кг/кг) и др.

Новая техника фильтрационной очистки воды от нефтепродуктов развивается и в направлении использования фильтров с плавающей и отжимаемой загрузкой. Устройство напорного фильтра с плавающей двухслойной загрузкой показано на рис. 2.24. В качестве плавающей загрузки используются недробленые и дробленые гранулы вспененного полистирола и других полимерных материалов, гранулы керамзита, металлургических шлаков. Применение плавающего фильтрующего слоя позволяет

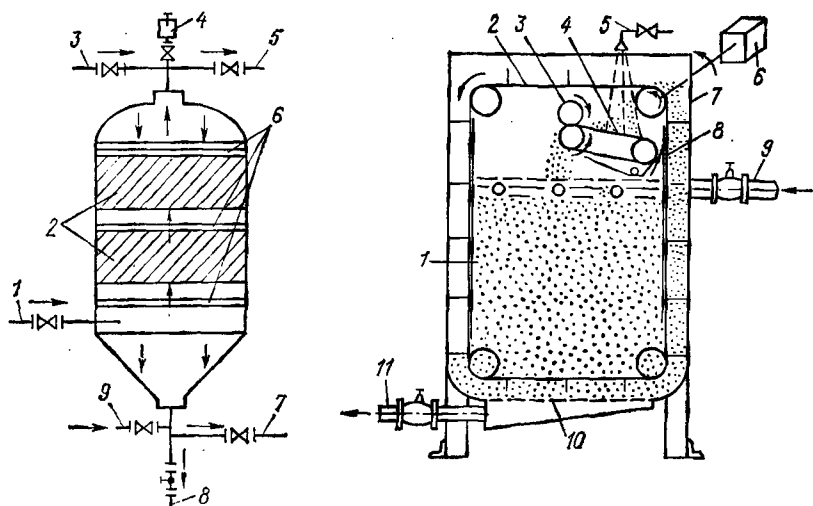


Рис. 2.24. Напорный фильтр с плавающей загрузкой.

1 — трубопровод подачи сточной воды на очистку; 2 — плавающая загрузка; 3 — трубопровод подачи промывной воды; 4 — вантуз; 5 — выпуск профильтрованной воды; 6 — сетчатые элементы; 7 — выпуск промывной воды; 8 — выпуск шлама; 9 — трубопровод подачи сжатого воздуха.

Рис. 2.25. Фильтр с отжимаемой загрузкой.

1 — пенополиуретановая загрузка; 2 — скребковый элеватор; 3 — отжимные барабаны; 4 — транспортная лента; 5 — трубопровод подачи промывной воды; 6 — привод; 7 — съемная панель; 8 — желоб для удаления нефтепродуктов; 9 — трубопровод подачи сточных вод; 10 — решетчатое дно; 11 — трубопровод отвода фильтрата.

увеличить скорость фильтрования, начальное содержание примесей и значительно упростить регенерацию загрузки. При очистке сточных вод от окалины и масла на двухслойном фильтре с высотой каждого слоя 0,6—1,2 м (нижний с гранулой полистирола размером 3—5 мм, верхний — 2—3 мм) со скоростью фильтрования 50—70 м/ч содержание окалины снижалось с 200 до 10—15 мг/л, масел с 20 до 10 мг/л. Продолжительность фильтроцикла составляла 12—22 ч, конечные потери напора 8 м, грязеемкость 45—60 кг/м³, интенсивность промывки 18—22 л/(с × м²), расход промывной воды 3—4 % от профильтрованной.

Устройство фильтра с отжимаемой пенополиуретановой загрузкой показано на рис. 2.25. Высота загрузки из хлопьев пенополиуретана размером 5—10 мм (насыпной вес 30—40 кгс/м³*) 2—2,5 м. Грязеемкость загрузки по нефти достигает 350 кг/м³, потери напора составляют 0,3 м на 1 м высоты фильтрующего слоя. Продолжительность фильтроцикла определяется не временем достижения предельных потерь напора, а временем предельного насыщения фильтрующей загрузки и

* 1 кгс/м³ = 9,81 Н/м³.

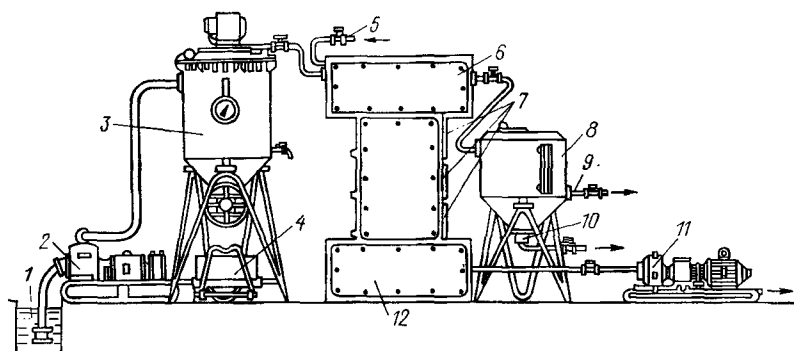


Рис. 2.26. Установка «Кристалл» для очистки сточных вод автохозяйств.

1 — резервуар для сточных вод, поступающих с мойки автотранспорта; 2 — насос; 3 — виброфильтр; 4 — сборник осадка; 5 — трубопровод сжатого воздуха; 6 — коалесцирующий фильтр; 7 — блоки фильтра доочистки из нетканых материалов; 8 — сборник нефтеотходов; 9 — труба подачи нефтеотходов на сжигание; 10 — патрубок для слива воды; 11 — насос подачи воды на повторное использование; 12 — резервуар очищенной воды.

составляет 10—15 ч. Фильтр допускает удельную нагрузку до $30 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, содержание нефтепродуктов в подаваемой воде до 1000 мг/л. Остаточное содержание нефтепродуктов после фильтрования до 10 мг/л, продолжительность регенерации 30—40 мин.

Очистка воды на фильтре и его регенерация производятся в такой последовательности. Нефтедержащая вода равномерно подается на поверхность загрузки и, проходя фильтр сверху вниз, отводится через трубопровод. По мере накопления в загрузке нефтепродуктов увеличивается гидравлическое сопротивление, и к концу фильтроцикла уровень воды поднимается над загрузкой на 0,5—0,7 м. Для проведения регенерации снижают уровень воды до поверхности загрузки и включают привод механизма регенерации. При этом нижняя ветвь скребкового экскаватора захватывает нижние слои загрузки и равномерно подает их на транспортную ленту. Насынный слой загрузки на ленте отжимается барабанами, а отжатый продукт (нефтяная масса) стекает по ленте и желобу в сборник. Отжатая в барабанах загрузка равномерно распределяется по поверхности, и по мере удаления нижних слоев формируется новый фильтрующий слой. Для более полного удаления нефтепродуктов осуществляется двукратное и трехкратное отжатие загрузки, сопровождаемое орошением водой с температурой 40—50 °С.

Для очистки сточных вод автохозяйств изучаются возможности установки «Кристалл», где для удаления нефтепродуктов из воды применяются блоки фильтров, заполненные отходами производства нетканых полимерных материалов, которые по израсходовании поглотительной способности заменяются новыми. Устройство установки «Кристалл» показано на рис. 2.26.

Фильтрация может быть использована и для тонкой доочистки воды от нефтепродуктов. Для этой цели оказались весьма эффективными так называемые намывные фильтры [7]. Они представляют собой тонкий намывной слой тонкодиспергированного фильтрующего материала на поверхности сетчатой (пористой) подложки или мелкозернистого слоя обычного фильтра. Высота намывного слоя обычно составляет 1—5 мм. В качестве материалов намывных фильтров используются диатомит, асбестовый порошок, нефтяной кокс, вспученный перлит, угольная пыль и другие пылевидные материалы фракций от 40 до 100 мкм. Расход намываемого материала составляет 0,5—1,0 кг/м²; он подается на фильтр в виде пульпы с концентрацией 10—12 г/л. Скорость фильтрования 2—3 м/ч, продолжительность фильтроцикла при этих скоростях и исходном содержании нефтепродуктов в воде 4—5 мг/л достигает 30 сут. При начальной концентрации, например, мазута в воде 4—13 мг/л после фильтрования через слой перлита фракции 80—100 мкм из воды извлекалось 92—94 % нефтепродукта при длительности фильтрования до 12 ч. Насыщенность фильтрующего намывного слоя мазутом составила 11—15 %.

Намывные слои из перлита в процессе работы уплотняются, что ведет к увеличенным энергетическим потерям. Хорошо себя зарекомендовали смеси перлита с угольной пылью и нефтяным коксом. Регенерация намывных фильтров производится при достижении напора 8—10 м или при появлении минимально допустимого проскока нефтепродуктов в воде.

ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД ОТ НЕФТЕПРОДУКТОВ ФЛОТАЦИОННЫМИ МЕТОДАМИ

§ 3.1. Общие сведения

Флотацией называется способ извлечения дисперсных частиц из жидкости с помощью пузырьков воздуха. Как технологический процесс флотация зародилась более 100 лет назад в обогащательной промышленности; применялись масляная, пленочная и воздушная (пенная) флотации. Наиболее эффективной и экономичной является воздушная (пенная) флотация, которая в настоящее время получает все более широкое распространение и в технологии очистки воды, преимущественно для очистки сточных вод. Далее под флотацией понимается воздушная (пенная) флотация.

Взаимное закрепление пузырьков и частиц в водной среде основано на физико-химическом взаимодействии трех фаз (вода, вещество частицы, газ) и в большинстве случаев определяется явлениями смачивания. В связи с тем что газы являются гидрофобными веществами, в жидкой среде они могут активно взаимодействовать лишь с гидрофобными поверхностями других дисперсных примесей. Чем выше степень гидрофобности извлекаемых примесей, тем больше вероятность их закрепления на пузырьках. Гидрофильные поверхности веществ с пузырьками газа не взаимодействуют [11].

Флотационная очистка сточных вод технологически и экономически эффективна при извлечении примесей, обладающих природной гидрофобностью (нефть, нефтепродукты, углеводородные жидкости, жиры, мыла, синтетические моющие средства и др.). При отсутствии природной гидрофобности у примесей сточных вод флотация возможна лишь с применением специальных флотореагентов, регулирующих степень гидрофобности поверхностей извлекаемых частиц.

Наряду с указанным механизмом взаимного закрепления, как показали исследования последних лет, при флотации мелких и легких частиц возможен и другой механизм, основанный на действии поверхностных сил (см. § 5.4).

По способу введения в очищаемую жидкость пузырьков воздуха различают *механическую* флотацию, *пневматическую* флотацию и флотацию с *выделением воздуха* из раствора (с изменением давления) [12].

В последнее время для очистки сточных вод стали также применять электрохимическую (электрофлотацию) и химическую флотацию, в которых пузырьки газа образуются в результате электролиза воды или химических реакций. Для очистки сточных вод нефтебаз химическая флотация не имеет практического значения, а основы электрофлотации излагаются в гл. 8.

§ 3.2. Очистка нефтесодержащих вод механической и пневматической флотацией

При механической флотации пузырьки воздуха образуются за счет механического взаимодействия струй воздуха и потоков воды в импеллерных флотационных машинах. Устройство одного из распространенных типов механических флотационных машин (ВНИИ Механобр) показано на рис. 3.1.

Механическая флотационная машина состоит из флотационной камеры, у дна которой расположена турбинка насосного типа (импеллер) со статором. В центре статора имеется воздушная труба, соединенная с атмосферой. Сточная вода поступает в камеру через впускной карман. При быстром вращении импеллера в центральной части камеры создается зона пониженного давления и через отверстия в верхней части статора на импеллер поступает сточная жидкость, которая затем выбрасывается лопастями турбинки через направляющие щели отбойника. Одновременно происходит засасывание воздуха из атмосферы через трубу. Диспергирование сго на мелкие пузырьки происходит за пределами импеллера, в мелких вихревых потоках жидкости, так как статор гасит крупные вихри и вместе с отбойником успокаивает вращательное движение всей жидкости в камере.

Образующиеся в машине пузырьки размером 0,5—5 мм сталкиваются со взвешенными частицами во флотационной камере и при наличии благоприятных условий для взаимного закрепления увлекают их наверх, где образуется слой всплывшей пенной массы. Всплывшая масса должна непрерывно удаляться пеноснимателями в отводящий лоток. Эффективность механической флотации по очистке нефтесодержащих сточных вод невелика. При продолжительности обработки 20—30 мин из них выделяется нефтепродуктов 60—70 %. Это объясняется трудностями закрепления очень мелких частиц нефтяной эмульсии на сравнительно крупных пузырьках, образующихся при механической флотации. Эффективность очистки может быть повышена с помощью введения в воду поверхностно-активных веществ или электролитов, изменяющих электрокинетические свойства эмульсии. Применение коагуляции и флокуляции (см. гл. 7) положительного эффекта не дает в связи с высокой степенью турбулизации воды во флотационной камере, которая приводит к разрушению хлопьев.

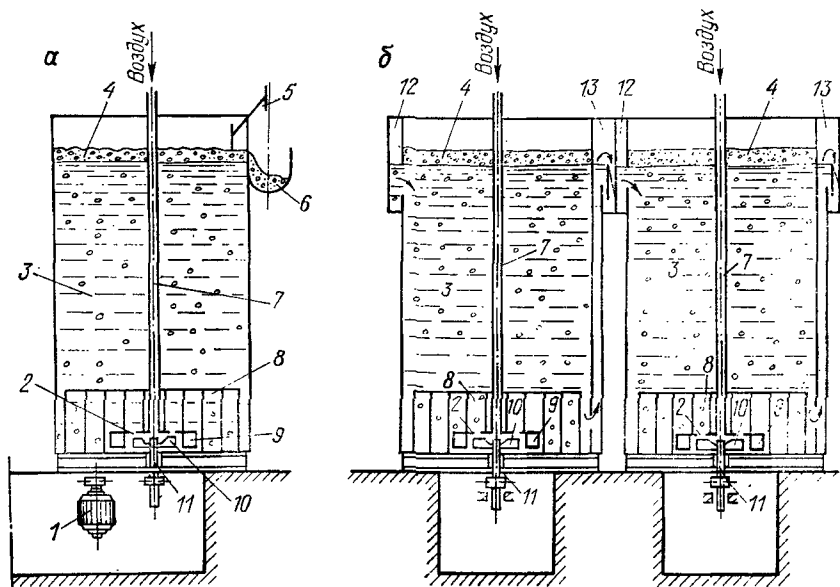


Рис. 3.1. Механическая флотационная машина (двухкамерная).

a — поперечный разрез; *б* — продольный разрез;
 1 — электродвигатель; 2 — отверстия в статоре для внутренней циркуляции; 3 — флотационная камера; 4 — слой всплывшей массы (пены); 5 — лопастной пеносниматель; 6 — лоток для приема и отвода пены; 7 — воздушная труба; 8 — отбойники (лопасти для гашения вращательного движения); 9 — статор; 10 — турбинка насосного типа (импеллер); 11 — сальниковое уплотнение; 12 — впускной карман; 13 — выпускной карман.

Расчет механической флотационной установки сводится к определению объема и размеров флотационных камер и назначению основных параметров работы импеллера.

Объем флотационной камеры равен

$$V_{\phi} = 1,4 Q t, \quad (3.1)$$

где Q — расчетный расход сточных вод, $\text{м}^3/\text{ч}$; t — продолжительность пребывания воды во флотационной камере (20—30 мин); 1,4 — коэффициент увеличения объема камеры на размещение всплывшего слоя и высоту борта.

Полезная поверхность зеркала воды флотационных камер

$$F = V_{\phi} / h, \quad (3.2)$$

где h — рабочая глубина камер (1,5—3 м).

Глубина h обычно бывает больше статической глубины воды в камере в среднем на 10 %. Полезная поверхность флотационной камеры зависит от площади действия одного импеллера. Выпускаемые заводами импеллеры имеют диаметры от 200 до 750 мм. Камеры делаются квадратными со стороной, равной 6 диаметрам импеллера. Площадь, обслуживаемая одним им-

пеллером, принимается равной $35d^2$, где d — диаметр импеллера.

Механическая флотационная машина рассматривается при расчете как центробежный насос, находящийся под заливом, в котором импеллер представляет собой рабочее колесо, а камера — корпус насоса и напорный трубопровод. Количество воздуха, засасываемого одним импеллером,

$$q_{\text{воз}} = 0,278 q_{\text{уд}} f, \quad (3.3)$$

где $q_{\text{уд}}$ — удельный расход воздуха на единицу площади флотационной камеры [$40-55 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$]; f — площадь действия одного импеллера, м^2 .

Количество воды, засасываемой одним импеллером,

$$q_{\text{вод}} = \mu \omega \sqrt{2gh}, \quad (3.4)$$

где μ — коэффициент расхода ($0,65-0,7$); ω — площадь живого сечения отверстий, через которые вода поступает на импеллер ($0,008-0,02 \text{ м}^2$); g — ускорение свободного падения.

Статический напор, развиваемый турбинкой,

$$H = \xi u^2 / (2g), \quad (3.5)$$

где ξ — коэффициент потери напора ($0,2-0,3$) u — окружная скорость импеллера ($12-15 \text{ м/с}$).

Необходимая мощность на валу импеллера

$$N = \rho_{\text{см}} h (q_{\text{вод}} + q_{\text{воз}}) / (102 \eta_{\text{имп}}), \quad (3.6)$$

где $\rho_{\text{см}}$ — плотность смеси воды с воздухом, равная примерно $0,67$ плотности воды, кг/м^3 ; $\eta_{\text{имп}}$ — к. п. д. импеллера ($0,2-0,3$). Потребная мощность электродвигателя

$$N_{\text{эл}} = Nk / \eta_{\text{эл}}, \quad (3.7)$$

где k — коэффициент запаса ($1,1-1,3$); $\eta_{\text{эл}}$ — к. п. д. электродвигателя ($0,9-0,92$).

При пневматической флотации пузырьки воздуха образуются путем диспергирования сжатого воздуха в пористых или перфорированных элементах *пневматических флотационных установок* (рис. 3.2). Такая установка представляет собой резервуар, чаще в виде колонны высотой $3-5 \text{ м}$, в который сверху поступает очищаемая вода, а снизу — диспергированный на пузырьки размером $1-10 \text{ мм}$ воздух от компрессора.

Эффективность пневматической флотации при очистке нефтесодержащих вод не превышает эффективности механических флотационных машин ввиду идентичности механизма и условий флотации.

Пневматические флотационные установки рассчитываются на 20—30-минутное пребывание очищаемой жидкости. Расход подаваемого компрессором воздуха составляет 0,25—0,30 м³ на 1 м³ очищенной воды; нагрузка сточной жидкости находится в пределах 8—12 м³/(м²·ч). Скорость движения воды в аппарате принимается 2—4 мм/с.

Слабым местом пневматических флотационных установок, сдерживающим их применение для очистки нефтесодержащих и других видов сточных вод, является большая крупность пузырьков, быстрая засоряемость керамических пористых стаканов и необходимость очистки подаваемого воздуха от пыли.

Однако появление новых металлических и металлокерамических пористых материалов, пористых нетканых материалов из синтетических волокон, нетканых материалов, получаемых иглопробивным способом, позволяют в какой-то мере преодолеть указанные выше недостатки. Представляются перспективными вращающиеся пористые аэраторы, с помощью которых можно получить очень мелкие пузырьки газа (до 100 мкм) и улучшить равномерность аэрации жидкости. Их эффективность для очистки нефтесодержащих сточных вод находится в стадии изучения [13].

Механическая и пневматическая флотации в практике очистки нефтесодержащих сточных вод пока не получили широкого распространения ввиду изложенных выше обстоятельств. Наиболее эффективной для этих целей оказалась флотация с выделением воздуха из раствора, и в частности напорная флотация, технологические основы и методы расчета которой ниже рассматриваются более подробно.

§ 3.3. Классификация и технологические схемы напорных флотационных установок

Флотация с выделением воздуха из раствора осуществляется пузырьками, образующимися в жидкости при изменении условий растворимости, главным образом при изменении давления. Как известно, растворимость газов в жидкости зависит от их физических свойств, давления, температуры и для сравнительно небольших давлений (до 2—3 МПа) выражается

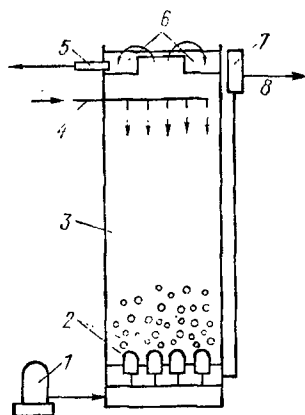


Рис. 3.2. Пневматическая флотационная установка.

1 — компрессор; 2 — пористые керамические колпачки (аэраторы); 3 — флотационная камера; 4 — подача сточной жидкости; 5 — отвод всплывшей массы; 6 — желоба для сбора всплывшей массы; 7 — регулятор уровня; 8 — выпуск очищенной воды.

законом Генри, который гласит, что растворенное в жидкости количество газа пропорционально его парциальному давлению над раствором:

$$C = k\rho, \quad (3.8)$$

где C — концентрация газа в растворе, кг/м³; ρ — давление газа над раствором, Па; k — коэффициент пропорциональности.

Коэффициент пропорциональности (коэффициент Генри) определяется свойствами взаимодействующих сред и зависит от температуры. Для практических расчетов значение коэффициента Генри удобно принять в виде растворимости газа в жидкости при атмосферных условиях. Эти данные в отношении воздуха и воды приведены в табл. 3.1.

При создании пересыщенного раствора газа в воде избыточное его количество выделяется из раствора в виде пузырьков в объеме жидкости или на поверхности частиц примесей, если они обладают достаточной гидрофобностью. Причем в термодинамическом отношении пузырьку легче выделиться на поверхности какого-либо тела, чем в объеме жидкости. Размеры выделяющихся пузырьков зависят от многих факторов (см. гл. 4) и находятся в пределах от нескольких единиц микрометров до 100—200 мкм, т. е. они в десятки и сотни раз меньше пузырьков, образующихся в механических и пневматических флотационных установках.

Флотация с выделением воздуха из раствора технологически возможна двумя путями:

1) при снижении давления над жидкостью, полностью насыщенной воздухом при атмосферном давлении (например, со 100 до 30—40 кПа);

2) предварительным насыщением воды воздухом при избыточном сверх атмосферного давлении с последующим его снижением до атмосферного (например, с 300—600 до 100 кПа).

В первом случае флотация получила название *вакуумной*, а во втором — *напорной* или *компрессионной*. Теоретическая характеристика процесса выделения воздуха при вакуумной и напорной флотации показана на рис. 3.3.

Таблица 3.1

Растворимость воздуха в воде при атмосферном давлении (100 кПа \approx 760 мм рт. ст.)

Температура, °С	Растворимость воздуха в воде, мг/л	Температура, °С	Растворимость воздуха в воде, мг/л
10	29,2	40	17,0
20	23,6	50	14,7
30	19,9	60	12,7

Наибольшее распространение в практике очистки сточных вод, и нефтесодержащих в частности, получила напорная флотация, а вакуумная, ввиду сложности устройства и высоких энергозатрат на создание вакуума, имеет ограниченное применение.

Основными элементами напорной флотационной установки являются напорный резервуар для предварительного насыщения воды воздухом и флотационный резервуар (флотатор) для образования флотоагрегатов и выделения их из воды. Снижение давления от избыточного до атмосферного при напорной флотации может осуществляться по двум вариантам: резко — с помощью дросселирования и постепенно (плавно) — без дросселирования.

Напорные флотационные установки с дросселированием насыщенной воздухом жидкости представляют собой такие конструктивно-компоновочные решения, в которых гидростатическое давление во флотационных резервуарах (флотаторах) на уровне впускного патрубка значительно меньше давления в напорном резервуаре. К этой группе относятся многочисленные типы весьма распространенных флотационных установок с горизонтальными, вертикальными и радиальными флотаторами, глубина слоя жидкости в которых составляет 2—5 м, а давление насыщения в напорном резервуаре находится в пределах 200—600 кПа [14—19].

Напорные флотационные установки без дросселирования осуществляются с применением флотаторов большой высоты (колонного типа) и напорных резервуаров, в которых насыщение воды воздухом производится до близкого к равновесному состоянию под гидростатическим давлением столба жидкости в колонном флотаторе [20, 21]. Колонные флотаторы могут быть применены и в установках напорной флотации с дросселированием. Схемы работы и пьезометрические характеристики флотационных резервуаров (флотаторов) различных типов приведены на рис. 3.4.

Напорные флотационные установки с дросселированием предварительно насыщенной при избыточном давлении жидкости могут осуществляться по пяти технологическим схемам (рис. 3.5).

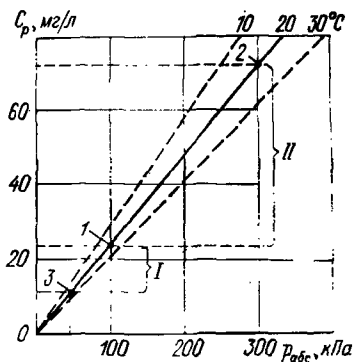


Рис. 3.3. Характеристика процесса выделения воздуха из раствора при изменении условий растворимости.

I — вакуумная флотация; II — напорная флотация.

1—3 — растворимость воздуха в воде C_p при атмосферных условиях (1), при избыточном сверхатмосферного давления $P_{изб} = 200$ кПа (2) и при давлении ниже атмосферного (40 кПа), в вакууме (3).

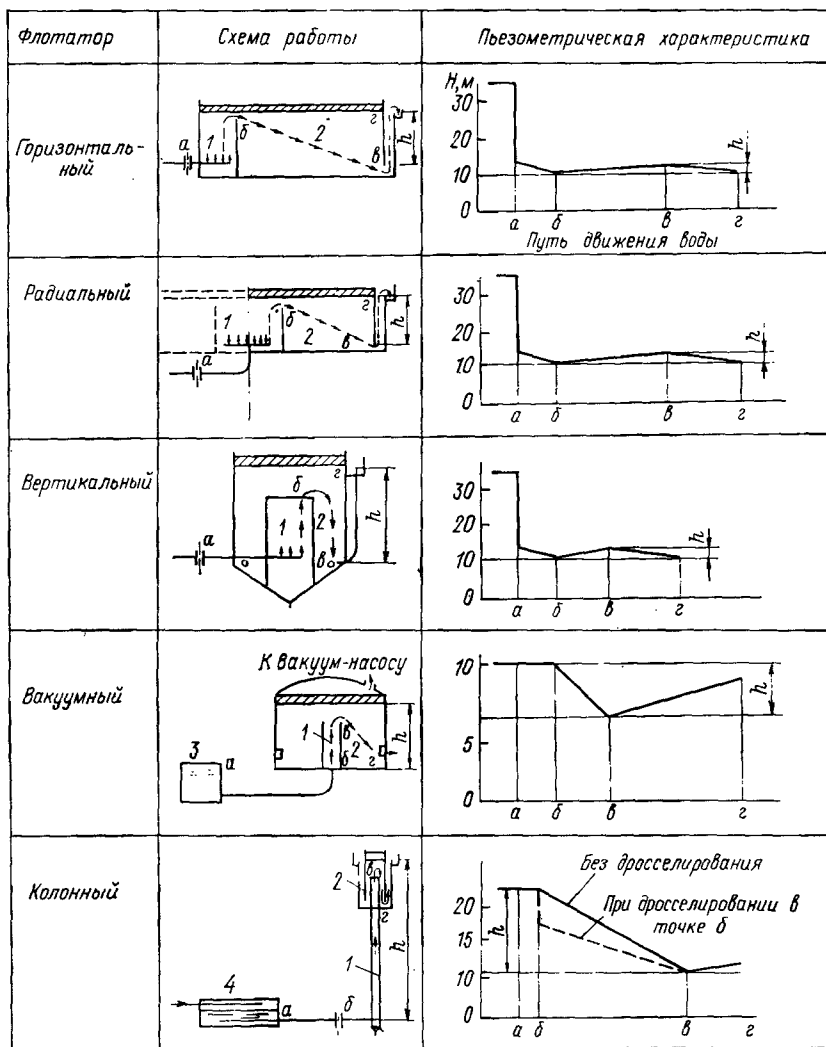


Рис. 3.4. Схемы работы и пьезометрические характеристики флотаторов.
 1 — флотационная камера; 2 — выделительная камера; 3 — емкость для аэрации; 4 — напорный резервуар.
 H — напор воды; h — высота столба воды во флотаторе.

1. Прямоточная с насыщением воздухом и последующим дросселированием всего расхода очищаемой жидкости (рис. 3.5, а).

2. Прямоточная с насыщением воздухом и дросселированием части расхода очищаемой воды с последующим смешением с основным потоком исходной воды (рис. 3.5, б).

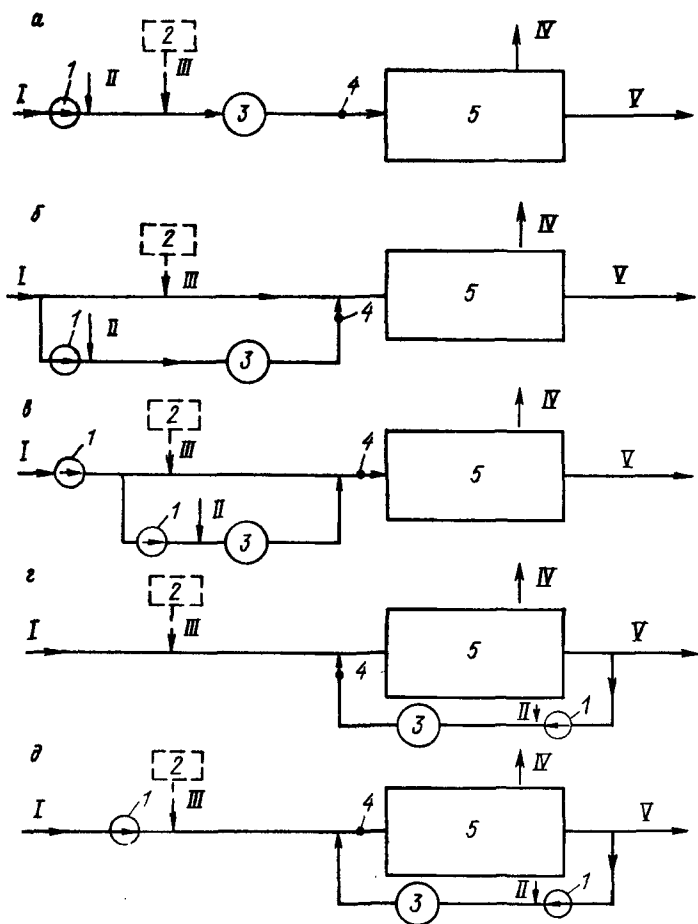


Рис. 3.5. Технологические схемы флотационных установок.

а — прямоточная с насыщением воздухом и последующим дросселированием всего расхода очищаемой воды; *б* — прямоточная с насыщением воздухом и дросселированием части расхода очищаемой воды; *в* — прямоточная с насыщением воздухом и смешением под давлением насыщения; *г* — циркуляционная с насыщением воздухом и дросселированием части расхода очищенной воды; *д* — циркуляционная с насыщением воздухом и смешением под давлением насыщения.

1 — центробежный насос; *2* — реагентное хозяйство; *3* — напорный резервуар; *4* — дросселирующее устройство; *5* — флотационный резервуар (флотатор).

I — исходная вода; *II* — воздух; *III* — реагенты; *IV* — выпуск всплывшей массы; *V* — очищенная вода.

3. Прямоточная с насыщением воздухом части расхода очищаемой воды с последующим смешением с основным потоком исходной воды под давлением насыщения и дросселированием смеси (рис. 3.5, в).

4. Циркуляционная с насыщением воздухом и дросселированием части расхода очищенной воды (циркуляционного рас-

хода) с последующим смешением газожидкостной смеси с основным потоком исходной воды (рис. 3.5, г).

5. Циркуляционная с насыщением воздухом части расхода очищенной воды с последующим смешением с потоком исходной воды под давлением насыщения и дросселированием смеси (рис. 3.5, д).

Для повышения эффекта очистки сточных вод во многих случаях может применяться коагуляция или флокуляция. В связи с этим в состав флотационной установки вводится узел хранения, приготовления и дозирования реагентов.

При сравнительно небольших объемах малозагрязненных сточных вод целесообразно применять схему 1. При больших расходах сточных вод с относительно низкой концентрацией загрязнений, не создающей серьезных помех при насыщении воды воздухом в напорном резервуаре, экономически более эффективны схемы с насыщением части исходной воды, но в более высокой степени (схемы 2 и 3). Схемы циркуляционные (4 и 5) применяются при очистке сильно загрязненных жидкостей, насыщение которых воздухом в исходном виде вызывает те или иные затруднения. Схемы 2 и 4 имеют серьезные преимущества в тех случаях, когда необходимо применять коагуляцию или флокуляцию и крайне желательно избежать разрушения хлопьев в центробежном насосе, узле предварительного насыщения и дросселирующем устройстве.

Принципиальное значение для анализа эффективности флотационных установок с выделением воздуха из раствора имеет выяснение вопроса о механизме извлечения загрязнений из воды и образования флотоагрегатов. В связи с существенным различием условий выделения загрязнений вакуумной и напорной флотациями с применением коагуляции и без нее механизм образования флотоагрегатов для каждого случая ниже анализируется особо.

При флотации загрязнений без коагуляции на вакуумных и напорных без дросселирования флотационных установках флотоагрегаты образуются исключительно путем выделения пузырьков воздуха из раствора на частицах примесей в период пребывания во флотаторе.

При флотации загрязнений в напорных флотационных установках с дросселированием и без коагуляции можно выделить два типа механизма образования флотоагрегатов:

первый тип — выделение пузырьков воздуха на частицах загрязнений при состояниях пересыщения в момент дросселирования и в процессе всплывания в пересыщенной жидкости («чистая» флотация с выделением воздуха из раствора);

второй тип — столкновение ранее выделившихся из раствора пузырьков воздуха с частицами загрязнений в ходе совместного движения во флотаторе.

Во всех вышеперечисленных схемах, за исключением схемы

4, имеет место сочетание обоих типов механизма образования флотоагрегатов. В схеме 4 отсутствует образование флотоагрегатов в момент дросселирования. Относительная роль того и другого типа механизма в общем эффекте очистки пока не изучена. Можно предположить, что повышение эффективности очистки в данных условиях возможно лишь за счет роста относительной доли флотоагрегатов, образовавшихся в ходе последующего совместного движения пузырьков и частиц в потоке жидкости, главным образом вследствие механического и электростатического взаимодействия. Однако в современных конструкциях флотаторов преимущественно со значительной горизонтальной составляющей вектора скорости движения жидкости в разделительном элементе устройств возможности роста относительного количества флотоагрегатов, образовавшихся столкновением, невелики ввиду ограниченности времени взаимодействия пузырьков и частиц.

В связи с изложенным часто упоминаемая в литературе эффективность прямоочной безреагентной флотационной очистки воды, например, от нефтепродуктов около 50 %, должна рассматриваться как совокупный результат флотации частиц эмульсии выделяющимися на них пузырьками воздуха в момент дросселирования и пузырьками, захватившими частицы путем столкновения в ходе их совместного движения. Образование флотоагрегатов в жидкости после дросселирования по схеме механизма выделения маловероятно, так как, во-первых, степень пересыщения воды воздухом в типовых флотаторах незначительна, и, во-вторых, в системе уже имеется большое число пузырьков воздуха, в которые активно диффундирует растворенный воздух, снижая тем самым вероятность возникновения зародышей пузырьков на новых частицах загрязнений.

При насыщении части расхода исходной жидкости или циркулируемого объема очищенной жидкости возможны два технологических варианта. По первому варианту, когда производится дросселирование насыщенной воздухом в напорном резервуаре части расхода с последующим смешением образовавшейся водовоздушной смеси с основным потоком очищаемой воды, образование флотоагрегатов осуществляется главным образом путем столкновения. По второму варианту, в котором производится насыщение части расхода жидкости с последующим смешением ее как носителя растворенного воздуха с основным потоком очищаемой воды под давлением насыщения и последующим дросселированием образовавшейся смеси, механизм образования флотоагрегатов является совокупным (выделение и столкновение), аналогичным вышерассмотренной схеме на рис. 3.5, а.

В связи с тем, что выделение из воды тонкодиспергированных примесей безреагентной напорной флотацией осуществляется недостаточно полно, для повышения эффекта очистки при-

меняют химическую коагуляцию. Коагуляция обычно осуществляется с помощью сернокислого алюминия, сернокислого и хлорного железа, которые в щелочной среде образуют нерастворимые гели гидроокисей металлов. Введение коагулянта способствует разрушению эмульсионных и коллоидных структур в связи со снижением дзета-потенциала частиц и обеспечивает их агломерацию за счет сорбции на хлопьях образовавшейся гидроокиси. Кинетика процесса коагуляции в каждом отдельном случае носит индивидуальный характер и оптимизируется по местным условиям в ходе эксплуатации очистных установок. Однако во всех случаях скорость процесса существенно зависит от температуры среды, гидродинамических условий, активной реакции и других факторов.

Сочетание коагуляции и флотации требует тщательного учета всех особенностей обоих процессов. Полнота очистки воды от тонкодиспергированных и эмульгированных примесей может быть обеспечена только оптимально налаженным процессом коагуляции. Роль флотации в этом случае сводится лишь к выполнению задачи интенсификации выделения из жидкости скоагулированных загрязнений и получению более плотного слоя всплывшей массы по сравнению с осадком при простом отстаивании. Любое вмешательство в ход процесса коагуляции должно быть увязано с его особенностями. Недоучет данного фактора отражается на эффективности очистки воды напорной флотацией с коагуляцией. Примерно такого же характера обстоятельства необходимо учитывать в случае применения флокуляции (введение органических высокомолекулярных флокулянтов) для разрушения стойких тонкодисперсных систем.

На основании вышеизложенного можно сделать вывод о том, что в отличие от флотации без коагуляции, где механизмы извлечения загрязнений и образования флотоагрегатов сочетаются в одном процессе, при флотации с применением коагуляции механизм извлечения загрязнений из воды — это прежде всего механизм коагуляции, а флотирующие хлопья пузырьки выполняют главным образом транспортную функцию. Следовательно, в этом случае под механизмом образования флотоагрегатов необходимо понимать формирование совокупности хлопьев скоагулированных загрязнений и пузырьков воздуха.

При флотации загрязнений на вакуумных и напорных бездресселирования флотационных установках с применением коагуляции и флокуляции образование флотоагрегатов осуществляется путем выделения пузырьков на образовавшихся хлопьях в период пребывания воды во флотаторе.

Механизм образования флотоагрегатов в напорных флотационных установках с дресселированием насыщенной воздухом жидкости и с коагуляцией является двояким. Они могут быть образованы путем выделения на хлопьях пузырьков воздуха и

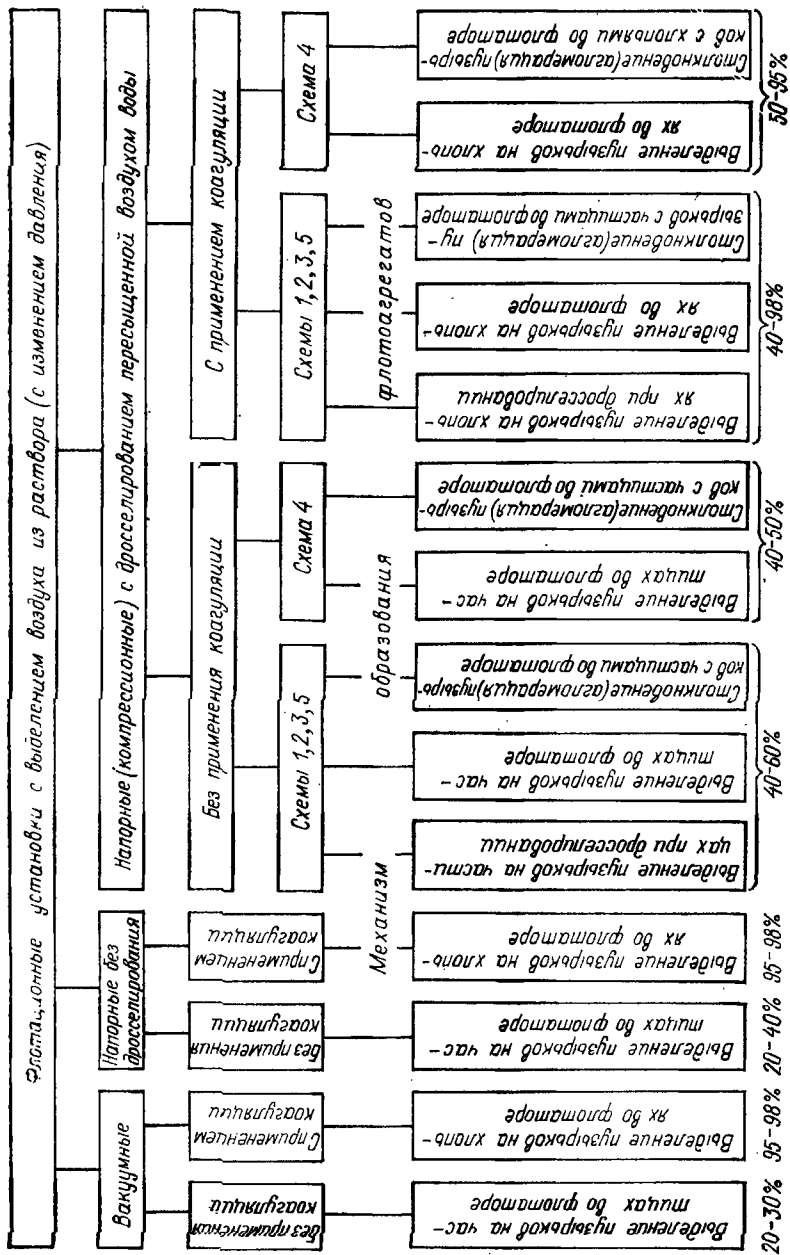


Рис. 3.6. Классификация флотационных установок с выделением воздуха из раствора и характеристика механизма образования флотоагрегатов.

путем столкновения хлопьев с пузырьками воздуха. В схемах 1, 2, 3 и 5 оба типа механизма наблюдаются в полной мере. В схеме 4 главную роль играет второй механизм, т. е. столкновение или иное взаимодействие хлопьев с готовыми мелкими пузырьками воздуха.

Сводная классификация флотационных установок с выделением воздуха из раствора и характеристика механизма образования флотоагрегатов приведены на рис. 3.6. Там же для примера показаны по литературным данным обобщенные характеристики эффективности очистки сточных вод от нефтепродуктов по разным вариантам [22].

§ 3.4. Исследование схем напорной флотации для очистки нефтесодержащих сточных вод

В отечественной и зарубежной технической литературе приводятся многочисленные данные по очистке воды от нефтепродуктов с помощью напорной флотации. Однако публикуемые результаты, как правило, противоречивы, так как не объединены единой методикой исследований и технологического контроля. Особенно это относится к оценке количества растворенного воздуха и влиянию этого показателя на эффективность работы напорных флотационных установок.

С целью сравнительного изучения основных закономерностей выделения нефтепродуктов из воды напорной флотацией без применения коагуляции по единой методике проведено лабораторное исследование нижеследующих технологических схем [23]: 1) прямоточной одноступенчатой; 2) прямоточной многоступенчатой; 3) циркуляционной с насыщением воздухом и дросселированием части расхода очищенной воды с последующим смешением с потоком исходной воды; 4) циркуляционной с насыщением воздухом части расхода очищенной воды с последующим смешением с потоком исходной воды под давлением насыщения и дросселированием смеси.

В качестве исходной жидкости принимался конденсат, загрязненный мазутом марки 100 до концентрации 1500—2000 мг/л. Перед флотационной очисткой загрязненная вода подвергалась отстаиванию в течение 30 мин, после чего концентрация мазута обычно снижалась до 24—180 мг/л.

Опыты проводились на двух лабораторных установках, устройство которых показано на рис. 3.7. В опытах по схемам 1 и 2 насыщение исходной жидкости в напорном резервуаре осуществлялось при следующих условиях: объем жидкости 3 л, давление насыщения 400 кПа, расход воздуха через пористый керамический аэратор $4,0 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, продолжительность насыщения 5 мин, начальная температура воды 46—51 °С, начальная концентрация мазута 24—92 мг/л. Содержание избыточного растворенного воздуха при флотации составляло 40—

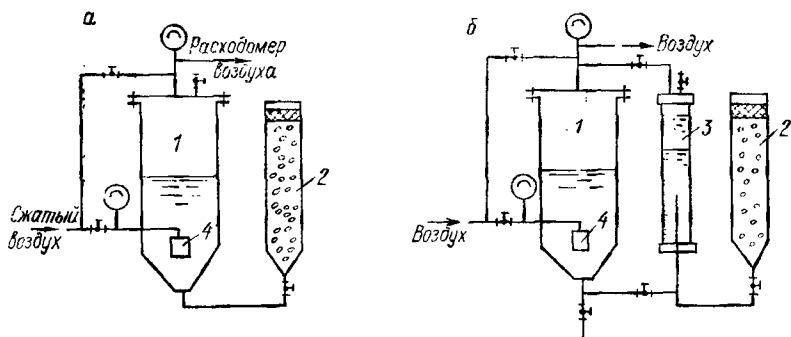


Рис. 3.7. Лабораторные флотационные установки, на которых изучалась очистка воды по схемам 1—3 (а) и по схеме 4 (б).

1 — напорный резервуар; 2 — лабораторный стеклянный флотатор; 3 — смесительный градуированный цилиндр; 4 — керамический аэратор.

45 мг/л, в том числе выделяющегося в газообразном состоянии 30—35 мг/л. Оно определялось по методике, изложенной в работе [24].

После окончания насыщения очищаемая жидкость полностью выпускалась из напорного резервуара через калиброванную дросселирующую диафрагму в выпускной трубе до вентиля в лабораторный флотатор. Во флотаторе осуществлялось извлечение мазута мелкими пузырьками воздуха, выделившимися при дросселировании. По окончании всплывания выделившихся пузырьков жидкость сливалась из флотатора через нижний кран, кроме верхнего всплывшего слоя. Затем она снова заливалась в промытый напорный резервуар, где повторялся весь цикл насыщение—выделение. В начале и в конце каждого цикла осуществлялся анализ воды на содержание мазута. Проведено изучение до четырех циклов (ступеней). Полученные результаты приведены на рис. 3.8. Как видно из графиков, прямоточная одноступенчатая напорная флотация снижает содержание мазута в воде на 46—66%. Прямоточная многоступенчатая флотация дает дополнительный положительный эффект. После четырех ступеней степень очистки может достигать 84—92%. Однако эффект очистки по ступеням флотации неравноценен. По мере снижения в жидкости концентрации мазута уменьшается и эффект очистки по ступеням.

В опытах по очистке воды от мазута по схеме 3 исходные параметры воды и условия насыщения воздухом были аналогичны со схемами 1 и 2, за исключением температуры воды, которая находилась на уровне 18—19 °С. В этом варианте очищаемая жидкость заранее наливалась во флотатор. Чистая вода после насыщения в напорном резервуаре дросселировалась в диафрагме и в строго дозированном количестве подавалась

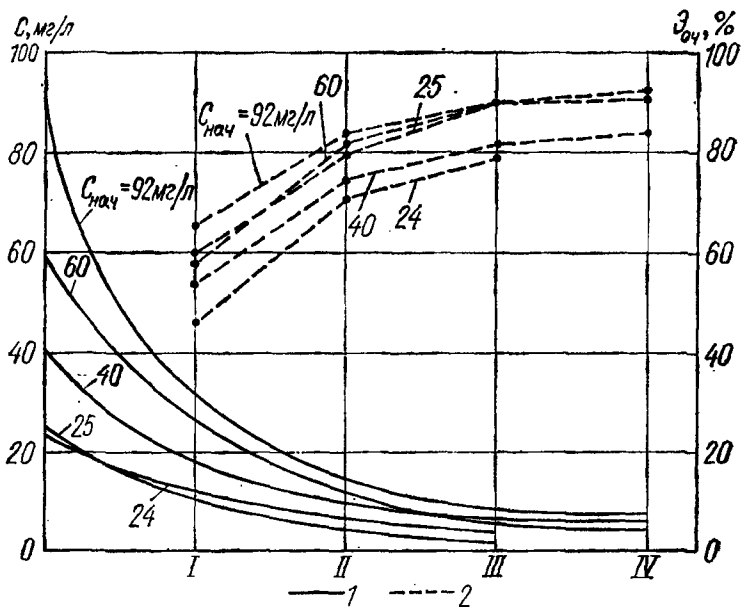


Рис. 3.8. Изменение концентрации мазута в воде C (1) и эффективности очистки $E_{оч}$ (2) при прямооточной многократной (циклы I-IV) нанорной флотации при разных начальных концентрациях $C_{нач}$.

снизу во флотатор. Пузырьки воздуха, выделившиеся из раствора, флотировали частички эмульсии. При определении эффекта очистки учитывалось разбавление жидкости с мазутом чистой водой. Условия и результаты экспериментов приведены в табл. 3.2, из которой видно, что циркуляционная флотация с насыщением и дросселированием одной насыщенной воздухом воды, прошедшей очистку, дает снижение концентрации мазута от 23 до 42 %. Хотя объем вводимой жидкости с воздухом изменялся от 10 до 160 % по отношению к объему очищаемой воды, заметного влияния этого соотношения на эффект очистки обнаружено не было. При этом количество вводимого растворенного воздуха изменялось в пределах от 6,5 до 103,6 мг/л.

Исследование очистки воды от мазута по циркуляционной схеме с насыщением воздухом части расхода очищенной воды, смешением ее с исходной водой под давлением насыщения и дросселированием смеси (схема 4) производилось на установке со смесительным цилиндром (рис. 3.7, б). В качестве исследуемой жидкости, как и в предыдущих опытах, применялся загрязненный мазутом конденсат. Подвергалась насыщению чистая водопроводная вода при следующих параметрах: температура 18—19 °С, давление насыщения 0,3 МПа, расход воздуха

Таблица 3.2

Результаты очистки воды от мазута напорной флотацией по схеме 3 (объем исходной очищаемой воды 500 мл)

Объем вводимой насыщенной воздухом воды, мл, % от исходного объема	Количество вводимого растворенного воздуха, мг/л	Концентрация мазута в очищенной воде, мг/л		Эффект очистки, %
		до флотации	после флотации	
800/160	103,6	100	57,5	42,5
800/160	103,6	93	60,0	35,0
400/80	51,8	180	118,0	34,0
400/80	51,8	78	50	33
300/60	38,8	95	66	31
300/60	38,8	81	58	28
200/40	25,9	100	71	29
200/40	25,9	95	60	37
100/20	12,9	72	46	36
100/20	12,9	100	77	23
50/10	6,5	68	40	40
50/10	6,5	85	58	31

через аэратор $4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{мин})$, продолжительность насыщения 3 мин, количество растворенного избыточного воздуха, вводимого с насыщенной (циркуляционной) водой, 50 мг/л.

Опыты по схеме 4 проводились в такой последовательности. Очищаемая жидкость заливалась в смесительный градуированный цилиндр, соединенный с напорным резервуаром соответствующими трубопроводами и арматурой. После насыщения чистой воды воздухом уравнивалось давление в напорном резервуаре и в цилиндре с очищаемой жидкостью. Затем из напорного резервуара в смесительный цилиндр перепускалось через перфорированную трубу строго дозированное количество насыщенной воздухом воды. Здесь она смешивалась с очищаемой водой под давлением насыщения и выдерживалась 5 мин для выравнивания концентраций. После этого образовавшаяся смесь, как и в прямоточной схеме, выпускалась во флотатор через дросселирующее устройство. При определении эффекта очистки учитывалось разбавление жидкости чистой водой. Полученные результаты опытов приведены в табл. 3.3, из которой видно, что напорная флотация с введением растворенного воздуха с чистой водой под давлением насыщения в количестве 20—40 % от объема очищаемой жидкости (10,9—21,8 мг растворенного воздуха на 1 л очищаемой воды) дает эффект очистки от 58 до 81 %, что существенно превышает показатели схемы 3.

Снижение количества насыщенной воды до 10 % (5,5 мг растворенного воздуха на 1 л очищаемой жидкости) существенно

Таблица 3.3

Результаты очистки воды от мазута напорной флотацией по схеме 4
(объем исходной очищаемой воды 500 мл)

Объем вводимой насыщенной воздухом воды, мл % от исходного объема	Количество вводимого растворенного воздуха, мг л	Концентрация мазута в очищаемой воде, мг л		Эффект очистки, %
		до флотации	после флотации	
200/40	21,8	90	27	70
200/40	21,8	107	41	62
200/40	21,8	83	34	59
100/20	10,9	65	22	65
100/20	10,9	100	21	79
100/20	10,9	85	21	75
100/20	10,9	110	21	81
100/20	10,9	90	19	78
50/10	5,5	122	66	46
50/10	5,5	98	53	45

отражается на эффекте очистки. Вследствие недостатка растворенного и выделяющегося воздуха для флотационной очистки эффект понижается до уровня 45—46 %. По-видимому, минимально необходимая концентрация растворенного воздуха для флотации мазута из воды при условиях данных опытов должна быть не ниже 10 мг/л.

Обращает на себя внимание тот факт, что при сопоставимых условиях эффективность очистки по схеме 4 (59—81 %) значительно превышает результаты очистки по схеме 3. Причины указанного различия нуждаются в специальном исследовании, однако особенности механизма образования флотоагрегатов при флотации по схемам 3 и 4 играют здесь важную роль. В схеме 3 основным механизмом образования флотоагрегатов является взаимное закрепление пузырьков и частиц эмульсии при столкновении. В схеме 4 наряду с механизмом столкновения необходимо допустить наличие второго механизма — выделение пузырьков воздуха на частицах в период дросселирования. Количественная характеристика влияния второго типа механизма ориентировочно может быть оценена разностью эффектов очистки по схемам 3 и 4.

АЭРАЦИЯ ЖИДКОСТИ ПРИ НАПОРНОЙ ФЛОТАЦИИ

§ 4.1. Процессы образования газовой фазы в пересыщенной жидкости

Напорная флотация с выделением воздуха из раствора реализуется в основном в схемах с дросселированием предварительно насыщенной воздухом жидкости. В результате дросселирования образуется большое число мелких пузырьков воздуха, которые обеспечивают флотирование загрязнений. Количество выделяющегося при флотации воздуха, дисперсный состав и счетная концентрация пузырьков, как показано в гл. 5, имеет определяющее значение для эффективности флотационной очистки сточных вод.

Образование мелких пузырьков, заполненных паром и выделяющимся из раствора газом при дросселировании потока насыщенной воздухом жидкости в напорных флотационных установках, является, по существу, распространенным в технике явлением, называемым *кавитацией* (от лат. *cavitas* — пустота). Явление парообразования и выделения газов в жидкости возникает в результате местного понижения давления в потоке. При последующем попадании пузырьков в область повышенного давления они захлопываются с большой скоростью, вызывая шумообразование и эрозионное воздействие на поверхности рабочих элементов. Кавитационные явления оказывают серьезное влияние на движение судов, работу гребных винтов, гидравлических турбин, лопастных и центробежных насосов, запорно-регулирующей арматуры в гидравлических системах машин и аппаратов, технологических установках различных производств.

Вопросы возникновения и развития кавитации являются одной из актуальных проблем гидродинамики. Они рассмотрены в многочисленных работах [25—29]. Несмотря на большое число исследований, проводимых по проблеме кавитации со времен О. Рейнольдса (1873 г.), достигнутый в этой области уровень знаний пока не позволил создать законченную теорию кавитации. Многочисленные публикации посвящены обычно частным практическим задачам, в которых различные исследователи используют разные критерии оценки, разные методы наблюдения и фиксации кавитационных явлений.

На возникновение кавитации в жидкостных потоках влияют сопротивление жидкости растягивающим напряжениям, содер-

жание растворенных газов и ядер кавитации, физические и термодинамические свойства жидкости, гидравлические особенности местных сопротивлений и другие факторы. В теоретическом и прикладном плане достаточно хорошо для инженерных приложений разработаны вопросы паровой кавитации. Проблемы газовой кавитации, обусловленной диффузионными явлениями, на которой основывается напорная флотация, разработаны меньше. Пока имеется ограниченное число работ, которые позволили бы оценивать количество выделяющегося газа, дисперсный состав и счетную концентрацию пузырьков, образующихся при дросселировании насыщенной воздухом жидкости.

Отличительной особенностью кавитации в напорных флотационных установках является необходимость избежать или сократить до минимума захлопывание или растворение пузырьков, образующихся при дросселировании насыщенной воздухом жидкости. Наилучшим в технологическом отношении продолжением кавитации здесь является создание условий во флотационном резервуаре для роста пузырьков за счет диффузии растворенного воздуха и предотвращения коалесценции.

Теоретической основой процесса выделения газов из пересыщенных растворов в воде являются работы Д. Гиббса [30]. Основные положения этой теории сводятся к следующему.

Изолированная система *устойчива* в том случае, если при любом бесконечно малом изменении ее состояния при постоянстве энергии *энтропия остается постоянной или уменьшается*. В том случае, если это условие сохраняется при любом конечном изменении состояния системы, она находится в *абсолютно устойчивом* состоянии. Если же при некоторых конечных изменениях состояния *энтропия системы возрастает*, то она находится в *относительно устойчивом* состоянии, называемом *метастабильным*. Такой системой являются пересыщенные растворы, к числу которых относятся и растворы газов (воздуха) в воде при напорной и вакуумной флотации. Появление зародышей новой фазы в метастабильной системе способствует переходу ее в стабильное состояние.

Значительное развитие теория возникновения новых фаз получила в работах М. Фольмера, И. Я. Френкеля, О. М. Тодеса, Я. Б. Зельдовича, Б. В. Дерягина [31—37]. Самопроизвольное протекание процессов фазовых переходов в дисперсных системах определяется изменением энергии Гиббса, под которой понимается максимальная работа системы. Она складывается из работы образования объема новой фазы $A_{об}$ и работы образования новой поверхности раздела фаз $A_{пов}$:

$$\Delta G = A_{пов} + A_{об} = \Delta G_{пов} - \Delta \mu, \quad (4.1)$$

где ΔG — изменение энергии Гиббса в системе; $\Delta G_{пов}$ — изменение энергии Гиббса при изменении поверхности; $\Delta \mu$ — изменение химического потенциала при фазовом переходе.

Изменение энергии при образовании отдельного пузырька

$$\Delta G = \sigma_{жг} S_{жг} - \Delta \mu i, \quad (4.2)$$

где $S_{жг}$ — площадь поверхности раздела жидкость—газ; $\sigma_{жг}$ — поверхностное натяжение на границе жидкость—газ; i — отношение объема пузырька $V_{п}$ к объему 1 моля газа $V_{м}$ (число молей газа в пузырьке).

После подстановки в формулу (4.2) поверхности и объема пузырька радиусом $r_{п}$ получим

$$\Delta G = 4 \pi [r_{п}^2 \sigma_{жг} - \Delta \mu r_{п}^3 / (3 V_{м})]. \quad (4.3)$$

При снижении давления над жидкостью с p_1 (давление насыщения) до давления p_2 (давление в дросселирующем устройстве) она становится пересыщенной. При этом изменение химического потенциала

$$\Delta \mu = RT \ln (p_1/p_2), \quad (4.4)$$

где R — универсальная газовая постоянная; T — температура.

Взяв первую и вторую производные по $r_{п}$, получим, что функция ΔG имеет максимум при некотором значении $r_{кр}$, равном

$$r_{кр} = 2 \sigma_{жг} V_{м} / \Delta \mu. \quad (4.5)$$

Этот размер пузырька называется критическим, а максимальное значение функции ΔG равно

$$\Delta G_{\max} = 16 \pi \sigma_{жг} V_{м}^2 / (3 \Delta \mu^2). \quad (4.6)$$

На рис. 4.1 показано изменение энергии Гиббса при образовании пузырька в зависимости от его радиуса. На графиках видно, что при $r_{п} < r_{кр}$ процесс идет с увеличением ΔG и только при образовании зародыша пузырька с $r_{п} > r_{кр}$ начинается самопроизвольный рост с уменьшением ΔG .

Как видно из изложенного, условием выделения новой фазы является кроме превышения химического потенциала выделяющегося вещества в старой фазе его химического потенциала в новой фазе преодоление сил поверхностной энергии. Поэтому, несмотря на наличие пересыщенной среды, для образования новой фазы необходимо, чтобы из-за флуктуаций произошло скопление достаточно большого числа молекул новой фазы. Часто при тех или иных параметрах пересыщения флуктуационных скоплений частиц недостаточно для начала образования новой фазы и требуется наличие центров образования (микровключений), аналогичных центрам конденсации или кри-

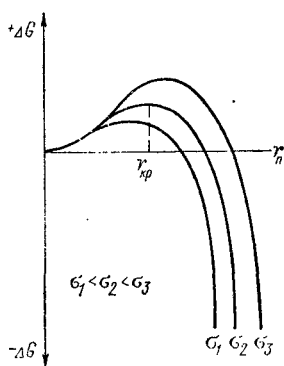


Рис. 4.1. Зависимость изменения энергии Гиббса ΔG при образовании пузырька от его размеров $r_{п}$ при разном поверхностном натяжении σ на границе жидкость—газ.

сталлизации. Выделившаяся область новой фазы начинает расти до того момента, пока пересыщение не исчезнет.

Таким образом, процесс выделения новой фазы состоит из двух стадий: возникновения зародышей пузырьков и их роста. Первая из этих стадий протекает с увеличением энергии Гиббса системы и поэтому термодинамически затруднена, а вторая идет самопроизвольно со значительным убыванием энергии Гиббса.

Не всякий зародыш даст начало росту пузырька, так как он может снова раствориться, если его размеры меньше некоторых критических при данном пересыщении среды. Критические радиусы зародышей пузырьков, вычисляемые по формуле (4.5), заключены в интервале 10^{-3} — 10^{-4} см, т. е. содержат 10^6 — 10^{11} молекул газа (пара). Вероятность образования таких зародышей мала. С повышением температуры и ростом степени пересыщения жидкости газом вероятность возникновения зародыша увеличивается.

Общая теория образования новой фазы находится в стадии формирования, что затрудняет количественную оценку вероятности самопроизвольного возникновения зародышей пузырьков при кавитационных явлениях. На начальной стадии изучения явления делались попытки вероятности образования жизнеспособного зародыша новой фазы вычислять на основе рассмотрения марковской цепи событий, ведущей от молекулярного уровня к макроскопическому, т. е. к образованию критического зародыша. Этот путь в общем случае требует информации о свойствах молекулярных агрегатов или комплексов, начиная с димеров (сдвоенных молекул), которой мы не располагаем, а если бы располагали, то ее использование потребовало бы преодоления больших вычислительных трудностей.

Я. Б. Зельдовичу [33] для одного частного случая (когда число мономерных молекул во много раз превышает количество молекулярных комплексов) удалось обойти вышеуказанную трудность. Используя метод перевала, он выразил число «равновесных» критических зародышей через число молекул, с тем чтобы с помощью уравнения Крамерса—Фоккера—Планка [31] найти «поток зародышей» в пространстве их размеров. При этом для оценки вероятности возникновения зародыша в единице объема в единицу времени получено выражение

$$\begin{aligned} \chi_1 &= \frac{2V \sqrt{T \sigma_{жг}}}{\eta d^4 r_{кр}} \exp\left(-\frac{A}{RT}\right) = \\ &= \frac{2V \sqrt{T \sigma_{жг}}}{\eta d^4 r_{кр}} \exp\left(-\frac{16 \pi \sigma_{жг}^3 V_m^2}{3 RT \ln(p_1/p_2)}\right), \end{aligned} \quad (4.7)$$

где V — объем пересыщенной жидкости; T — абсолютная температура; R — универсальная газовая постоянная; η — вязкость жидкости; d — диаметр молекул жидкости; A — работа образования критического зародыша.

Как вытекает из цитируемой работы, время возникновения зародыша очень мало и составляет примерно 10^{-12} с, а число зародышей, образующихся в единицу времени, равно

$$n = \frac{bD}{r_{кр}^4} \sqrt{\frac{8\pi\sigma_{жг}}{RT}}; \quad (4.8)$$

где b — коэффициент, характеризующий равновесное распределение зародышей по размерам; D — аналог коэффициента диффузии.

Однако введение в расчеты равновесного распределения зародышей по размерам в системе неограниченно большого объема, в которой не только нет равновесия в любом смысле, но и протекают существенно неравновесные процессы лавинного роста устойчиво существующих зародышей, вызывает принципиальные возражения. К этому в случае кавитации (кипения) добавляется трудность, связанная с неопределенностью числа и самого понятия зародышевых образований молекулярного размера, а также с неизвестностью начальной стадии их укрупнения. По этой причине в формуле Я. Б. Зельдовича для числа околокритических зародышевых образований в растянутой нелетучей жидкости содержится, по существу, неопределенный предэкспоненциальный множитель размерности длины. Попытки рассчитать этот множитель не дали сколько-нибудь достоверных результатов.

Б. В. Дерягиным [34—36] предложен существенно новый подход к расчету скорости возникновения зародышей новой фазы, основанный на использовании большого ансамбля Гиббса и упомянутого уравнения Крамерса—Фоккера—Планка, делающий ненужным расчет начальной стадии зародышеобразования. Построение большого ансамбля Гиббса позволяет избежать неопределенности, возникающей при расчете микроскопической начальной стадии зарождения новой фазы, и получить более точное значение кинетического (предэкспоненциального) множителя. Кроме того, в показателе экспоненты дается более точное значение работы образования зародыша благодаря учету зависимости поверхностного натяжения от кривизны поверхности вновь образующейся фазы. Согласно выводам теории Б. В. Дерягина вероятность образования зародыша пузырька в объеме V при умеренных пересыщениях может быть оценена по выражению

$$\chi_2 = \frac{Vc^2r_n \sqrt{RT\sigma_{жг}}}{2\eta} \exp \left[-\frac{16\pi\sigma_{жг}^2}{3RT\rho^2} + \frac{8\pi\sigma_{жг}a}{RT\rho} - \left(4b + \frac{5}{3}a^2\right) \frac{\pi\sigma_{жг}}{RT} \right], \quad (4.9)$$

где c — число молекул в единице объема пересыщенной жидкости; ρ — давление в пузырьке; a и b — числители второго и

третьего членов ряда при разложении $\sigma_{\text{жг}} = \sigma_{\infty} \left(1 + \frac{a}{r_{\text{п}}} + \frac{b}{r_{\text{п}}} + \dots \right)$.

Если сравнить выражения (4.7) и (4.9), положив, например, $c^2 = d^{-6}$, то $\chi_1/\chi_2 = (d/r_{\text{п}})^2$, что говорит о том, что формула Я. Б. Зельдовича занижает вероятность образования пузырьков. Это объясняется тем, что он вводил в формулу вероятности множители размерности длины. Данное допущение ввиду наличия в задаче двух линейных величин d и $r_{\text{п}}$ сделало предэкспоненциальный множитель зависящим от произвольной функции $f(r_{\text{п}}/d)$. Полученное Б. В. Дерягиным уточнение предэкспоненциального множителя практически не очень существенно в сравнении с произведенным им уточнением работы образования зародыша.

Многочисленными наблюдениями установлено, что на скорость образования частиц новой фазы влияют гидродинамические условия потоков жидкости. Увеличение интенсивности движения также приводит к уменьшению размеров пузырьков и, следовательно, к увеличению их числа. Это явление объясняется по-разному. Одни исследователи считают, что увеличение скорости образования новой фазы происходит за счет ускорения диффузии растворенного газа к зародышу новой фазы [J. W. Mullin, H. D. Raven, 1961 г.]. Другие полагают, что к пересыщенному раствору подводится дополнительное количество избыточной энергии, которое необходимо для образования большей поверхности частиц новой фазы [P. F. Larson, 1945 г.]. Однако эти соображения носят общий характер и пока конкретно не смоделированы, т. е. не могут быть оценены количественно.

Интересная гипотеза была выдвинута в работе [R. V. Dean, 1944 г.]. Она сводится к тому, что зародыши пузырьков образуются в центрах свободных вихрей, которые возникают в турбулентных потоках при наличии условий для кавитационных явлений. Аналогичное предположение возможно и в отношении кавитационных образований в пограничном слое жидкости.

Первая попытка количественной оценки процесса образования жизнеспособных зародышей пузырьков в центрах свободных вихрей сделана в работе [38], согласно которой число жизнеспособных зародышей в единице объема жидкости определяется выражением

$$n = VW/\lambda_{\text{ср}}^3, \quad (4.10)$$

где V — объем жидкости; $\lambda_{\text{ср}}$ — средний размер вихрей, образующих жизнеспособные зародыши пузырьков; W — спектральная вероятность наличия вихрей данного масштаба.

После количественного выражения входящих в выражение (4.10) компонентов с учетом теории турбулентности [39] расчет-

ная зависимость имеет вид

$$n = \frac{4 \cdot 10^5 (u')^{1,5}}{\nu^{1,5} l_c^{1,5}} \left[1 - \left(\frac{u_{кр}}{u} \right)^{0,75} \right]^2, \quad (4.11)$$

где u — скорость жидкости; u' — среднеквадратическое значение компоненты турбулентных пульсаций скорости [для сильнотурбулизованных струй равна $(0,15 \div 0,20)u$]; ν — кинематический коэффициент вязкости жидкости; l_c — размер сопла; $u_{кр}$ — критическая скорость, при которой пузырьки не образуются (примерно 7,0 м/с).

Имеется большое число других работ, посвященных теоретическому анализу и экспериментальному изучению процессов возникновения и поведения новой фазы, в различных прикладных областях теплотехники, гидродинамики и химической технологии. Однако все они для изучения процессов газовыделения во флотационных установках предоставляют лишь самую общую информацию, не позволяющую производить количественные оценки.

Целенаправленно механизм образования пузырьков газа при дросселировании применительно к условиям напорных флотационных установок анализировался лишь в вышецитированной работе [38]. К сожалению, теоретические выводы этого анализа не получили убедительного экспериментального подтверждения, так как в опытах оценка счетной концентрации образующихся пузырьков в воде произведена без учета баланса газа в момент фотографирования газожидкостной системы.

С целью получения более объективных данных по дисперсному составу и концентрации пузырьков воздуха при напорной флотации автором с сотрудниками проведено экспериментальное исследование, методика и результаты которого излагаются ниже.

§ 4.2. Методика экспериментального изучения дисперсного состава и счетной концентрации пузырьков воздуха при напорной флотации

Экспериментальное определение дисперсного состава пузырьков связано с рядом серьезных затруднений. Большая концентрация (порядка сотен в 1 мм^3) мелких пузырьков диаметром 20—200 мкм не позволяет использовать для определения дисперсного состава методы, основанные на резонансном рассеивании или поглощении ультразвуковых или электромагнитных волн, вследствие наличия взаимного влияния пузырьков друг на друга. Фотографирование в тонких кюветах влечет за собой нарушение режима движения газожидкостной смеси и приводит к интенсивной коалесценции пузырьков, что явилось одной из причин некорректности результатов работы [38].

С целью получения объективной характеристики дисперсного состава пузырьков в наших исследованиях [40] был модифицирован и применен метод фотографирования оптической системой с малой глубиной резкости, основы которого изложены в работе [41]. Он позволяет получать фотографии области исследуемого потока газожидкостной смеси, расположенной на расстоянии 3–10 мм от прозрачного окна. Малая глубина резкости дает возможность выделить узкий слой пузырьков воздуха, видимых на кадре. Влияние остальных сводится к уменьшению контрастности, которое удалось компенсировать применением высококонтрастных фотоматериалов. Тарировка оптической системы, т. е. установление зависимости глубины резкости от размеров пузырьков, осуществлялась путем фотосъемки пузырьков воздуха в прозрачной затвердевшей смоле на различных расстояниях от объектива.

Полученные серии фотографий обрабатывались и по ним строились функции распределения пузырьков по размерам

$$f(r_n) = dn/dr_n, \quad (4.12)$$

где dn — число пузырьков с радиусом от r_n до $r_n + dr_n$.

Условие нормирования функции распределения определяется выражением

$$\int_0^{\infty} f(r_n) dr_n = 1. \quad (4.13)$$

Счетная концентрация пузырьков воздуха в жидкости вычислялась по формуле

$$n = \gamma/\omega_{\text{ср}}, \quad (4.14)$$

где n — число пузырьков в единице объема газожидкостной смеси; γ — объемное содержание газовой фазы; $\omega_{\text{ср}}$ — средний объем пузырька, определяемый по функции распределения

$$\omega_{\text{ср}} = \frac{3\pi}{4} \int_0^{\infty} f(r_n) r_n^3 dr_n. \quad (4.15)$$

В напорных флотационных установках, как показывают исследования [20], объемное содержание газовой фазы по пути движения газожидкостной смеси подвержено значительным изменениям. Распространенные методы оценки общего газосодержания смеси, отнесенные ко всему объему флотатора, в данном случае являются бесполезными, так как не позволяют получить количественную оценку газосодержания в различных точках аппарата.

Анализ различных методов измерения объемного газосодержания в жидкости приведен в работе [42], где был сделан вывод о преимуществе метода, основанного на измерении электри-

ческой емкости газожидкостной смеси. Однако для флотационных установок, в которых очищаемая жидкость представляет собой электролит, более легко может быть реализован способ, основанный на измерении электрической проводимости газожидкостной смеси с помощью датчика сопротивления в виде электролитической ячейки.

Датчик (рис. 4.2) представляет собой две плоскопараллельные пластины-электроды, расположенные во флотаторе. Рассмотрим, как влияют пузырьки на электрическое сопротивление электролитической ячейки. Если направить ось x перпендикулярно к пластинам, то, пренебрегая искажением электрического поля по краям пластины, получим сопротивление слоя газожидкостной смеси толщиной $dx \ll r_{\text{п}}$

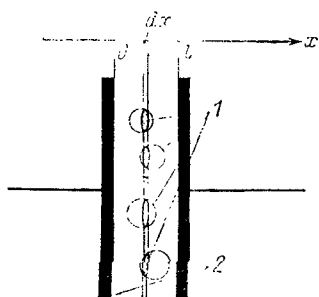


Рис. 4.2. Схема датчика сопротивления.

1 — площадь сечения воздушных пузырьков при данном x ; 2 — пластины-электроды.

$$dR_3 = \rho \frac{dx}{S - S_{\text{п}}(x)}, \quad (4.16)$$

где ρ — электрическое сопротивление смеси; R_3 — сопротивление жидкости; S — площадь пластин датчика; $S_{\text{п}}(x)$ — суммарная площадь сечений воздушных пузырьков при данном x .

Интегрируя выражение (4.16), получаем

$$R_3 = \int_0^{\infty} \rho \frac{dx}{S - S_{\text{п}}(x)}. \quad (4.17)$$

Представим подынтегральную функцию в виде

$$\rho \frac{dx}{S - S_{\text{п}}(x)} = \frac{\rho}{S} \cdot \frac{dx}{1 - S_{\text{п}}(x)/S}. \quad (4.18)$$

Так как $S_{\text{п}}/S \ll 1$, разложим выражение (4.18) в ряд вблизи точки $S_{\text{п}}/S = 0$:

$$\frac{\rho}{S} dx \frac{1}{1 - S_{\text{п}}(x)/S} = \frac{\rho}{S} dx \left\{ 1 + \frac{S_{\text{п}}(x)}{S} + 2 \left[\frac{S_{\text{п}}(x)}{S} \right]^2 + \dots \right\}. \quad (4.19)$$

Пренебрегая членами второго и высших порядков малости, получаем

$$R_3 = \frac{\rho}{S} \int_0^l \left[1 + \frac{S_{\text{п}}(x)}{S} \right] dx = \frac{\rho l}{S} + \frac{\rho l}{S^2} \int_0^l S_{\text{п}}(x) dx. \quad (4.20)$$

Из рис. 4.2 видно, что $\int_0^l S_{\Pi}(x) dx$ равен суммарному объему всех пузырьков воздуха. Поэтому

$$R_3 = \frac{\rho l}{S} + \frac{\rho}{S^2} \sum \omega_i, \quad (4.21)$$

где ω_i — объем i -го пузырька.

Относительное изменение сопротивления электролитической ячейки равно

$$\frac{\Delta R_3}{R_0} = \frac{R_3 - R_0}{R_0}, \quad (4.22)$$

где $R_0 = \rho l / S$ — сопротивление ячейки в отсутствие пузырьков воздуха.

Как видно из вышесказанного, при принятых допущениях относительное изменение сопротивления электролитической ячейки не зависит от формы и размеров пузырьков, а определяется только отношением суммарного объема пузырьков, находящихся внутри ячейки, к ее объему. Отношение объемов пузырьков и газожидкостной смеси является объемным содержанием газовой фазы и численно характеризуется отношением

$$\frac{\Delta R_3}{R_0} = \frac{\sum \omega_i}{lS} = \gamma. \quad (4.23)$$

Практически конструкция датчика не позволяет избежать влияния красных эффектов. Поэтому окончательная формула, связывающая относительное изменение сопротивления ячейки и объемное содержание воздуха в ней, была скорректирована введением поправочного эмпирического коэффициента ψ :

$$\Delta R_3 / R_0 = \psi \gamma. \quad (4.24)$$

Численное значение коэффициента ψ может быть получено при тарировке датчика в условиях пузырькового барботирования воздуха при диспергировании его через пористый аэратор. Размеры барботирующих пузырьков, а также удельное сопротивление жидкости изменялись путем добавления некоторого количества уксусной кислоты. Тарировка показала независимость относительного изменения сопротивления от размеров пузырьков и удельного сопротивления жидкости.

Некоторое усложнение работы по предлагаемому методу связано с необходимостью измерения R_3 и R_0 при одном и том же удельном сопротивлении жидкости. Однако эти сложности можно исключить введением в схему компенсирующей электролитической ячейки, находящейся в той же жидкости, что и измерительный датчик, но без пузырьков воздуха. Предложенный метод измерения имеет чувствительность 10^{-4} и погрешность 2—3 %.

Исследование закономерностей поведения газожидкостной смеси при дросселировании пересыщенной жидкости примени-

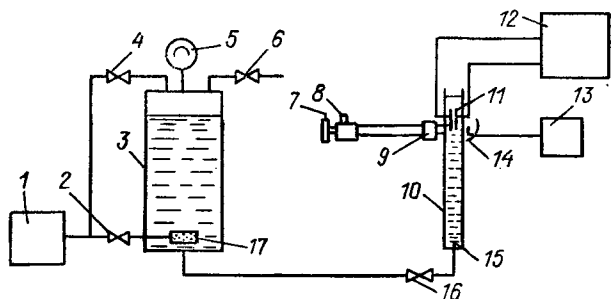


Рис. 4.3. Схема лабораторной установки.

1 — компрессор; 2, 4, 6 и 16 — запорно-регулирующая арматура разного назначения; 3 — напорный резервуар; 5 — манометр; 7 — фотокамера; 8 — микрофотонасадка; 9 — объектив; 10 — прозрачная колонка; 11 — датчик сопротивления; 12 — измеритель Е8-2; 13 — блок питания лампы-вспышки; 14 — лампа-вспышка с рефлектором; 15 — дросселирующее устройство; 17 — керамический аэратор.

тельно к условиям напорной флотации проводилось на лабораторной установке, схема которой представлена на рис. 4.3. насыщение воды воздухом осуществлялось в напорном резервуаре 3, куда он подавался от компрессора 1 через керамический аэратор 17. Давление насыщения регулировалось вентилями 2 и 6 и контролировалось манометром 5. После насыщения барботирование прекращалось и давление, при котором вода выпускалась в прозрачную колонку 10, регулировалось вентилями 4 и 6. Непосредственно в колонке располагалась дросселирующая диафрагма 15 с диаметром отверстия 0,60—1,60 мм и толщиной 0,3 мм. Фотографирование производилось оптическим устройством, состоящим из объектива «Юпитер-8» и микрофотонасадки МФН-1 с фотокамерой, соединенных между собой зачерненной изнутри трубой. Газожидкостная смесь фотографировалась в проходящем свете импульсной лампы ИФК-120, помещенной в отражающем рефлекторе. При скорости движения пузырьков не более 0,01 м/с время вспышки лампы, составляющее 10^{-3} — 10^{-4} с, оказалось достаточным, чтобы получить четкие изображения на пленке.

Измерение объемного содержания газовой фазы проводилось на том же уровне датчиком сопротивления. В качестве измерителя сопротивления использовался емкостный мост переменного тока Е8-2, который позволял компенсировать и измерять как активную, так и реактивную составляющие комплексного сопротивления датчика.

§ 4.3. Характеристики пузырьков воздуха при дросселировании пересыщенной жидкости в напорных флотационных установках

На новой методической основе (см. § 4.2) проведено экспериментальное изучение характеристик пузырьков воздуха, образующихся при дросселировании пересыщенной воды. Опыты

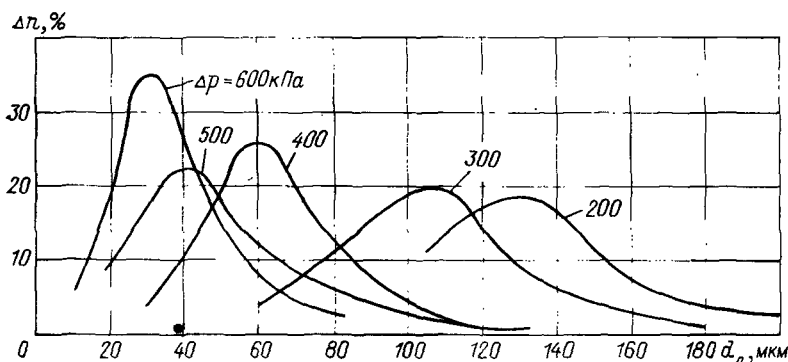


Рис. 4.4. Распределение пузырьков воздуха по крупности при различных перепадах давления Δp .

Δl — доля пузырьков различных фракций в общем числе; d_n — диаметр пузырьков.

проводились на водопроводной воде при температуре 15°C , перепадах давления при дросселировании 200, 300, 400, 500 и 600 кПа. В качестве дросселирующего устройства применялись латунные диафрагмы толщиной 0,3 мм с диаметром отверстий 0,60; 1,03 и 1,60 мм. Для ликвидации вихревой области и лучшего распределения по сечению флотационной колонки пузырьков воздуха над диафрагмой располагался отражательный щиток диаметром 50 мм. Высота прозрачной колонки составляла 500 мм. Для обеспечения достаточного выделения растворенного газа в пузырьки и устойчивости их к диффузионному растворению фотографирование состояния смеси производилось на высоте 300 мм от диафрагмы. Несоблюдение этого условия, как показано в работе [40], приводит к уменьшению в десятки раз счетной концентрации воздушных пузырьков.

По полученным микрофотографиям строились функции распределения пузырьков по крупности. При подсчете пузырьки разбивались на фракции с шагом радиуса пузырьков 5 мкм. По функциям распределения оценивался средний объем пузырьков и затем определялась счетная концентрация пузырьков по выражениям (4.14) и (4.15).

В связи с наличием относительного движения пузырьков в жидкости для обеспечения сравнимости результатов показатели счетной концентрации, полученные при различных условиях опытов, необходимо привести к состоянию, когда пузырьки неподвижны относительно жидкости. Приведенную счетную концентрацию n_0 можно получить на основе уравнения неразрывности потока счетного количества пузырьков:

$$n_{0i} u_{ж} = n_{\Phi i} (u_{ж} + u_{\Pi i}), \quad (4.25)$$

где $u_{ж}$ — скорость движения жидкости во флотаторе; $u_{\Pi i}$ — скорость движения i -й фракции пузырьков в воде (гидравлическая

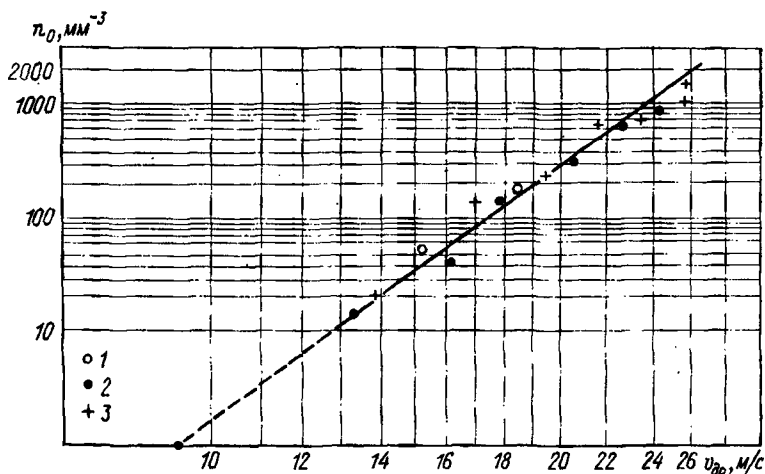


Рис. 4.5. Зависимость приведенной счетной концентрации пузырьков n_0 от скорости жидкости в дросселирующей диафрагме $v_{др}$.

Диаметр отверстия, мм: 1 — 0,60, 2 — 1,03, 3 — 1,60.

крупность); n_{0i} — приведенная счетная концентрация i -й фракции пузырьков; $n_{\phi i}$ — счетная концентрация i -й фракции пузырьков, полученная фотографированием в потоке.

Следовательно, приведенная счетная концентрация всех пузырьков определится по выражению

$$n_0 = \sum n_{0i} = \sum n_{\phi i} (1 + u_{п i} / u_{ж}). \quad (4.26)$$

Полученные в опытах функции распределения пузырьков по крупности приведены на рис. 4.4. Как видно из графиков, счетная концентрация и распределение пузырьков по размерам зависят от условий дросселирования, которые прежде всего определяются скоростью жидкости в диафрагме. Зависимость счетной концентрации от этого параметра показана на рис. 4.5. Она в пределах изученной в данном исследовании области с достаточной для практических расчетов точностью аппроксимируется функцией

$$n_0 = 200 v_{др}^7, \quad (4.27)$$

где $v_{др}$ — скорость жидкости в дросселирующем устройстве, м/с, определяемая по выражению

$$v_{др} = \sqrt{2g\Delta p / (1 + \xi)}, \quad (4.28)$$

ξ — коэффициент сопротивления дросселирующего устройства; Δp — потеря напора, м; g — ускорение свободного падения, м/с².

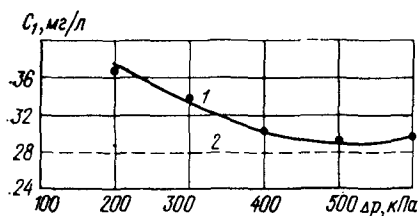


Рис. 4.6. Изменение содержания воздуха в воде C_1 в зависимости от перепада давления при дросселировании Δp (степень пересыщения 2,4; температура 15 °С).

1 — экспериментальные данные;
2 — равновесная концентрация воздуха в воде при условиях опытов.

Изучение характеристик пузырьков воздуха при дросселировании жидкости сопровождалось контролем баланса воздуха. Начальное содержание растворенного в воде воздуха (до дросселирования) во всех опытах было равно 63 мг/л. Определение его концентрации производилось электрохимическим анализатором кислорода. Полученные в опытах результаты показаны на рис. 4.6. Как видно из графика, в воде после дросселирования образуется пересыщенный раствор газов. Степень пересыщения зависит от перепада давления при дросселировании. С возрастанием скорости потока в диафрагме увеличивается удельная поверхность газовой фазы, что способствует более полному выделению растворенных газов. По достижении некоторых значений перепада давления (более 500 кПа) пузырьки становятся очень малыми и начинают себя проявлять силы поверхностного натяжения, т. е. появляется добавочное (лапласовское) давление. При этом замедляется газовыделение и несколько возрастает остаточное пересыщение [43].

Сопоставление полученных экспериментальных результатов с теоретическими выводами позволяет говорить о некотором качественном их совпадении. После замены, например, в выражении (4.8) критического радиуса его значением из формулы

$$\Delta p = p_2 - p_1 = 2 \sigma_{жг} / r_{кр}, \quad (4.29)$$

получим

$$n = \left(\frac{p_2 - p_1}{2 \sigma_{жг}} \right)^4 b D \sqrt{\frac{8 \pi \sigma_{жг}}{RT}}. \quad (4.30)$$

При протекании жидкости через дросселирующее устройство скорость в нем возрастает и давление падает с p_2 до p_1 . При этом создается пересыщение и происходит выделение пузырьков газа (кавитация). По закону Бернулли изменение скорости и соответственно давления для воды связаны уравнением

$$p_2 - p_1 = v_{др}^2 / (2g). \quad (4.31)$$

Подставляя выражение (4.31) в (4.30), получаем

$$n = \left(\frac{1}{4g\sigma_{жг}} \right)^4 v_{др}^8 b D \sqrt{\frac{8\pi\sigma_{жг}}{RT}}, \quad (4.32)$$

т. е. число выделяющихся пузырьков воздуха в единице объема воды за единицу времени при сохранении прочих условий постоянными пропорционально скорости жидкости в дросселирующем устройстве в восьмой степени, что качественно подтверждается проведенными экспериментальными исследованиями.

Сравнение полученных нами экспериментальных данных с работой [38] показывает наличие существенных расхождений. Это объясняется, как указывалось, несовершенством методики экспериментального определения дисперсного состава пузырьков, в которой применялась очень узкая кювета, обуславливающая стесненный режим движения пузырьков. Не менее существенным недостатком методики исследования является неучет баланса газа в фотографируемой области. Следовательно, теоретические выводы данной работы нуждаются в дальнейшем совершенствовании.

Все вышесказанное о процессах образования новой газовой фазы относится к чистым жидкостям. В реальных технологических условиях в воде содержатся частицы примесей, имеющих ту или иную характеристику гидрофобности, которые могут служить ядрами газовыделения. К тому же в термодинамическом отношении пузырьку газа легче выделиться на поверхности какого-либо тела, чем в объеме жидкости. Следовательно, вышерассмотренные данные для очистки сточных вод напорной флотацией будут иметь практическое значение в основном для циркуляционной схемы, в которой насыщению воздухом и дросселированию подвергается очищенная вода. Для других случаев они менее точны.

ПРОЦЕССЫ ВО ФЛОТАЦИОННЫХ РЕЗЕРВУАРАХ (ФЛОТАТОРАХ)

§ 5.1. Равновесная концентрация газов в системе пузырек—жидкость при напорной флотации

При рассмотрении кинетики газо-жидкостной смеси, образовавшейся во флотационном резервуаре после дросселирования предварительно насыщенной воздухом воды, важное значение имеет правильная количественная оценка равновесной концентрации газов во вновь возникшей системе пузырек—жидкость. До настоящего времени этот вопрос недооценивался в практике флотационной очистки воды и в технической литературе отсутствуют надлежащие рекомендации. В связи с этим ниже приводится анализ равновесной концентрации газов при напорной флотации [44].

Уравнение газового баланса при напорной флотации с учетом уравнения состояния идеальных газов имеет вид

$$C = \sum C_i + \sum \left(\frac{V_{\text{п}} M_i p'_i}{RT} + C'_i \right), \quad (5.1)$$

где C — концентрация растворенного в воде воздуха до выделения пузырьков, кг/м³; C_i — концентрация i -го компонента воздуха в воде до выделения пузырьков, кг/м³; $V_{\text{п}} M_i p'_i / (RT)$ — количество i -го компонента воздуха, выделившегося в пузырьки при изменении условий растворимости, кг/м³; C'_i — количество i -го компонента воздуха, оставшегося в воде после выделения пузырьков, кг/м³; p'_i — парциальное давление i -го компонента воздуха в пузырьках, Па; $V_{\text{п}}$ — объемное содержание выделившегося в пузырьки воздуха при напорной флотации, м³/м³; M_i — молекулярная масса i -го компонента воздуха, кг/моль; R — универсальная газовая постоянная, Дж/(моль·К); T — температура, К.

Наличие в составе воздуха небольших количеств углекислого газа, аргона и других компонентов несущественно отражается на точности оценки газосодержания (погрешность не более 1—4%). В связи с этим для практических расчетов достаточно учитывать лишь два основных компонента воздуха: кислород и

азот. Их баланс в установках напорной флотации описывается уравнениями:

$$C_1 = V_{\text{п}} M_1 p_1' / (RT) + C_1'; \quad (5.2)$$

$$C_2 = V_{\text{п}} M_2 p_2' / (RT) + C_2', \quad (5.3)$$

где индексом «1» помечены параметры, относящиеся к кислороду, а индексом «2» — к азоту.

Условие равновесия растворенных в воде компонентов воздуха характеризуется законом Генри:

$$C_1' = p_2' / H_1; \quad (5.4)$$

$$C_2' = p_2' / H_2, \quad (5.5)$$

где H_1 и H_2 — константы Генри соответственно для кислорода и азота (табл. 5.1).

Относительное содержание компонентов воздуха в выделившихся пузырьках можно выразить через относительные значения парциальных давлений:

$$\Phi_1' = p_1' / p'; \quad (5.6)$$

$$\Phi_2' = p_2' / p'. \quad (5.7)$$

И тогда равновесные концентрации кислорода C_1' , азота C_2' и их смеси C' в воде в системе пузырек — жидкость имеют вид

$$C_1' = p_1' / H_1 = \Phi_1' p' / H_1; \quad (5.8)$$

$$C_2' = p_2' / H_2 = \Phi_2' p' / H_2; \quad (5.9)$$

$$C' = C_1' + C_2' = p' (\Phi_1' / H_1 + \Phi_2' / H_2). \quad (5.10)$$

Здесь p' — суммарное давление газов в выделившихся пузырьках. Оно равно

$$p' = p_1' + p_2' = pk, \quad (5.11)$$

где p — атмосферное давление (101,3 кПа); k — коэффициент, учитывающий дополнительное давление в пузырьке (гидростатическое, от поверхностного натяжения), равный $(p + p_{\text{доп}}) / p$.

Таблица 5.1

Значения констант Генри для основных компонентов воздуха, $10^5 \text{ м}^3 \cdot \text{Па} / \text{кг}$

Температура, °С	Значения констант Генри		Температура, °С	Значения констант Генри	
	Кислород	Азот		Кислород	Азот
0	14,3	34,0	30	26,9	59,2
10	17,9	42,9	40	30,4	66,3
15	20,2	47,3	50	33,3	73,4
20	22,5	51,8	60	36,8	81,3

При прямоточной схеме напорной флотации концентрация кислорода и азота в воде до дросселирования (начала выделения пузырьков) равна

$$C_1 = \eta \varphi_1 p_{\text{нр}} / H_1; \quad (5.12)$$

$$C_2 = \eta \varphi_2 p_{\text{нр}} / H_2, \quad (5.13)$$

где $p_{\text{нр}}$ — абсолютное давление насыщения в напорном резервуаре, Па; φ_1 и φ_2 — относительное значение парциального давления кислорода (0,216) и азота (0,783) в атмосферном воздухе; η — степень насыщения жидкости воздухом в напорном резервуаре флотационной установки (отношение фактической концентрации к теоретически возможной, равновесной).

При напорной флотации по циркуляционной схеме или с насыщением части расхода очищаемых сточных вод в выражения (5.12) и (5.13) для учета разбавления необходимо ввести коэффициент рециркуляции или смешения.

Степень пересыщения в системе пузырек—жидкость можно выразить отношением

$$m = \eta p_{\text{нр}} / p' = \eta p_{\text{нр}} / pk, \quad (5.14)$$

и тогда выражения (5.12) и (5.13) принимают вид

$$C_1 = \varphi_1 m pk / H_1; \quad (5.15)$$

$$C_2 = \varphi_2 m pk / H_2. \quad (5.16)$$

С учетом изложенного образуется система уравнений

$$\varphi_1 m \frac{pk}{H_1} = \frac{V_{\text{н}} M_1 p_1'}{RT} + \varphi_1' \frac{pk}{H_1}; \quad (5.17)$$

$$\varphi_2 m \frac{pk}{H_2} = \frac{V_{\text{н}} M_2 p_2'}{RT} + \varphi_2' \frac{pk}{H_2}; \quad (5.18)$$

$$\varphi_1' + \varphi_2' = 1, \quad (5.19)$$

решение которой позволяет получить выражения для расчета относительного содержания компонентов воздуха в выделившихся при напорной флотации пузырьках:

$$\varphi_1' = \frac{1}{2} \{ 1 + am - [1 + (2a - 4c)m + a^2 m^2]^{1/2} \}; \quad (5.20)$$

$$\varphi_2' = \frac{1}{2} \{ 1 - am + [1 + (2a - 4c)m + a^2 m^2]^{1/2} \}, \quad (5.21)$$

где

$$a = \frac{\varphi_1 + \varphi_2 b}{1 - b}; \quad b = \frac{M_1 H_1}{M_2 H_2}; \quad c = \frac{\varphi_1}{1 - b}.$$

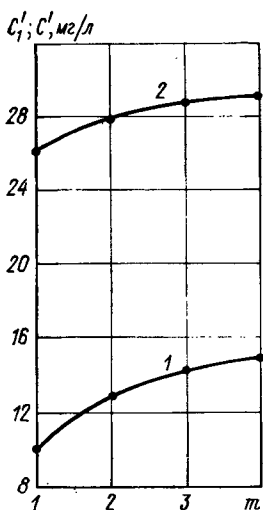


Рис. 5.1. Изменение равновесной концентрации кислорода C_1' (1) и воздуха C' (2) в воде при напорной флотации в зависимости от степени начального пересыщения воды воздухом m .

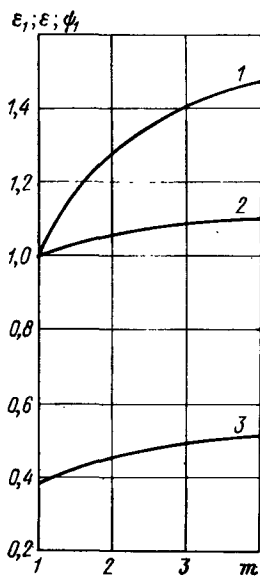


Рис. 5.2. Количественная характеристика параметров растворенных газов в воде после выделения пузырьков при напорной флотации.

1 и 2 — поправочный коэффициент к определению равновесной концентрации кислорода ε_1 и воздуха ε ; 3 — относительное содержание кислорода в растворенном воздухе после выделения пузырьков ϕ_1 .

Равновесные концентрации газов в воде после выделения пузырьков определяются по выражениям (5.8) — (5.10) с учетом уравнения (5.11).

На рис. 5.1 для примера показана количественная характеристика изменения равновесных концентраций кислорода и его смеси с азотом (воздуха) в воде при температуре 15°C и $k=1$ в зависимости от степени начального пересыщения воды воздухом.

Для практических расчетов содержания газов в воде при напорной флотации рекомендуются следующие выражения:

а) для определения равновесной концентрации (растворимости) кислорода воздуха в воде после выделения пузырьков

$$C_1' = \varepsilon_1 C_1'' \quad (5.22)$$

где ε_1 — поправочный коэффициент, равный отношению ϕ_1'/ϕ_1 ; C_1'' — равновесная концентрация кислорода воздуха в воде (растворимость) при атмосферных условиях (справочные данные), $\text{кг}/\text{м}^3$;

б) для определения равновесной концентрации (растворимости) воздуха в воде после выделения пузырьков

$$C' = \varepsilon C'' \quad (5.23)$$

где ε — поправочный коэффициент, определяется по выражению

$$\varepsilon = \frac{\varphi_1' + H_1/(H_2 - H_1)}{\varphi_1 + H_1/(H_2 - H_1)} \quad (5.24)$$

C'' — растворимость воздуха в воде при атмосферных условиях (справочные данные), кг/м³;

в) для определения относительного содержания кислорода в растворенном в воде воздухе после выделения пузырьков

$$\psi_1 = \frac{C_1'}{C'} = \frac{1}{1 + (1/\varphi_1' - 1) H_1/H_2} \quad (5.25)$$

Значения параметров ε_1 , ε и ψ_1 представлены на рис. 5.2.

Как показывают расчеты, значения ε_1 , ε и ψ_1 в интервале температур 0—60 °С с погрешностью не более 3 % могут приниматься не зависящими от температуры.

Таким образом, в напорных флотационных установках равновесная концентрация газов в воде после образования системы пузырек—жидкость существенно превышает значения, характерные для атмосферных условий. Абсолютная величина равновесных концентраций газов в области $m < 4 \div 5$ является функцией степени начального пересыщения воды воздухом.

§ 5.2. Дисперсный состав и счетная концентрация пузырьков воздуха во флотаторе

Дисперсный состав и счетная концентрация пузырьков воздуха, образовавшихся в результате дросселирования пересыщенной воздухом жидкости, во флотационном резервуаре (флотаторе) претерпевают существенные изменения. Причиной этих изменений являются диффузия газов и коалесценция пузырьков. Выявленные явления коалесценции пузырьков при напорной флотации имеют место в определенных областях значений счетной концентрации и характеристик поверхностных явлений в газожидкостной системе. Их в некоторой мере можно считать регулируемыми. Наибольший практический интерес представляет оценка влияния диффузии газов на счетную концентрацию и дисперсный состав пузырьков воздуха.

Процессы образования и дальнейшей кинетики газовых пузырьков в жидкости изучались рядом исследователей [45—47]. Однако в их работах не уделялось должного внимания влиянию диффузии газов на характеристики газожидкостной смеси. Диффузионное растворение газовых пузырьков в воде анализировалось в работе [48], но без учета особенностей напорной флотации.

Для напорной флотации наиболее характерной является молекулярная диффузия газов, так как процессы во флотаторах отличаются значительной длительностью и сравнительно малыми градиентами давления. Кинетику дисперсного состава, счетной концентрации пузырьков и других характеристик газожидкостной смеси можно описать системой уравнений диффузионного роста, характеристики пересыщения раствора воздуха в воде и изменения счетной концентрации пузырьков [27, 49, 50]:

$$\frac{dr}{dt} + \frac{r}{3\rho} \cdot \frac{dp}{dt} = \frac{2\sigma D_{эф}H}{\rho} \cdot \frac{(r-r_p)}{r^2 r_p}; \quad (5.26)$$

$$\frac{dr_p}{dt} = \frac{r_p^2}{2\sigma H} \cdot \frac{dC_H}{dt} + 4\pi D_{эф} n r_p (\bar{r} - r_p); \quad (5.27)$$

$$n = n_0 \left(1 - \int_0^{r_0(t)} f_0(r'_0) dr'_0 \right), \quad (5.28)$$

где r — радиус пузырька; t — время; p — гидростатическое давление; ρ — плотность газа; σ — поверхностное натяжение; $D_{эф}$ — эффективный коэффициент диффузии; H — константа Генри; r_p — радиус пузырька, находящегося в равновесии с раствором газа, определяемого отношением $2\sigma H / (C_\phi - C_H)$; C_ϕ — концентрация растворенного газа в воде во флотаторе; C_H — насыщающая концентрация растворенного газа в воде во флотаторе; \bar{r} — средний радиус пузырька, равный $\frac{1}{n} \int_0^\infty f(r, t) dr$; $f(r, t)$ — функция распределения пузырьков по крупности, отвечающая условию нормирования $\int_0^\infty f(r, t) dr = 1$; n — счетная концентрация пузырьков; n_0 — начальная счетная концентрация пузырьков; $r_0(t)$ — радиус пузырька, который полностью растворится за время t ; r'_0 — переменная интегрирования.

Начальные условия для решения системы:

$$\begin{aligned} f(r, t)|_{t=0} &= f_0(t); & n|_{t=0} &= n_0; \\ r_p|_{t=0} &= r_{p0}; & C_H|_{t=0} &= C_{H0}; \\ p|_{t=0} &= p_0. \end{aligned} \quad (5.29)$$

Для случая моодисперсной функции распределения пузырьков система уравнений (5.26) — (5.28) имеет аналитическое решение, которое рассматривается ниже. В этом случае $C_H = \text{const}$ и $p = \text{const}$ и система имеет вид

$$\begin{aligned} \frac{dr}{dt} &= \frac{2\sigma D_{эф}H}{\rho} \cdot \frac{(r-r_p)}{r^2 r_p}; \\ \frac{dr}{dt} &= 4\pi D_{эф} n r_p (\bar{r} - r_p) \end{aligned}$$

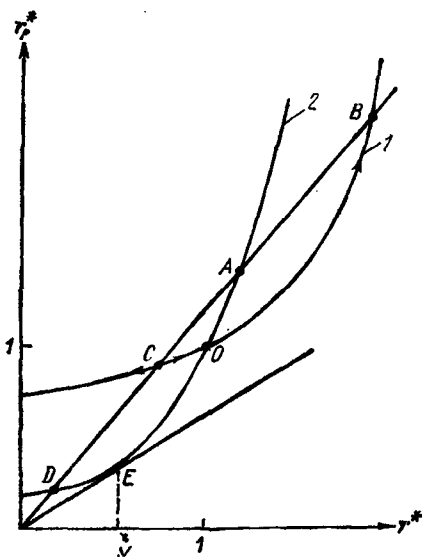


Рис. 5.3. Анализ равновесия газожидкостной системы во флотаторе.

представляет собой характеристику начального состояния системы — отношение массового содержания свободного газа к исходному пересыщению.

Условие равновесия газового пузырька имеет вид

$$r = r_p \text{ или } r_p^* = k r^*, \quad (5.33)$$

где $k = r_0/r_{p0}$.

На фазовой плоскости r^* , r_p^* построим график функции (5.31). Точки пересечения этого графика (рис. 5.3) с прямой, соответствующей уравнению (5.33), дадут нам точки равновесия системы. Прямая делит фазовую плоскость на две области. Ниже ее $r > r_p$ и, как следует из уравнений (5.26) и (5.29), $dr/dt > 0$ и $dr_p/dt > 0$, т. е. точка, характеризующая состояние системы, движется вверх по фазовой кривой. Выше прямой точка движется вниз. Таким образом, ясно, что точки *A* и *B* являются точками устойчивого равновесия, а точки *C* и *D* — неустойчивого. Начальным положением системы является точка *O* (1,1). Наличие устойчивой точки равновесия для кривых типа 1 возможно только, если $k > 1$, т. е. $r_0 > r_{p0}$. Для кривых типа 2 равновесие возможно и при $k > k_{\min}$, где $k_{\min} < 1$. Условие, определяющее характер кривых типа 1, имеет вид $dr_p^*(1)/dr^* < 1$, т. е. $h < 1/3$.

Найдем значение k_{\min} для кривых типа 2 ($h > 1/3$). Значение k будет минимальным, если прямая, соответствующая урав-

с начальными условиями $r|_{t=0} = r_0$; $r_p|_{t=0} = r_{p0}$; $n|_{t=0} = n_0 = \text{const}$.

Данная система является автономной, ее интеграл, представляющий собой закон сохранения массы газа, имеет вид

$$\frac{4}{3} \pi n (r^3 - r_0^3) = \\ = 2 \sigma H \left(\frac{1}{r_{p0}} - \frac{1}{r_p} \right). \quad (5.30)$$

В системе безразмерных координат $r^* = r/r_0$, $r_p^* = r_p/r_{p0}$ уравнение фазовой траектории системы будет иметь вид

$$r_p^* = \frac{1}{1 - h(r^{*3} - 1)}, \quad (5.31)$$

где

$$h = \frac{(4/3) \pi r_0^3}{2 \sigma H / r_{p0}} \quad (5.32)$$

нению (5.33), касается кривой типа 2 (точка E). Условия касания имеют вид

$$r_p^*(r_1^*) = k_{\min} r_1^*; \quad dr_p^*(r_1^*)/dr_1^* = k_{\min}. \quad (5.34)$$

Отсюда k_{\min} определяется выражением

$$k_{\min} = 2,12 h^{1/3} / (h + 1)^{4/3}. \quad (5.35)$$

Выражение (5.35) позволяет получить минимальное значение исходного пересыщения жидкости (до выделения газа в виде пузырьков)

$$\Delta C_{n \min} = (4/3) \pi r_0 n_0^3 + 4 \sigma H / r_{p0}. \quad (5.36)$$

Подставляя выражение (5.36) в (5.35), с учетом (5.33), получаем

$$\Delta C_{n \min} = 4,2 (\rho n_0 \sigma^3 H^3)^{1/4}. \quad (5.7)$$

При меньших значениях пересыщения устойчивые пузырьки образовываться не будут. Данный результат особенно важен для циркуляционной схемы напорной флотации, при которой происходит смешение предварительно насыщенной под давлением жидкости с очищаемой жидкостью. При этом, если суммарное содержание растворенного газа в смеси после дросселирования окажется меньше $\Delta C_{n \min}$, определяемого соотношением (5.37), образовавшиеся пузырьки очень быстро растворяются.

Решение исходной системы уравнений (5.26) — (5.28) для полидисперсного распределения пузырьков по крупности возможно только численными методами. Однако можно получить некоторые важные качественные результаты, исходя лишь из анализа самих уравнений. В частности, видно, что скорость изменения r_p пропорциональна $\bar{r} - r_p$, т. е. значение r_p будет стремиться к \bar{r} . Численный анализ показал, что при $n_0 > 50 \text{ мм}^{-3}$ уже в первые 20–40 с разница между r_p и \bar{r} становится несущественной. Однако истинного равновесия в этом случае наблюдаться не будет, так как пузырьки, размеры которых отличаются от \bar{r} , будут или расти ($r > \bar{r}$), или растворяться ($r < \bar{r}$). Существенно, что вследствие растворения пузырьков будет меняться и их счетная концентрация. Следовательно, асимптотически устойчивой система может быть только в случае, когда функция распределения пузырьков по крупности мало отличается от моодисперсной, что позволяет перенести на реальный случай полидисперсного распределения некоторые результаты, полученные исходя из анализа моодисперсной газожидкостной системы.

Исходные предпосылки и результаты численного анализа кинетики полидисперсного состава и счетной концентрации пузырьков воздуха для циркуляционной схемы напорной флотации, т. е. с насыщением воздухом и дросселированием циркуляционного расхода очищенных сточных вод, приводятся ниже.

Концентрация растворенного в воде воздуха в этом случае определяется из балансового уравнения:

$$Q_{св}C_{св} + Q_{ц}C_{ц} = C_{ф}(Q_{св} + Q_{ц}), \quad (5.38)$$

где $Q_{св}$ — расход очищаемых сточных вод; $Q_{ц}$ — циркуляционный расход очищенной воды, подвергаемой насыщению воздухом в напорном резервуаре; $C_{св}$ — концентрация растворенного воздуха в очищаемой сточной воде; $C_{ц}$ — концентрация растворенного воздуха в циркуляционном потоке воды после дросселирования; $C_{ф}$ — концентрация растворенного воздуха в воде во флотаторе. Из уравнения (5.38)

$$C_{ф} = \omega C_{ц} + (1 - \omega) C_{св}, \quad (5.39)$$

где $\omega = Q_{ц} / (Q_{св} + Q_{ц})$ — доля насыщенной воздухом воды в общем потоке (расходе) жидкости во флотаторе.

Начальный равновесный радиус пузырька с учетом выражения (5.39) и выводов, полученных в § 5.1, определяется по выражению

$$r_{p0} = \frac{2\sigma H}{C_{ф} - C_{н}} = \frac{2\sigma H}{[A\omega \varepsilon C_{а} + (1 - \omega) C_{св} - \varepsilon C_{а}] k_{ф}}, \quad (5.40)$$

где $A = C_{ц} / C_{ф}$; $C_{н} = p_{ф} \varepsilon / H = C_{а} \varepsilon_2 k_{ф}$; $C_{а} = p_{а} / H$ — насыщающая концентрация воздуха в воде при атмосферном давлении; $p_{а}$ — атмосферное давление; ε — поправочный коэффициент, учитывающий особенности формирования равновесной концентрации газов в воде после образования системы пузырек—жидкость из гомогенного раствора, определяемый согласно рекомендациям § 5.1; $p_{ф}$ — давление во флотаторе на уровне дросселирующего устройства; $k_{ф} = p_{ф} / p_{а}$.

Для случая, когда $C_{св} = 0$ (например, очистка конденсата от мазута), выражение (5.40) имеет вид

$$r_{p0} = \frac{2\sigma H}{C_{а} \varepsilon k_{ф} (A\omega - 1)} = \frac{2\sigma}{p_{а} \varepsilon k_{ф} (A\omega - 1)}. \quad (5.41)$$

Как показано в работе [43], определяющим фактором для начальной счетной концентрации пузырьков при напорной флотации являются условия дросселирования. Концентрация растворенного в воде воздуха перед дросселированием практически сказывается лишь на размерах пузырьков. Поэтому данные, полученные в каком-либо единичном эксперименте по определению размеров пузырьков, можно распространить на другие

случаи исходного содержания воздуха в воде путем введения поправочного коэффициента

$$\alpha = \left[\frac{(k_n - A\varepsilon) C_a}{(k_{пз} - A\varepsilon) C_{aэ}} \right]^{0,33}, \quad (5.42)$$

где $C_{aэ} = p_a/H$ — насыщенная концентрация воздуха в воде при атмосферном давлении в условиях эксперимента по определению дисперсного состава пузырьков (в нашем случае $C_{aэ} = 26,1$ мг/л); k_n и $k_{пз}$ — коэффициенты пересыщения жидкости воздухом в напорном резервуаре флотационной установки для произвольных условий и условий эксперимента.

Коэффициент пересыщения жидкости воздухом определяется по выражению

$$k_n = k_{нр} \eta / k_\phi, \quad (5.43)$$

где $k_{нр} = p_{нр}/p_a$ — коэффициент превышения давления насыщения в напорном резервуаре; $k_\phi = p_\phi/p_a$ — коэффициент превышения давления во флотаторе на уровне дросселирующего устройства; $\eta = C_{нр}/(C_a p_{нр})$ — коэффициент насыщения воды воздухом в напорном резервуаре.

В рассматриваемом здесь расчетном случае экспериментальный коэффициент пересыщения $k_{пз}$ был равен 2,4.

Решение системы уравнений (5.26) — (5.28) с учетом вышеприведенных выражений производилось численным методом по расчетной системе Эйлера на ЭВМ «Минск-32». Точность расчетной схемы в процессе вычисления функции распределения, счетной концентрации и равновесного радиуса пузырьков непрерывно контролировалась значением полного газосодержания

$$\gamma = 2 \sigma H / r_p + \bar{n}\omega, \quad (5.44)$$

где $\bar{\omega}$ — средний объем пузырьков.

Если пренебречь изменением гидростатического напора по пути движения пузырьков, что может быть допущено для горизонтальных, вертикальных и радиальных флотаторов, в которых оно не превышает 2,0—2,5 м, то полное избыточное газосодержание является примерно постоянной величиной. В процессе расчетов его значения имели отклонения не более 5%. Шаг во времени в расчетной схеме применялся 5 с, вывод результатов проводился через каждые 60 с.

Полученная расчетом картина кинетики счетной концентрации пузырьков воздуха в горизонтальных, вертикальных и радиальных флотаторах при $dp/dt = 0$ и $dC_n/dt = 0$ без учета коалесценции показана на рис. 5.4. Расчет проводился для следующих параметров работы флотационной установки: содержание растворенного воздуха в очищаемой воде $C_{св} = 0$, температура воды 20°C , поверхностное натяжение $\sigma = 0,07$ Н/м, перепады давления Δp на дросселирующем устройстве 600—200 кПа, коэффициент насыщения воды воздухом в напорном резервуаре

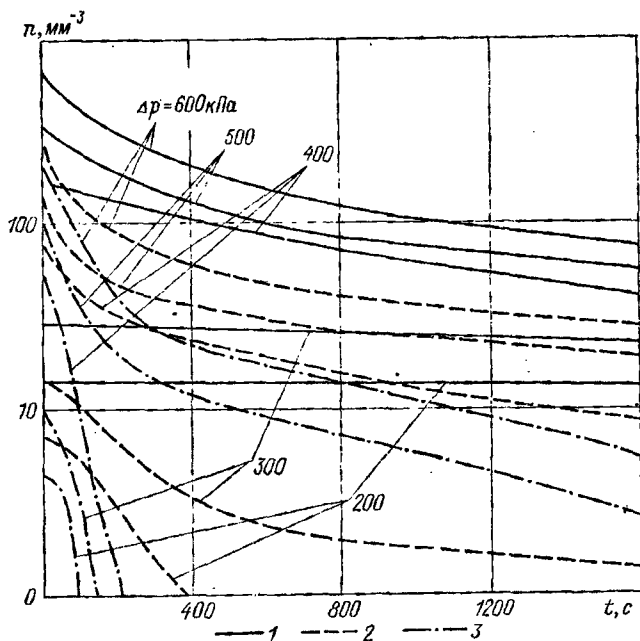


Рис. 5.4. Изменение счетной концентрации пузырьков воздуха n в горизонтальных, вертикальных и радиальных флотаторах при разных перепадах давления на дросселирующей диафрагме Δp . Доля насыщения воздухом воды в общем потоке жидкости во флотаторе ω : 1—1,0, 2—0,5, 3—0,33.

$\eta=0,6$. Расходы циркуляционной воды составляли 50 и 100 % от расхода очищаемой воды, что соответствует значениям $\omega=0,33$ и $\omega=0,50$. Здесь же произведен расчет при расходе циркуляционной воды, равном бесконечности ($\omega=1,0$), что соответствует прямоточной схеме напорной флотации.

Как видно из графиков, счетная концентрация и, следовательно, дисперсный состав пузырьков существенно изменяются в процессе флотации. Характер этих изменений зависит от циркуляционного расхода, условий дросселирования и избыточного газосодержания в воде после дросселирования. При малых значениях ω и γ может происходить полное растворение пузырьков в результате диффузии газов в жидкую среду. Чем меньше объем циркулирующей воды, тем быстрее убывает счетная концентрация пузырьков. Основные изменения концентрации и дисперсного состава пузырьков происходят в первые 5—6 мин существования газожидкостной системы.

Значение r_p вследствие диффузии газов стремится к значению среднего радиуса пузырьков и с течением времени $r_p \approx r$. Но диффузионного равновесия при этом не возникает, так как

в системе имеются пузырьки меньшего, чем \bar{r} , размера и они могут растворяться, хотя и с замедленной скоростью.

Таким образом, счетная концентрация пузырьков воздуха, реально участвующих в процессе очистки воды напорной флотацией, зависит от вида технологической схемы, характера применяемого оборудования, условий дросселирования и последующей кинетики состава пузырьков в период их всплывания во флотаторе.

Вышеизложенное подтверждается практикой очистки нефте-содержащих сточных вод напорной флотацией. Установлено, что увеличение давления насыщения воды воздухом в напорном резервуаре, а следовательно, и перепада давления при дросселировании свыше 400—500 кПа не приводит к увеличению эффекта очистки воды от нефтепродуктов [7]. Это происходит в основном в результате снижения счетной концентрации более мелких пузырьков, образующихся при больших скоростях дросселирования, за счет их растворения во флотаторах.

При проектировании и технологическом анализе работы напорных флотационных установок необходимо учитывать кинетику дисперсного состава и счетной концентрации пузырьков воздуха во флотаторе ввиду ее определяющего влияния на эффективность флотационного процесса.

§ 5.3. Скорость движения пузырьков воздуха во флотаторе

С увеличением глубины флотаторов на кинетику пузырьков и флотоагрегатов все большее влияние начинают оказывать изменения давления и насыщающей концентрации по пути движения пузырьков, т. е. становится $dp/dt \neq 0$ и $dC_n/dt \neq 0$. Это влечет за собой весьма значительное усложнение численного анализа. К тому же в высоких флотаторах, например колонных, серьезное влияние на кинетику дисперсного состава оказывает коалесценция пузырьков в связи с увеличением времени взаимодействия. В этом случае более простым может быть путь оценки гидравлической крупности (скорости всплывания в покое) минимальной фракции пузырьков воздуха, которая является определяющим параметром при расчете разделительной зоны флотатора. Пузырьки минимальных размеров в общей массе более крупных пузырьков в наименьшей степени подвержены коалесценции вследствие явлений обтекания, и поэтому в первом приближении ее влиянием здесь можно пренебречь.

Поскольку, как показывают исследования [43], отношение среднего диаметра пузырьков к среднему расстоянию между ними во флотаторе не превышает 0,2, то с допущением незначительного взаимного влияния пузырьков закономерности изменения размеров и скорости движения пузырьков минимальной крупности могут быть приближенно оценены на основе анализа процесса всплывания одиночного пузырька в пересыщенной воз-

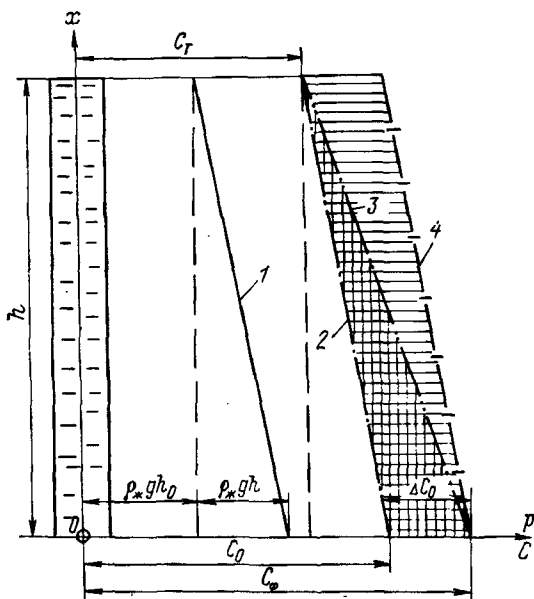


Рис. 5.5. Расчетная схема для определения скорости движения пузырька воздуха в пересыщенной жидкости.

C_T — растворимость воздуха в воде при данной температуре и нормальном давлении; C_0 — растворимость воздуха в воде в начальном сечении флотатора (при $x=0$); C_ϕ — фактическое содержание растворенного воздуха в начальном сечении флотатора. 1 — гидростатическое давление по высоте флотатора; 2 — растворимость воздуха в воде; 3 и 4 — фактическое содержание растворенного воздуха (варианты).

духом жидкости применительно к условиям работы напорной флотационной установки.

Уравнение движения границы газового пузырька может быть получено из уравнения конвективной диффузии газа в жидкости [27]:

$$\frac{\partial C}{\partial t} + \mathbf{v} \text{grad } C = D \Delta C, \quad (5.45)$$

где \mathbf{v} — скорость, вызванная в жидкости движением границы пузырька; D — коэффициент диффузии газа в жидкости; C — концентрация растворенного газа в жидкости; t — время; Δ — оператор Лапласа.

Будем считать, что пузырек всплывает в неограниченном объеме жидкости, для начала, находящейся в покое (рис. 5.5). Учитывая сферичность системы «пузырек в жидкости», введем сферическую систему координат и совместим ее начало с центром пузырька. Тогда начальные и граничные условия запишутся в виде

$$\begin{aligned} \text{при } t = 0 \quad C[r(t), 0] &= C(t); \\ a > r(t); \quad r(t) &= r_0; \\ \text{при } t > 0 \quad C[r(t), t] &= C_n; \\ \lim C(a, t) &= C_f, \end{aligned} \quad (5.46)$$

где a — радиальная координата; $r(t)$ — переменный радиус пузырька; r_0 — начальный радиус пузырька; $C(t)$ — концентрация газа в растворе; C_n — насыщающая (равновесная) концентрация газа в растворе (см. § 5.1).

Уравнение конвективной диффузии (5.45) для случая сферической системы симметрии принимает вид

$$\frac{\partial C}{\partial t} + v \frac{\partial C}{\partial a} = D \left[\frac{\partial^2 C}{\partial r(t)^2} + \frac{2}{r(t)} \cdot \frac{\partial C}{\partial a} \right]. \quad (5.47)$$

Согласно закону Фика поток массы газа в пузырек в единицу времени составляет

$$\frac{dm}{dt} = 4\pi r^2(t) D \left(\frac{\partial C}{\partial a} \right)_{a=r(t)} \quad (5.48)$$

Массу газа в пузырьке можно определить из выражения

$$m = (4/3) \pi r^3(t) \rho_r, \quad (5.49)$$

где m — масса газа; ρ_r — плотность газа.

В свою очередь плотность газа в пузырьке равна

$$\rho_r = [M/(RT)] p_r, \quad (5.50)$$

где M — молекулярная масса газа; R — универсальная газовая постоянная; T — температура газа; p_r — давление газа в пузырьке.

Связь давления газа в пузырьке с параметрами его движения и окружающей жидкости определяется выражением

$$p_r = \rho_{ж} \left[\frac{dr(t)}{dt} \cdot \frac{d^2r(t)}{dt^2} + \frac{3}{2} \left(\frac{dr}{dt} \right)^2 \right] + \frac{2\sigma}{r(t)} - p_n + p(t), \quad (5.51)$$

где $\rho_{ж}$ — плотность жидкости; σ — коэффициент поверхностного натяжения; p_n — давление насыщенных водяных паров; $p(t)$ — давление в окружающей жидкости.

Продифференцировав уравнение (5.48), с учетом (5.49), (5.50) и (5.51) получим

$$D \left(\frac{\partial C}{\partial a} \right)_{a=r(t)} = \frac{M\rho_{ж}}{3RT} \left\{ r^2(t) \frac{d^2r(t)}{dt^2} + 7r(t) \frac{dr(t)}{dt} \cdot \frac{d^2r}{dt^2} + \frac{3}{\rho_{ж}} \left[\frac{4}{3} \cdot \frac{\sigma}{r(t)} + p(t) - p_n \right] \frac{dr(t)}{dt} + \frac{r(t)}{\rho_{ж}} \cdot \frac{dp(t)}{dt} \right\}. \quad (5.52)$$

Уравнение (5.52) совместно с (5.47) и уравнением неразрывности

$$\frac{\partial v}{\partial a} + \frac{2v}{a} = 0 \quad (5.53)$$

представляют собой систему дифференциальных уравнений, интегрирование которых при указанных выше начальных и граничных условиях (5.46) позволит определить движение границы одиночного газового пузырька, обусловленное диффузией газа и изменением гидростатического давления. Начальные условия при этом должны быть дополнены следующими ограничениями: при $t=0$

$$\frac{dr}{dt} = 0; \quad \frac{d^2r}{dt^2} = 0; \quad \frac{\partial C}{\partial a} = 0. \quad (5.54)$$

Полученная система уравнений чрезвычайно сложна. Однако для случая всплывания пузырька в воде применительно к ипорной флотации она может быть упрощена.

При сравнительно небольших изменениях давления в воде по пути движения пузырька во флотаторе (на 0,05—0,15 МПа) паровая кавитация не возникает и потому инерционными членами в уравнении (5.52) можно пренебречь. Кроме того, изменение давления во времени происходит сравнительно медленно (в течение 150—2000 с), поэтому конвективным членом $v \partial C / \partial a$ в уравнении (5.47) также можно пренебречь, и оно примет вид

$$\frac{\partial C}{\partial a} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r(t)^2} + \frac{2}{r(t)} \cdot \frac{\partial C}{\partial a} \right). \quad (5.55)$$

Решение уравнения (5.55) для случая движения одиночного пузырька в пересыщенной жидкости имеет вид

$$\frac{\partial C}{\partial a} \Big|_{a=r(t)} = [C(t) - C_n] \left[\frac{1}{r(t)} + \frac{1}{(\pi D t)^{1/2}} \right]. \quad (5.56)$$

Подставив выражение (5.56) в (5.47), с учетом изложенных допущений получим

$$\begin{aligned} \frac{M}{RT} \left[\frac{4\sigma}{3r(t)} - p_n + p(t) \right] \frac{dr(t)}{dt} + \frac{M}{3RT} r(t) \frac{dp(t)}{dt} = \\ = D [C(t) - C_n] \left[\frac{1}{r(t)} + \frac{1}{(\pi D t)^{1/2}} \right]. \end{aligned} \quad (5.57)$$

Для температур воды, имеющих в практике флотационной очистки значения 10—30°C, давление насыщенных паров более чем на два порядка меньше давления в жидкости и им можно пренебречь. Кроме того, для мелких пузырьков воздуха, о которых идет речь и размеры которых составляют менее 40 мкм, член уравнения (5.57) $4\sigma/[3r(t)]$ представляет собой величину второго порядка малости в сравнении со значением давления $p(t)$. При указанной выше продолжительности процесса всплытия пузырьков член $1/(\pi D t)^{1/2}$ также мал. С учетом изложенного можно записать

$$\frac{M}{RT} p(t) \frac{dr(t)}{dt} + \frac{Mr(t)}{3RT} \cdot \frac{dp(t)}{dt} = D \frac{\Delta C(t)}{r(t)}$$

или

$$\frac{dr(t)}{dt} = \frac{RT}{M} \cdot \frac{D \Delta C(t)}{p(t) r(t)} - \frac{r(t)}{3p(t)} \cdot \frac{dp(t)}{dt}, \quad (5.58)$$

где $\Delta C(t) = C(t) - C_n$ — пересыщение жидкости растворенным газом.

Уравнение (5.58) является дифференциальным уравнением, описывающим изменение размеров пузырька вследствие диффузии в него молекул растворенного воздуха и падения гидростатического давления в окружающей его жидкости.

Для определения скорости движения пузырька воздуха при изменении его размера необходимо решить уравнение (5.58) совместно с уравнением движения тела переменной массы.

Имеем систему уравнений

$$\frac{dr(t)}{dt} = \frac{BD\Delta C(t)}{r(t)p(t)} - \frac{r(t)}{3p(t)} \cdot \frac{dp(t)}{dt}; \quad (5.59)$$

$$(m + m_n) \frac{d}{dt} u(t) + u(t) \frac{d}{dt} (m + m_n) = Q + F,$$

где $m = (4/3)\pi r^3(t)\rho_g$ — масса газа в пузырьке; $m_n = (2/3)\pi r^3(t)\rho_{ж}$ — присоединенная масса жидкости; $u(t)$ — скорость движения пузырька; $F = 6\pi\mu r(t)u(t)$ — сила сопротивления; $Q = (4/3)\pi r^3(t)\rho_{ж}g$ — архимедова сила; μ — вязкость жидкости; g — ускорение свободного падения; $B = RT/M$.

Так как $m \ll m_n$, то систему уравнений (5.58), (5.59) можно записать в следующем виде:

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{d}{dt} r(t) &= \frac{BD\Delta C(t)}{r(t)p(t)} - \frac{r(t)}{3p(t)} \cdot \frac{dp(t)}{dt}; & (5.58) \\ \frac{2}{3} \pi r^3(t) \rho_{ж} \frac{d}{dt} u(t) + u(t) \frac{d}{dt} \left[\frac{2}{3} \pi r^3(t) \rho_{ж} \right] &= \\ &= \frac{4}{3} \pi r^3(t) \rho_{ж} g - 6\pi\mu r(t) u(t). & (5.60) \end{aligned} \right.$$

Решим систему уравнений (5.58), (5.60) методом последовательных приближений. В качестве первого шага опустим в уравнении движения инерционные члены и рассмотрим квазистационарную задачу о всплывании пузырька в пересыщенной жидкости. На втором шаге для полученной зависимости $r(t)$ решим уравнение движения с учетом инерционных членов и получим выражение для поправки к скорости всплывания, которая позволит оценить степень влияния присоединенной массы жидкости.

Таким образом, для первого шага система (5.58), (5.60) примет вид

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{d}{dt} r(t) &= \frac{BD\Delta C(t)}{r(t)p(t)} - \frac{r(t)}{3p(t)} \cdot \frac{dp(t)}{dt}; \\ \frac{4}{3} \pi r^3(t) \rho_{ж} g &= 6\pi\mu r(t) u(t) \end{aligned} \right.$$

или

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{d}{dt} r(t) &= \frac{BD\Delta C(t)}{r(t)p(t)} - \frac{r(t)}{3p(t)} \cdot \frac{dp(t)}{dt}; & (5.58) \\ u(t) &= \beta r^2(t), & (5.61) \end{aligned} \right.$$

где $\beta = 2\rho_{ж}g / (9\mu)$.

В соответствии с расчетной схемой (см. рис. 5.5) можно записать

$$\begin{aligned}\Delta C(x) &= \Delta C_0(1-x/h); \\ p(x) &= \rho_{жg}(H_{\Phi}-x).\end{aligned}\quad (5.62)$$

Система (5.58), (5.61) после перехода к аргументу x приводится к уравнению

$$\frac{du^2(x)}{dx} + \frac{4u(x)}{3p(x)} \cdot \frac{dp(x)}{dx} = 4\beta BD \frac{\Delta C(x)}{p(x)}, \quad (5.63)$$

решением которого в общем виде является выражение

$$u^2(x) = \exp\left(-\int_0^x f(x) dx\right) \left[u_0^2 + \int_0^x g(x) \exp\left(\int_0^x f(x) dx\right) dx \right], \quad (5.64)$$

где

$$\begin{aligned}f(x) &= \frac{4}{3p(x)} \cdot \frac{dp}{dx}; \\ g(x) &= 4\beta BD \frac{\Delta C(x)}{p(x)};\end{aligned}$$

u_0 — начальная скорость движения пузырька.

Полагая $\Delta C(x) = \Delta C_0 = \text{const}$, после подстановки в уравнение (5.64) значений функций $f(x)$, $g(x)$ и вычисления интегралов окончательно получаем

$$u^2(x) = \left(\frac{H_{\Phi}}{H_{\Phi}-x}\right)^{4/3} \left(u_0^2 + \frac{4}{3} A \Delta C_0\right) - \frac{3}{4} A \Delta C_0, \quad (5.65)$$

где

$$A = \frac{8}{9\mu} \cdot \frac{RT}{M} D;$$

$$H_{\Phi} = h + h_0;$$

h — высота флотатора; h_0 — атмосферное давление.

С другой стороны, можно записать

$$dx/dt = u(x). \quad (5.66)$$

Подставляя в уравнение (5.66) значение $u(x)$ из выражения (5.65), после интегрирования получаем

$$\begin{aligned}t = H_{\Phi} \left[\frac{2\sqrt{u_0^2 + A\Delta C_0 x/H_{\Phi}}}{A\Delta C_0} \left(1 - \frac{2x}{9H_{\Phi}} + \frac{4u_0^2}{9A\Delta C_0}\right) - \right. \\ \left. - \left(\frac{18u_0 A\Delta C_0 + 8u_0^2}{9A^2\Delta C_0^2}\right) \right], \quad (5.67)\end{aligned}$$

откуда зависимость времени всплывания пузырька от координаты после отбрасывания членов второго и большего порядка малости имеет вид

$$t = \frac{2 \sqrt{u_0^2 H_\phi^2 + A \Delta C_0 x H_\phi - 2 H_\phi u_0}}{A \Delta C_0}. \quad (5.68)$$

После дифференцирования выражения (5.68) с учетом уравнения (5.66) получим

$$u(t) = \lambda^2 t / 2 + u_0 = \beta r^2(t), \quad (5.69)$$

где $\lambda = \sqrt{A \Delta C_0 / H_\phi}$.

Обозначим $q = r^2(t)$. Тогда

$$q = [\lambda^2 / (2\beta)] t + u_0 / 2 \quad (5.70)$$

и

$$\dot{q} = \lambda^2 / (2\beta). \quad (5.71)$$

На втором шаге последовательных приближений подставим в уравнение движения с учетом инерционных сил полученное значение $r(t)$ из выражения (5.70). Тогда, производя дифференцирование с учетом формулы (5.71), получаем

$$q \dot{u}(t) + \frac{3}{2} \dot{q} u(t) = 2\rho_{ж} g - 9\nu u(t), \quad (5.72)$$

где ν — кинематический коэффициент вязкости.

Полагаем, что

$$\begin{aligned} u(t) &= \beta q + \bar{u}; \\ \dot{u}(t) &= \beta \dot{q} + \dot{\bar{u}}, \end{aligned} \quad (5.73)$$

где \bar{u} — поправка к скорости движения пузырька вследствие действия присоединенной массы жидкости.

При $t=0$ $\bar{u}=0$. Тогда из уравнения (5.72) с учетом выражений (5.73) получим

$$\begin{aligned} \beta q \dot{q} + \dot{q} \bar{u}(t) + \frac{3}{2} \beta q \dot{q} + \frac{3}{2} \dot{q} \bar{u} &= 2qg - 9\nu \beta g - 9\nu \dot{\bar{u}}; \\ \dot{\bar{u}} + \bar{u} \left(\frac{3\dot{q}}{2q} + \frac{9\nu}{q} \right) &= -\frac{5}{2} \beta \dot{q}; \\ \dot{\bar{u}} + \bar{u} \frac{3\lambda^2 + 8g}{2\lambda^2} \cdot \frac{1}{t + 2u_0/\lambda^2} &= -\frac{5}{4} \lambda^2. \end{aligned} \quad (5.74)$$

Ход решения данного уравнения аналогичен ходу решения уравнения (5.63). В результате решения получим выражение для поправки к скорости всплывания в следующем виде:

$$\bar{u} = -\frac{5u_0}{5+2gH_\Phi/(A\Delta C_0)} \times \left[\left(\frac{A\Delta C_0}{2H_\Phi u_0} t + 1 \right) - \left(\frac{A\Delta C_0}{2H_\Phi u_0} t + 1 \right) - \left(\frac{3}{2} + \frac{4gH_\Phi}{A\Delta C_0} \right) \right]. \quad (5.75)$$

Знак минус показывает, что вследствие дополнительного сопротивления от действия присоединенной массы жидкости скорость движения пузырька оказывается меньше, чем в первом приближении.

Исследуем значение составляющей скорости \bar{u} при следующих параметрах: $H_\Phi = 15$ м; $g = 9,81$ м/с²; $u_0 = 10^{-4}$ м/с; $\Delta C = 15 \cdot 10^{-3}$ кг/м³; $T = 276$ К; $D = 1,5 \cdot 10^{-9}$ м²/с; $M = 29$ кг/кмоль; $R = 8,314$ Дж/(К·моль).

При этих параметрах отдельные члены в выражении (5.75) равны

$$\frac{3}{2} + \frac{4gH_\Phi}{A\Delta C_0} \approx 4 \cdot 10^5; \quad \frac{A\Delta C_0}{2H_\Phi u_0} \approx 0,5.$$

Следовательно, второй член в квадратных скобках практически равен нулю. Тогда

$$\bar{u}/u_0 \approx 2,5 \cdot 10^{-5} (0,5t + 1)$$

\bar{u} становится соизмеримой с u_0 лишь при значениях t порядка 10^5 с, что на два-три порядка больше реальных значений времени пребывания пузырьков воздуха в существующих флотаторах. Следовательно, погрешность в определении скорости движения мелких пузырьков воздуха переменной массы без учета сопротивления, оказываемого присоединенной массой жидкости, очень незначительна и в инженерных расчетах флотаторов ею можно пренебречь. Это подтверждается и независимо выполненной работой, касающейся всплывания газовых пузырьков в жидкости с их растворением [48].

Таким образом, расчетная скорость движения минимальных по размерам пузырьков воздуха в любом сечении флотатора для $\Delta C(x) = \Delta C_0 = \text{const}$ может быть вычислена по выражению (5.65). Для случая, когда пересыщение изменяется в соответствии с выражением (5.62), скорость движения пузырька по вы-

соте флотатора определяется после вычисления интегралов в уравнении (5.64) по выражению

$$u^2(x) = \left(\frac{H_\Phi}{H_\Phi - x} \right)^{4.3} u_0^2 + \frac{3}{7} A \frac{\Delta C_0}{h} \times \\ \times \left\{ (H_\Phi - x) \left[\left(\frac{H_\Phi}{H_\Phi - x} \right)^{7.3} - 1 \right] - 17,5 \left[\left(\frac{H_\Phi}{H_\Phi - x} \right)^{4.3} - 1 \right] \right\}. \quad (5.76)$$

Как видно из вышеизложенного, скорость всплывания пузырьков минимальной крупности в любом сечении флотатора определяется его геометрическими размерами и особенностями конструктивного устройства, степенью пересыщения воды воздухом и параметром A , который отражает влияние всех других факторов.

Параметр A после перехода к координате времени определяется из зависимости (5.68):

$$A = \frac{4H_\Phi}{t} \left(\frac{x}{t} - u_0 \right) \frac{1}{\Delta C_0}. \quad (5.77)$$

Согласно выражению (5.77) параметр A может быть косвенно оценен, если известно время пребывания расчетного пузырька в аппарате t и степень пересыщения воды воздухом ΔC_0 . В некоторых практических случаях скорость потока газожидкостной смеси в различных сечениях флотатора значительно превышает относительную скорость движения в воде пузырьков воздуха наименьшей крупности и, следовательно, время их пребывания во флотаторе в основном определяется временем пребывания в нем того объема жидкости, в котором они находятся. Фактическое время пребывания жидкости во флотаторе приближенно может быть оценено на стадии проектирования по формуле постоянства расхода, а в экспериментальных условиях более точно — с помощью трассеров.

Проверка изложенных выше положений проведена на экспериментальной установке, основными элементами которой являлись напорный резервуар со струйной аэрацией и колонный флотатор с прозрачными окнами через 0,8 м по высоте (рис. 5.6). Время всплывания наиболее мелких пузырьков в неподвижной жидкости по различным сечениям флотатора в экспериментах регистрировалось в виде фотодиаграмм (рис. 5.7) на диаграммной ленте прибора ЭПП-9 системы фотометрии по прохождению нижней границы пузырьков через контролируемые сечения флотатора. Средняя фактическая скорость движения самых мелких пузырьков на различных участках флотатора определялась по отношению $u_{cp} = h_i/t_i$ (t_i — время пребывания пузырька на i -м участке флотатора; h_i — длина участка флотатора). Концентрация растворенного воздуха в воде в контроли-

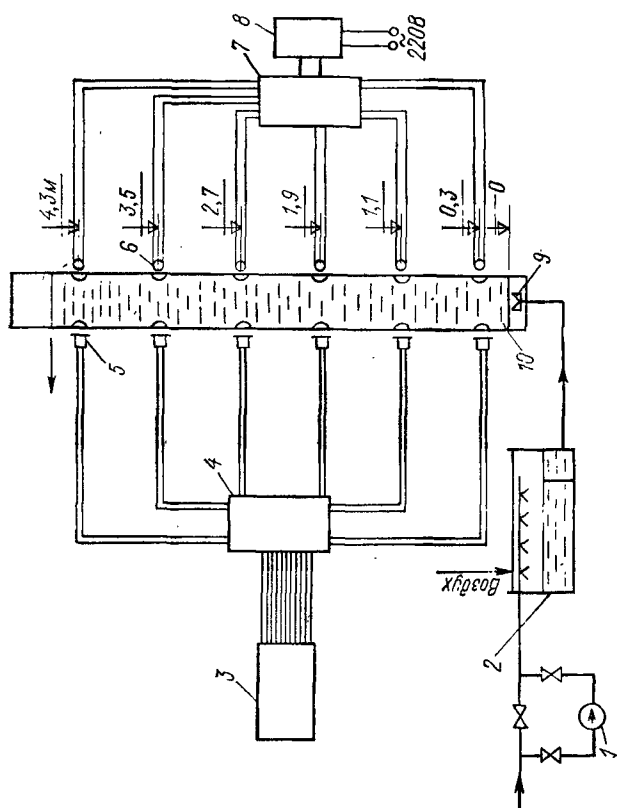


Рис. 5.6. Схема установки для изучения кинетики всплывания пузырьков при напорной флотации. 1 — насос; 2 — напорный резервуар; 3 — записывающий прибор ЭПЦ-9; 4 — фотоком-пенсационный усилитель; 5 — фотоэлементы; 6 — фотоэлементы; 7 — блок подстро-ечных резисторов; 8 — стабилизатор напряжения; 9 — дросселирующая диафрагма; 10 — колонный флотатор.

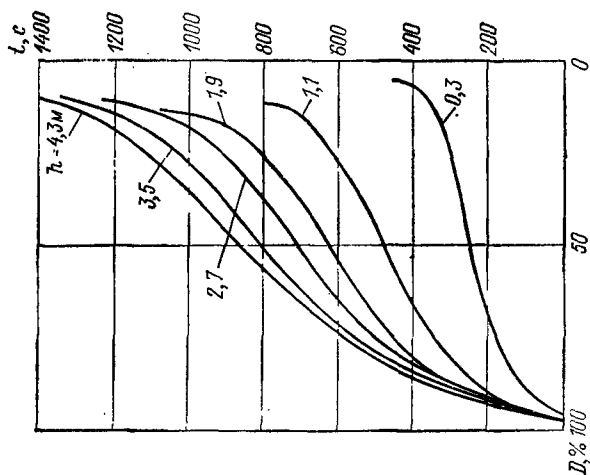


Рис. 5.7. Фотограмма процесса освет-ления водовоздушной смеси в сечениях на разной высоте h .
 D — оптическая плотность.

руемых сечениях флотатора устанавливалась электрохимическим анализатором кислорода.

Сравнение опытных и расчетных данных согласно выражению (5.65) по средней скорости всплывания пузырьков воздуха в покое в различных сечениях флотатора приведено на рис. 5.8 [51].

Наибольший практический интерес для расчета установок напорной флотации представляет кинетика изменения массы и размеров пузырька, движущегося в спутном потоке пересыщенной воздухом жидкости, которая рассматривается ниже. Будем считать, что пузырек всплывает в неограниченном объеме жидкости, движущейся спутно со скоростью ω в условиях согласно схеме на рис. 5.5. При сферической системе координат, совмещенной с центром пузырька, уравнение движения его границы вследствие диффузии растворенного воздуха и изменения гидростатического давления при упомянутых упрощающих допущениях имеет вид (5.58).

При тех же условиях абсолютная скорость движения и размеры пузырьков в движущемся со скоростью ω потоке жидкости могут быть представлены в виде

$$u(t) = u_{\text{отн}} + \omega; \quad r^2(t) = u(t)/\beta - \omega/\beta, \quad (5.78)$$

где $u(t)$ — абсолютная скорость движения пузырька; ω — средняя скорость движения жидкости во флотаторе; $u_{\text{отн}}$ — скорость движения пузырька относительно потока жидкости, численно равная его гидравлической крупности; $\beta = 2\rho_{\text{ж}}g/(9\mu)$ (при $\rho_{\text{г}} \ll \rho_{\text{ж}}$); $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости; $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа; μ — вязкость жидкости; g — ускорение свободного падения.

Умножив обе части уравнения (5.58) на $r(t)$ и внеся его под знак дифференциала в левой части, получим

$$\frac{d}{dt} [r^2(t)] = \frac{2BD\Delta C(t)}{\rho(t)} - \frac{2r^2(t)}{3\rho(t)} \cdot \frac{d\rho}{dt}. \quad (5.79)$$

Так как $u(t) = dx/dt = \dot{x}$, то, переходя к переменной x , из выражения (5.79) получаем

$$\frac{d}{dt} \left[\frac{\dot{x}}{\beta} - \frac{\omega}{\beta} \right] = \frac{2BD\Delta C(x)}{\rho(x)} - \frac{2(x/\beta - \omega/\beta)\dot{x}}{3\rho(x)} \cdot \frac{d\rho}{dx}. \quad (5.80)$$

Для понижения порядка дифференциального уравнения (5.80) обозначим $\dot{x} = y(x)$. Тогда уравнение (5.80) запишется в следующем виде:

$$y(x)y'(x) = \frac{2\beta BD\Delta C(x)}{\rho(x)} - \frac{2y^2(x)}{3\rho(x)} \cdot \frac{d\rho(x)}{dx} + \frac{2\omega y(x)}{3\rho(x)} \cdot \frac{d\rho}{dx}. \quad (5.81)$$

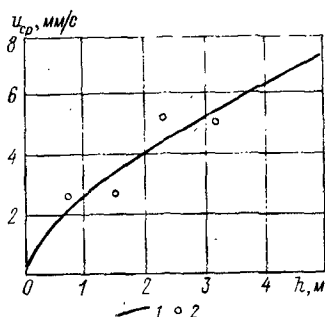


Рис. 5.8. Изменение средней скорости движения $u_{\text{ср}}$ пузырьков воздуха по высоте флотатора h .

1 — расчетная кривая по выражению (5.65); 2 — экспериментальные данные.

Разделив обе части уравнения (5.81) на $y(x)$, получим

$$y'(x) = \frac{2\beta BD \Delta C(x)}{\rho(x) y(x)} - \frac{2y(x)}{3\rho(x)} \cdot \frac{d\rho}{dx} + \frac{2\omega y(x)}{3\rho(x)} \cdot \frac{d\rho}{dx}. \quad (5.82)$$

Гидростатическое давление по высоте флотационной колонны изменяется по закону

$$\rho(x) = \rho_{жg}(H_{\Phi} - x).$$

Тогда

$$\frac{d\rho}{dx} = -\rho_{жg}. \quad (5.83)$$

Полагая $\Delta C(x) = \Delta C_0 = \text{const}$, с учетом выражений (5.62) и (5.83) уравнение (5.82) может быть представлено в следующем виде:

$$y'(x) = \frac{2\beta BD \Delta C_0}{\rho_{жg}(H_{\Phi} - x) y(x)} + \frac{2y(x)}{3(H_{\Phi} - x)} - \frac{2\omega}{3(H_{\Phi} - x)}. \quad (5.84)$$

Обозначим

$$c = \frac{2\beta BD \Delta C_0}{\rho_{жg}}$$

Тогда уравнение (5.84) запишется в виде

$$y'(x) = \frac{c}{(H_{\Phi} - x) y(x)} + \frac{2y(x)}{3(H_{\Phi} - x)} - \frac{2\omega}{3(H_{\Phi} - x)}$$

или

$$\frac{dy}{dx} = \left(\frac{c}{y(x)} + \frac{2}{3} y(x) - \frac{2}{3} \omega \right) \left(\frac{1}{H_{\Phi} - x} \right). \quad (5.85)$$

Разделяя переменные и интегрируя уравнение (5.85) при начальных условиях

$$x = 0; y(x) = u(x) = u_0 + \omega = u_{нач}, \quad (5.86)$$

имеем три возможных случая:

1) $6c > \omega^2$

$$\begin{aligned} \frac{4}{3} \ln \frac{u^2(x) - \omega u(x) + 1,5c}{u_{нач}^2 - \omega u_{нач} + 1,5c} + \frac{3\omega}{\sqrt{6c - \omega^2}} \left(\operatorname{arctg} \frac{2u(x) - \omega}{\sqrt{6c - \omega^2}} - \right. \\ \left. - \operatorname{arctg} \frac{2u_{нач} - \omega}{\sqrt{6c - \omega^2}} \right) = \ln \frac{H_{\Phi}}{H_{\Phi} - x}; \end{aligned} \quad (5.87)$$

2) $6c = \omega^2$

$$\begin{aligned} \frac{4}{3} \ln \frac{u^2(x) - \omega u(x) + 1,5c}{u_{нач}^2 - \omega u_{нач} + 1,5c} - 4\omega \left[\frac{u(x) - u_{нач}}{(2u(x) - \omega)(2u_{нач} - \omega)} \right] = \\ = \ln \frac{H_{\Phi}}{H_{\Phi} - x}; \end{aligned} \quad (5.88)$$

3) $w^2 > 6c$

$$\frac{4}{3} \ln \frac{u^2(x) - wu(x) + 1,5c}{u_{нач}^2 - wu_{нач} + 1,5c} - \frac{3w}{2\sqrt{w^2 - 6c}} \times \\ \times \left(\operatorname{arth} \frac{2u(x) - w}{\sqrt{w^2 - 6c}} - \operatorname{arth} \frac{2u_{нач} - w}{\sqrt{w^2 - 6c}} \right) = \ln \frac{H_\Phi}{H_\Phi - x}. \quad (5.89)$$

С учетом условий (5.78) и (5.86) после преобразования выражений (5.87) — (5.89) получим

1)

$$\ln \frac{u_{отн}^2 + wu_{отн} + 1,5c}{u_0^2 + wu_0 + 1,5c} + \frac{2w}{\sqrt{6c - w^2}} \operatorname{arctg} \times \\ \times \frac{2\sqrt{6c - w^2}(u_{отн} - u_0)}{6c - w^2 + (2u_{отн} + w)(2u_0 + w)} = \frac{4}{3} \ln \frac{H_\Phi}{H_\Phi - x}; \quad (5.90)$$

2)

$$\ln \frac{u_{отн}^2 + wu_{отн} + 1,5c}{u_0^2 + wu_0 + 1,5c} + 4w \left[\frac{u_{отн} - u_0}{(2u_{отн} + w)(2u_0 + w)} \right] = \\ = \frac{4}{3} \ln \frac{H_\Phi}{H_\Phi - x}; \quad (5.91)$$

3)

$$\ln \frac{u_{отн}^2 + wu_{отн} + 1,5c}{u_0^2 + wu_0 + 1,5c} - \frac{2w}{\sqrt{w^2 - 6c}} \left(\operatorname{arth} \frac{2u_{отн} + w}{\sqrt{w^2 - 6c}} - \right. \\ \left. - \operatorname{arth} \frac{2u_0 + w}{\sqrt{w^2 - 6c}} \right) = \frac{4}{3} \ln \frac{H_\Phi}{H_\Phi - x}. \quad (5.92)$$

Для случая всплывания пузырьков в неподвижной жидкости, когда $w=0$ и пересыщение по высоте флотационной колонны постоянно, выражения (5.90) — (5.92) принимают вид

$$\ln \frac{u_{отн}^2 + 1,5c}{u_0^2 + 1,5c} = \frac{4}{3} \ln \frac{H_\Phi}{H_\Phi - x}. \quad (5.93)$$

Решение уравнений (5.90) — (5.92) при различных значениях скорости движения жидкости w во флотационных камерах различной высоты произведено численным методом с помощью ЭВМ и представлено в виде номограммы на рис. 5.9.

При указанных расчетах численное значение параметра c принималось равным $0,5 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}^2$. Оно получено экспериментальным путем для следующих параметров флотационного процесса: перепад давления при дросселировании $0,25$ — $0,50 \text{ МПа}$; скорости в дросселирующей диафрагме $v_{др} = 18$ — 22 м/с , начальная гидравлическая крупность пузырьков $u_0 = 2 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$ [52].

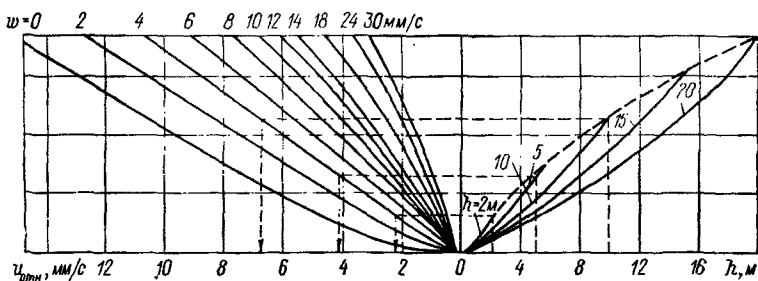


Рис. 5.9. Номограмма для определения минимальной гидравлической крупности пузырьков воздуха $u_{отн}$ во флотаторе.

При напорной флотации возможны отклонения от принятого значения s под влиянием большого числа действующих здесь факторов. В каждом конкретном случае эта зависимость нуждается в изучении и должна учитываться по условиям работы флотационной установки.

§ 5.4. Особенности механизма образования флотоагрегатов при очистке нефтесодержащих сточных вод

Как указывалось в гл. 3, механизм образования флотоагрегатов при флотации воздухом, выделяющимся из раствора, может быть двояким: путем столкновения заранее полученных при дросселировании пузырьков воздуха с извлекаемыми частицами и путем выделения его непосредственно на поверхностях дисперсной фазы в результате изменения условий растворимости.

В элементарном акте флотации по механизму столкновения, под которым понимается взаимодействие единичной частицы с единичным пузырьком, можно выделить две основные стадии процесса: сближения поверхностей частиц с пузырьком и закрепления частицы на пузырьке. Вероятность закрепления частицы определяется вероятностями прилипания и сохранения частицы на пузырьке.

В результате действия силы тяжести либо инерционных сил может произойти отрыв частицы от поверхности пузырька. Эти силы пропорциональны кубу линейных размеров (объему), т. е. достаточно велики для крупных частиц и малы для мелких. Для сравнения можно указать, что силы отрыва при размере частиц 100 мкм в миллион раз больше, чем для частиц размером 1 мкм. По этой причине закрепление крупных частиц на пузырьке возможно лишь с помощью формирующегося в месте контакта трехфазного периметра смачивания, который может сопротивляться большим отрывным силам. Закономерности такой контактной флотации описаны в многочисленной литературе по флотационному обогащению полезных ископаемых [11,

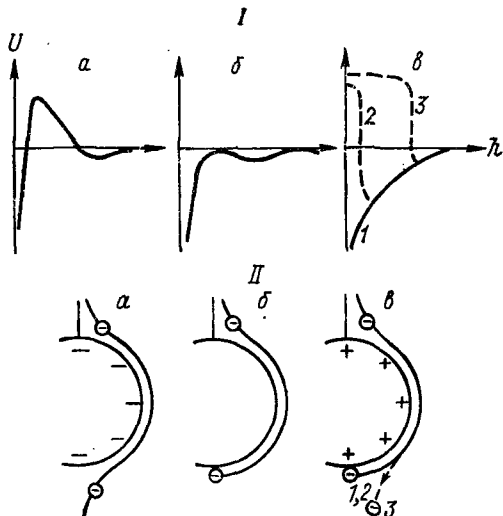


Рис. 5.10. Взаимодействие мелких частиц с пузырьками при флотации.

I — зависимости суммарной энергии взаимодействия U (при сложении сил притяжения и отталкивания) от расстояния между поверхностями h ; *II* — схемы взаимодействия. *a* — одноименный заряд частицы и пузырька; *b* — нейтрализация заряда пузырька; *v* — взаимодействие при наличии неэлектростатических сил отталкивания (*1* — перезарядка пузырька; *2* — действие неэлектростатических сил отталкивания радиусом меньше толщины двойного слоя; *3* — радиус действия неэлектростатических сил отталкивания больше толщины двойного слоя).

53, 54]. Для мелких частиц наряду с контактной флотацией возможна и флотация бесконтактная, в которой силы отрыва могут быть уравновешены поверхностными силами. В этом случае не формируется трехфазный периметр, так как краевой угол смачивания может оказаться второстепенным фактором, а главное значение приобретают поверхностные силы: молекулярные силы притяжения и электростатические силы взаимодействия двойных слоев частицы и пузырька, которые чаще всего имеют один и тот же отрицательный заряд.

В технологии флотационной доочистки воды от нефтепродуктов, т. е. выделения тонкоэмульгированных частиц с пузырьками воздуха, наибольшее значение имеет неконтактная флотация ввиду малых размеров извлекаемых частиц (см. гл. 1) по сравнению с пузырьками воздуха. В связи с этим особенности и теоретические положения процесса флотации мелких частиц в данном случае представляют практический интерес.

Теоретические основы флотации мелких частиц разработаны в последние годы Б. В. Дерягиным и представителями его научной школы [55, 59—62]. Важнейшим фактором для флотации мелких частиц является преодоление расклинивающего действия двойных слоев (крупными частицами оно преодолевается за счет инерционного удара о поверхность пузырька). Общие закономерности влияния двойных слоев на закрепление малой час-

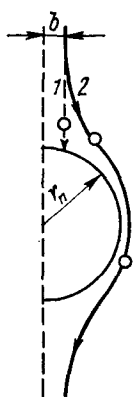


Рис. 5.11. Траектории инерционной (большой) частицы (1) и безинерционной (малой) частицы (2) вблизи всплывающего пузырька.

тицы на пузырьке могут быть установлены на основе зависимости энергии взаимодействия от расстояния между одинаково заряженными поверхностями частицы и пузырька согласно теории ДЛФО (Б. В. Дерягина, Л. Л. Ландау, Д. Фервея и Г. Овербека).

Как видно из рис. 5.10, а, на котором показана энергия взаимодействия одноименно заряженных частиц в зависимости от расстояния между ними, на больших и малых расстояниях основную роль играют силы молекулярного притяжения между частицами, на средних — силы электростатического отталкивания. Значения электростатических потенциалов пузырька и частицы обычно не совпадают. По мере уменьшения потенциала одного из взаимодействующих элементов на достаточно малом расстоянии от поверхности возникают силы притяжения, а с приближением поверхностного потенциала к нулю исчезает барьер электростатических сил отталкивания (рис. 5.10, б). Указанные явления относятся к области гетерокоагуляции, теория которых развита Б. В. Дерягиным [56]. Из нее вытекает, что флотация без заметного действия инерционных сил невозможна, если пузырек и частица существенно заряжены одноименно. Однако при уменьшении поверхностного потенциала каким-либо способом флотация может быть осуществлена. Этого можно достичь путем введения электролитов или катионных ПАВ. Введение электролитов приводит к уменьшению толщины диффузной части двойного слоя, а поверхностно-активные катионы компенсируют отрицательный заряд поверхности, что способствует гетерокоагуляции.

Препятствовать сближению поверхностей пузырька и частицы могут и неэлектростатические факторы, к которым можно отнести наличие на поверхностях бронирующих адсорбционных слоев неионогенных ПАВ, молекул других веществ, гидратных слоев. В этих случаях концентрация ПАВ для обеспечения условий для гетерокоагуляции должна быть достаточной не только для нейтрализации заряда пузырька, но и для формирования его заряда, противоположного заряду частицы, для осуществления взаимодействия с помощью сил притяжения. Если радиус действия электростатических сил притяжения превышает радиус неэлектростатических сил отталкивания, флотация возможна (точки 1 и 2 на рис. 5.10, в). Если радиусы действия этих сил соизмеримы, то при наличии барьера неэлектростатических сил отталкивания флотация не может состояться (точка 3 на рис. 5.10, в).

Процесс сближения частицы с поверхностью пузырька имеет качественные изменения по мере сокращения расстояния между ними. На больших расстояниях действуют инерционные силы и силы гидродинамического воздействия или одна из них. Крупная частица под влиянием инерционных сил движется почти прямолинейно вплоть до столкновения с поверхностью пузырька, которое произойдет, если $b < r_n + r_{\text{ч}}$, где r_n — радиус пузырька; $r_{\text{ч}}$ — радиус частицы; b — прицельное расстояние (рис. 5.11).

При обтекании поверхности пузырька жидкостью линии тока искривляются, увлекая частицу. Чем меньше размер частицы и разница плотностей с веществом среды, тем меньше силы инерции и больше приближение ее траектории к линии тока жидкости. Отклонение траектории малых частиц от кратчайшего пути к поверхности пузырька обусловлено гидродинамическим взаимодействием, которое можно назвать дальним.

Наряду с дальним гидродинамическим взаимодействием действует более сложное, так называемое ближнее гидродинамическое взаимодействие, возникающее в результате истечения жидкости из зазора при приближении сферической частицы к поверхности пузырька. Этот процесс может привести к отклонению частицы от линии тока и даже воспрепятствовать соприкосновению частицы с пузырьком. Анализ показывает, что для полного удаления жидкости из зазора потребуются бесконечно большое время. Но здесь необходимо также указать на действие прижимной гидравлической силы. Она возникает выше экваториальной плоскости пузырька, где линии тока жидкости приближаются к его поверхности. Возникающая при этом радиальная составляющая скорости жидкости направлена к поверхности пузырька. В связи с затруднениями движения частицы в зоне ближнего гидродинамического взаимодействия радиальная составляющая ее скорости меньше, чем радиальная скорость жидкости. Эта разница значительно увеличивается при толщинах зазора намного меньше $r_{\text{ч}}$ и большом вязком сопротивлении. Следовательно, радиальное течение жидкости омывает частицу и прижимает ее к пузырьку.

Процесс сближения частиц с поверхностью пузырька можно описать численно, применяя используемое в механике аэрозолей понятие «эффективности столкновения E » [57]:

$$E = r_{\text{т}}^2 / r_{\text{п}}^2, \quad (5.94)$$

где $r_{\text{т}}$ — максимальный радиус трубки тока набегающего на пузырек потока жидкости, все частицы из которой задерживаются на поверхности пузырька; $r_{\text{п}}$ — радиус пузырька.

Частицы, движущиеся по линии тока с прицельным расстоянием $b < r_{\text{т}}$, оседают на пузырьке, при $b > r_{\text{т}}$ частица уносится с потоком. Определение E сводится к расчету предельной траектории и соответствующего ей прицельного расстояния b .

Возможность *инерционного* осаждения частицы на пузырьке определяется безразмерным параметром

$$\lambda = l/r_p, \quad (5.95)$$

где

$$l = 2\sigma r_p^2 \Delta\rho / (9\eta) \quad (5.96)$$

— инерционный пробег частицы, равный расстоянию, которое частица способна преодолеть, несмотря на вязкое сопротивление жидкости, за счет начальной скорости v ; $\Delta\rho$ — разность плотностей среды и частицы; η — вязкость среды; r_p — радиус частицы.

Инерционное осаждение возможно, если $\lambda \leq \lambda_{кр}$. При потенциальном обтекании пузырька ($Re = 2r_p v / \nu \gg 1$) и пренебрежении размерами частицы в работе [58] для критического значения параметра λ получено число

$$\lambda_{кр} = 1/24. \quad (5.97)$$

Подставив это значение в формулы (5.95) и (5.96), можно получить выражение для критического радиуса частицы, ниже которого силы инерции не обеспечивают сближения частицы с пузырьком:

$$r_{кр} = \sqrt{\frac{9\eta r_p}{48\sigma\Delta\rho}} = \frac{9}{\sqrt{48}} \sqrt{\frac{\eta\nu}{\Delta\rho g}} r_p^{1/2} \approx 4 \cdot 10^{-4} r_p^{1/2},$$

где $\nu = r_p^2 g / (9\eta)$; g — ускорение свободного падения, м/с²; $\Delta\rho$ принято приблизительно равным 1; $\eta = 10^{-2}$ см²/с.

При $r_p > r_{кр}$ может осуществляться инерционное осаждение частиц на поверхность пузырька, но его интенсивность снижается по мере уменьшения r_p .

Численно эффективность столкновения в элементарном акте флотации в инерционном режиме может быть оценена по формуле [55]:

$$E = \lambda^2 / (\lambda + 0,2)^2. \quad (5.98)$$

Если значение E по формуле (5.98) близко к единице, то частицы можно считать крупными. Малые частицы имеют размер $r_p < r_{кр}$, что соответствует $E = 0$. К средним по размерам частицам надо относить те, для которых инерционное осаждение возможно, но $E < 1$.

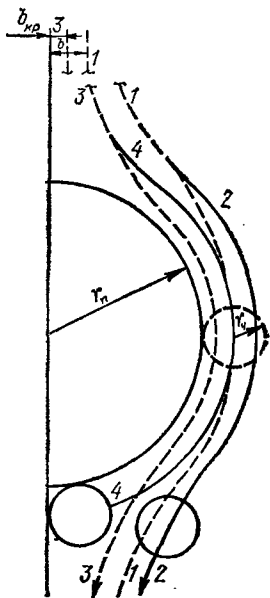
При *безынерционном* сближении частиц с пузырьком важную роль играет их размер. На рис. 5.12 изображено влияние размера частиц на их траектории вблизи всплывающего пузырька.

Для потенциального режима движения ($Re \gg 1$)

$$E'_{6H} = 3r_p / r_p. \quad (5.99)$$

Рис. 5.12. Траектории частиц при безынерционной флотации.

1 и 3 — линии тока без учета ближнего гидродинамического взаимодействия (l — прицельное расстояние b , 3 — прицельное расстояние $b_{кр}$; 2 и 4 — линии, характеризующие отклонение траекторий частиц от линий тока жидкости под влиянием ближнего гидродинамического взаимодействия (2 — прицельное расстояние b , 4 — прицельное расстояние $b_{кр}$).



При $Re < 1$ (по некоторым данным даже при $Re < 20$ [55]) имеет место стоксовский режим (режим вязкостного сопротивления), для которого

$$E_{би}'' = (3/2) (r_ч/r_n)^2. \quad (5.100)$$

Прижимная гидродинамическая сила не может обеспечить соприкосновение частицы и пузырька, так как она имеет конечное значение, а сопротивление возрастает неограниченно по мере утончения пленки.

Но здесь способствуют флотации поверхностные силы и влияние молекулярных дальнедействующих сил. В первом случае под их влиянием межфазные пленки могут утрачивать устойчивость и самопроизвольно разрушаться при некоторой критической толщине $h_{кр}$.

С учетом этого эффективность столкновения должна быть уточнена по выражениям:

для потенциального режима

$$(E_{би})_{пот} = E_{би}' f_{пот}; \quad (5.101)$$

для стоксовского режима

$$(E_{би})_{ст} = E_{би}'' f_{ст}, \quad (5.102)$$

где $f_{пот}$ и $f_{ст}$ — функции, отражающие влияние ближнего гидродинамического воздействия на элементарный акт флотации, зависящие от безразмерного параметра $h_{кр}/r_ч$; они во всех случаях меньше единицы.

Таким образом, эффект ближнего гидродинамического воздействия снижает число актов соприкосновения частиц с пузырьком в несколько раз.

Для случая, когда $h_{кр} = 0$, но существенно влияние молекулярных дальнедействующих сил, в работе [59] получены следующие формулы:

$$(E_{би})_{пот} = E'_{би} f_{пот}(\omega_{пот});$$

$$\omega_{пот} = \frac{4\pi r_n}{27v_{пот}\pi\eta r_q^3}; \quad (5.103)$$

$$(E_{би})_{ст} = E''_{би} f_{ст}(\omega_{ст});$$

$$\omega_{ст} = \frac{4Ar_n^2}{27v_{ст}\pi\eta r_q^4}, \quad (5.104)$$

где $v_{ст}$ и $v_{пот}$ — скорости всплывания пузырька в стоксовском и потенциальном режиме; A — константа Гамакера (10^{-21} — 10^{-19} Дж).

После численного анализа функций $f_{ст}$ и $f_{пот}$ формулы (5.103) и (5.104) упрощаются:

$$(E_{би})_{пот} \approx 2 (r_q^{0,8}/r_n) A^{1/15}; \quad (5.105)$$

$$(E_{би})_{ст} \approx 0,5 (r_q^{1,4}/r_n^2) A^{1/6}. \quad (5.106)$$

Формула (5.105) получила многочисленные экспериментальные подтверждения [55, 60]. Работа [60] касалась непосредственно флотации нефтяной эмульсии пузырьками воздуха в потенциальном режиме. При этом оказалось, что $E \approx r_q$, что находится в удовлетворительном согласии с формулой (5.105).

На основе вышеизложенных экспериментально-теоретических данных по механизму флотации мелких частиц стала возможной разработка теоретических основ этой области флотационной технологии. В технологическом плане при большом числе пузырьков распределение скоростей жидкости вблизи их поверхности значительно отклоняется по сравнению с единственным пузырьком. В работах [61, 62] получено выражение для оценки эффективности захвата, которая зависит не только от размера пузырька, но и от доли диспергированного газа.

Анализ флотации монодисперсных частиц коллективом пузырьков на основе изложенной теории привел к формуле, полученной ранее К. Ф. Белоглазовым [63]:

$$N_t = N_0 e^{-kt}, \quad (5.107)$$

где N_t — концентрация частиц в момент времени t ; N_0 — концентрация частиц в момент времени $t=0$; k — константа скорости извлечения.

Однако теперь удалось связать параметр k с измеряемыми характеристиками флотационной системы, что является важным научным достижением советских ученых.

Константа скорости извлечения для монодисперсных систем может быть определена по выражению

$$k = 3qE/(4r_{п}), \quad (5.108)$$

где q — объем газа, поступающего в единицу времени через единицу площади поперечного сечения флотационной камеры.

Для полидисперсного состава пузырьков при распределении, близком к нормальному, k может быть определена, если в качестве радиусов частиц и пузырьков взять их среднестатистические значения.

В связи с тем что распределение пузырьков по крупности, возникающее при дросселировании пересыщенной воздухом жидкости, близко к нормальному (см. § 4.3), полученные в новой теории выводы могут быть использованы при анализе эффективности очистки нефтесодержащих сточных вод напорной флотацией (по механизму столкновения).

Например, для стоковоского режима ($r_{п} < 80$ мкм) эффективность столкновения в выражении (5.108) необходимо принимать по формуле (5.106), и тогда

$$k_{ст} = 3qE/(4r_{п}) = 0,016nq_{ж}r_{ч}^{1,4}. \quad (5.109)$$

Для потенциального режима ($r_{п} > 80$ мкм)

$$k_{пот} = 0,6nq_{ж}r_{п}r_{ч}^{0,8}. \quad (5.110)$$

Здесь принято

$$q_{ж} = Q_{г}/F_{ф}, \quad (5.111)$$

где $Q_{г} = (4/3)\pi r_{п}^3 n Q_{ж}$ — расход газа в выделившихся из раствора при дросселировании пузырьках, м³/с; n — счетная концентрация пузырьков во флотаторе, м⁻³; $Q_{ж}$ — расход насыщенной воздухом жидкости через дросселирующее устройство напорной флотационной установки, м³/с; $r_{п}$ — средний радиус пузырьков, м; $F_{ф}$ — площадь рабочей поверхности флотационной камеры, м²; $q_{ж}$ — гидравлическая нагрузка флотационной камеры, м³/(м²·с).

Переходя от счетных концентраций к массовым, получим выражение, описывающее кинетику извлечения нефтепродуктов из воды при напорной флотации:

для флотации пузырьками со средним диаметром менее 80 мкм

$$C_{кон} = C_{нач}/e^{0,016q_{ж}nr_{ч}^{1,4}t}; \quad (5.112)$$

для флотации пузырьками со средним диаметром более 80 мкм

$$C_{кон} = C_{нач}/e^{0,6q_{ж}nr_{п}r_{ч}^{0,8}t}. \quad (5.113)$$

Здесь $C_{\text{нач}}$ и $C_{\text{кон}}$ — начальная и конечная концентрация нефтепродуктов в воде, кг/м³, а t — время флотации, с.

Приведенная количественная теория может служить базой для разработки оптимальной технологии флотации мелких частиц по режиму столкновения, основой которой является обеспечение оптимального дисперсного состава пузырьков и применение средств, регулирующих флотирруемость извлекаемых частиц.

Рассмотренные положения не исчерпывают всех проблем флотации, эта теория будет развиваться и подвергаться все-сторонней проверке, но в отношении флотации сферических частиц, которые характерны для нефтяных эмульсий, ее можно считать практически приемлемой. Об этом свидетельствуют литературные данные [64] и результаты проведенной нами экспериментальной проверки влияния электролитов на эффективность флотации нефтяных эмульсий [65]. Она проводилась на лабораторной установке в виде стеклянного цилиндра, в котором с помощью пористого аэратора (размеры пор до 60 мкм) создавался поток воздушных пузырьков. Воздух в цилиндр с жидкостью подавался компрессором и его расход измерялся ротаметром. Размеры образующихся при этом пузырьков составляли 200—300 мкм. Для предотвращения коалесценции в воду добавлялось 0,5 % этилового спирта.

Исследуемая жидкость представляла собой эмульсию смеси мазута с дизельным топливом в дистиллированной воде. Перед флотационными опытами эмульсия подвергалась отстаиванию в течение 2 ч для выделения грубодисперсных частиц до остаточного содержания 50—150 мг/л. Содержание нефтепродуктов в воде определялось экстрагированием четыреххлористым углеродом. Значение дзета-потенциала эмульсии регулировалось изменением рН среды путем добавления раствора соляной кислоты, а также за счет добавления хорошо диссоциирующего на ионы хлористого натрия. Измерение дзета-потенциала проводилось методом электроосмоса.

Общая характеристика изменения дзета-потенциала частиц нефтяной эмульсии в зависимости от рН и концентрации NaCl показана на рис. 5.13. На графике 1 видно, что для рассматриваемого состава эмульсии изоэлектрическая область, где действие электрокинетических сил близко к нулю, имеет место при рН = 2,7 ÷ 3,2. В другом случае, при увеличении плотности двойного слоя, также может быть достигнуто электронейтральное состояние частиц эмульсии, при котором их взаимодействие с мелкими пузырьками воздуха будет наиболее эффективным.

Весьма важным вопросом для технологии очистки воды от нефтепродуктов является выяснение влияния дзета-потенциала на скорость флотационной очистки. Скорость флотационного извлечения примесей по механизму столкновения пропорцио-

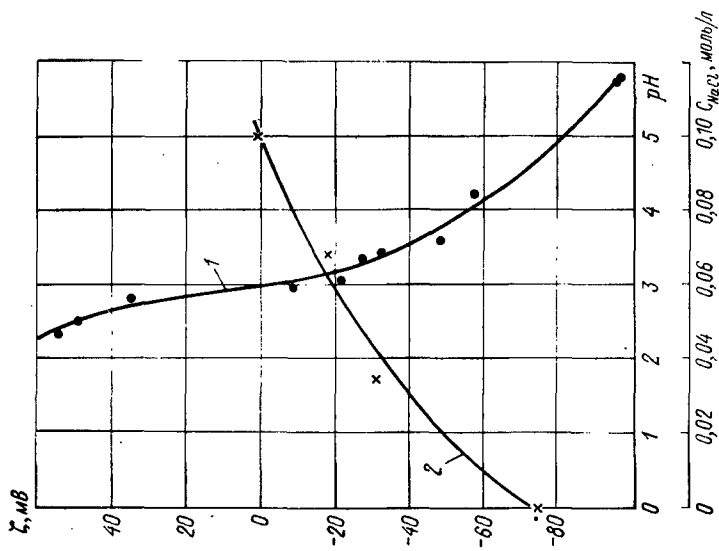


Рис. 5.13. Зависимость дзета-потенциала ζ эмульсии нефтепродуктов в воде от pH (1) и концентрации NaCl (2).

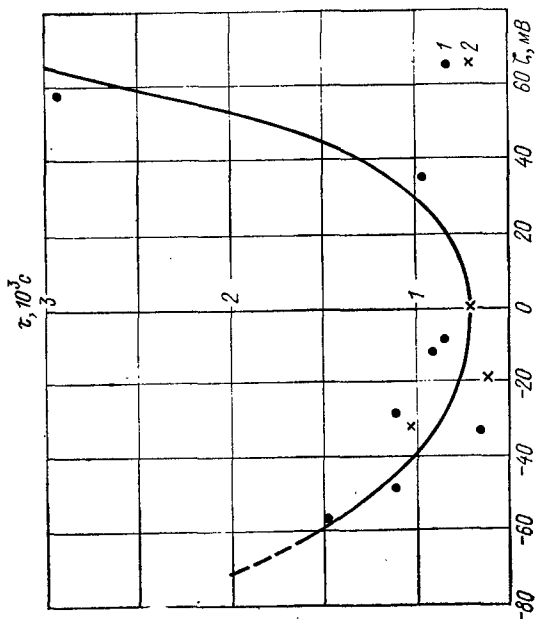


Рис. 5.14. Зависимость времени флотации эмульсии нефтепродуктов τ от дзета-потенциала ζ при изменении pH раствора (1) и при изменении концентрации NaCl (2).

нальна концентрации загрязнений:

$$dC/dt = -kC, \quad (5.114)$$

где C — массовая концентрация нефтепродуктов в воде; t — время; k — коэффициент скорости флотации.

Решением уравнения (5.114) является выражение

$$C_{\text{кон}} = C_{\text{нач}} e^{-kt}, \quad (5.115)$$

где $C_{\text{кон}}$ и $C_{\text{нач}}$ — конечная и начальная массовая концентрация нефтепродуктов.

Коэффициент скорости флотации в уравнении (5.114) имеет размерность величины, обратной времени. Примем

$$k = 1/\tau, \quad (5.116)$$

где τ — характерное время очистки, в течение которого концентрация нефтепродуктов в воде убывает в «е» раз.

Из уравнения (5.115) следует:

$$\tau = t / \ln \frac{C_{\text{нач}}}{C_{\text{кон}}}. \quad (5.117)$$

Характерное время τ является удобной характеристикой изменения скорости флотации под влиянием тех или иных факторов. В лабораторных опытах оно определялось из экспериментальных данных при продолжительности флотации $t = 600$ с. Полученная зависимость характерного времени флотации τ от дзета-потенциала представлена на рис. 5.14, из которого видно, что скорость флотации нефтепродуктов из воды по механизму столкновения существенно зависит от дзета-потенциала эмульсии и достигает наибольшего значения при приближении его к нулю. Это означает, что для получения максимальной эффективности флотации нефтепродуктов из воды необходимо процесс оптимизировать по значению дзета-потенциала частиц эмульсии.

Наряду с механизмом столкновения в напорных флотационных установках возможно образование флотоагрегатов по механизму выделения (§ 3.3). При флотации воздухом, выделяющимся из раствора, в некоторых технологических схемах возможно образование флотоагрегатов исключительно путем выделения пузырьков на гидрофобных поверхностях извлекаемых частиц, что наиболее характерно при флотации нефтяных эмульсий. В этом случае нефтяные частицы играют роль центров зародышеобразования, так как термодинамически пузырьку легче выделиться на гидрофобной поверхности, чем в объеме жидкости [11].

Число частиц эмульсии, участвующих в зародышеобразовании пузырьков, весьма мало по сравнению с общим их числом, и по этой причине эффект извлечения при «чистой» флотации с выделением воздуха сравнительно невелик. В связи с этим

очистка на вакуумных и колонных без дросселирования флотационных установках может быть эффективной лишь с применением коагуляции или флокуляции. В этом случае технологические параметры образования флотоагрегатов устанавливаются экспериментально.

§ 5.5. Скорость движения флотоагрегатов во флотаторе

В реальных условиях очистки сточных вод от нефтепродуктов напорной флотацией мелкие пузырьки воздуха образуют с извлекаемыми частицами нефтяной эмульсии флотоагрегаты, скорость всплывания которых отличается от скорости всплывания одиночных пузырьков и частиц. Количественное соотношение пузырьков и частиц в одном всплывающем агрегате в общем случае может быть различным. Однако для оценки минимальной гидравлической крупности флотоагрегатов, являющейся основным расчетным параметром при проектировании флотаторов (определении размеров выделительной камеры), можно допустить, что при флотации без коагуляции расчетный флотоагрегат состоит, вероятнее всего, из одного пузырька минимальной фракции (20—50 мкм) и одной или нескольких частиц нефтяной эмульсии размерами 2—5 мкм [64]. Флотоагрегаты с одним пузырьком больших размеров или несколькими пузырьками всплывают в ценный слой быстрее и не определяют условий расчетной модели.

Для ориентировочного анализа возможной скорости всплывания упомянутых флотоагрегатов в воде принимаем, что процесс происходит в неподвижной жидкости, в неограниченном пространстве, в изотермических условиях, при отсутствии существенного взаимного влияния, без изменения геометрических параметров комплекса, которые сформировались в период прохождения очищаемой жидкости через флотационную камеру. Уравнение движения флотоагрегатов в жидкости при этих условиях имеет вид

$$\frac{du}{dt} \cdot \frac{\pi d_a^3}{6} \rho_a = - \frac{\psi \pi d_a^2 u^2}{8} \rho_{ж} + \frac{\pi d_a^3}{6} (\rho_{ж} - \rho_a) g, \quad (5.118)$$

где u — скорость движения флотоагрегата; t — время; ρ_a — усредненная плотность флотоагрегата; d_a — эквивалентный диаметр флотоагрегата; ψ — коэффициент сопротивления; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости; g — ускорение свободного падения.

После деления обеих частей уравнения (5.118) на массу флотоагрегата $\pi d_a^3 \rho_a / 6$ ускорение движения будет равно

$$\frac{du}{dt} = \frac{g (\rho_{ж} - \rho_a)}{\rho_a} - \frac{3\psi u^2 \rho_{ж}}{4 d_a \rho_a}. \quad (5.119)$$

По достижении равновесия сил, действующих на всплывающий флотоагрегат, ускорение равно нулю и скорость всплывания достигает конечного значения

$$u = \sqrt{\frac{4d_a(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{а}})g}{3\psi\rho_{\text{ж}}}}. \quad (5.120)$$

Для ламинарного режима движения флотоагрегата коэффициент сопротивления можно представить в виде

$$\psi = 24/(\text{Re} \varphi), \quad (5.121)$$

где $\text{Re} = d_a \rho_{\text{ж}} u / \mu$; φ — коэффициент формы; μ — динамический коэффициент вязкости.

С учетом формулы (5.121) из (5.119) получим выражение для скорости всплывания, аналогичное по структуре известной формуле Стокса:

$$u = \varphi g d_a^2 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{а}}) / (18\mu). \quad (5.122)$$

Для количественной оценки скорости всплывания агрегата необходимо усредненную плотность и эквивалентный диаметр выразить через размеры и число пузырьков и частиц во флотоагрегате.

Усредненная плотность флотоагрегата равна

$$\rho_{\text{а}} = (m_{\text{ч}} + m_{\text{п}}) / (V_{\text{ч}} + V_{\text{п}}), \quad (5.123)$$

где $m_{\text{ч}}$ и $m_{\text{п}}$ — масса частиц и пузырьков во флотоагрегате; $V_{\text{ч}}$ и $V_{\text{п}}$ — объем частиц и пузырьков во флотоагрегате.

Масса воздушных пузырьков примерно в 800 раз меньше массы нефтепродуктов, и ею можно пренебречь. После выражения параметров формулы (5.123) через диаметр и число частиц и пузырьков усредненная плотность флотоагрегата равна

$$\rho_{\text{а}} = \rho_{\text{ч}} \left[1 + n d_{\text{п}}^3 / (N d_{\text{ч}}^3) \right]^{-1}, \quad (5.124)$$

где $\rho_{\text{ч}}$ — плотность частиц нефтепродуктов.

Отношение объема воздуха в пузырьках к объему частиц во флотоагрегате определяет возможность его всплывания в воде и скорость движения. Обозначив это отношение коэффициентом флотационной плавучести $k_{\text{фп}}$, получим

$$\rho_{\text{а}} = \rho_{\text{ч}} (1 + k_{\text{фп}})^{-1}. \quad (5.125)$$

Эквивалентный диаметр флотоагрегата принимается равным диаметру шарообразного тела, объем которого равен объему входящих в него пузырьков и частиц:

$$d_{\text{а}} = \sqrt[3]{6(V_{\text{ч}} + V_{\text{п}})/\pi} \quad (5.126)$$

или с учетом формулы (5.124)

$$d_{\text{а}} = d_{\text{ч}} \sqrt[3]{N \left[1 + n d_{\text{п}}^3 / (N d_{\text{ч}}^3) \right]} = d_{\text{ч}} \sqrt[3]{N (1 + k_{\text{фп}})}. \quad (5.127)$$

После подстановки выражений (5.125) и (5.126) в формулу (5.120) получим

$$u = \frac{g}{18\mu} \varphi d_{\text{ч}}^2 N^{2/3} \left(1 + k_{\text{фп}} \right)^{2/3} \left(\rho_{\text{ж}} - \frac{\rho_{\text{ч}}}{1 + k_{\text{фп}}} \right). \quad (5.128)$$

Коэффициент $k_{\text{фп}} = nd_{\text{п}}^3 / (Nd_{\text{ч}}^3)$ при извлечении эмульгированных нефтяных частиц мелкими пузырьками воздуха для случая закрепления одной частицы на одном пузырьке будет находиться примерно в пределах от 60 до $15 \cdot 10^3$. При закреплении на пузырьке нескольких частиц он будет снижаться обратно пропорционально их числу.

Зависимость скорости всплывания флотоагрегатов от $k_{\text{фп}}$ при $d_{\text{ч}} = 5 \cdot 10^{-6}$ м, $\varphi = 0,8$ и $T = 20$ °С показана на рис. 5.15. Она может меняться в значительных пределах, и в настоящее время не имеется возможности теоретически оценить тот или иной расчетный случай. По этой причине на данном этапе развития флотационной технологии очистки сточных вод в качестве расчетного параметра при проектировании флотаторов принимаются эмпирические данные по скорости всплывания флотоагрегатов или гидравлическая крупность минимальной фракции пузырьков воздуха, методика оценки которой изложена в § 5.3.

При очистке нефтесодержащих сточных вод напорной флотацией с применением коагуляции и флокуляции какой-либо теоретический анализ затруднен вообще.

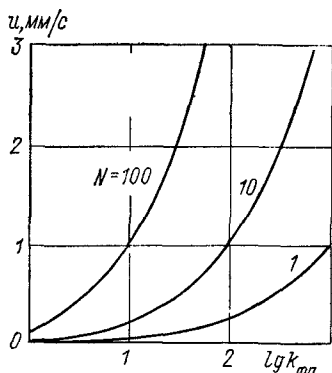


Рис. 5.15. Зависимость скорости всплывания флотоагрегатов u от коэффициента флотационной плавучести $k_{\text{фп}}$ для разного числа частиц N .

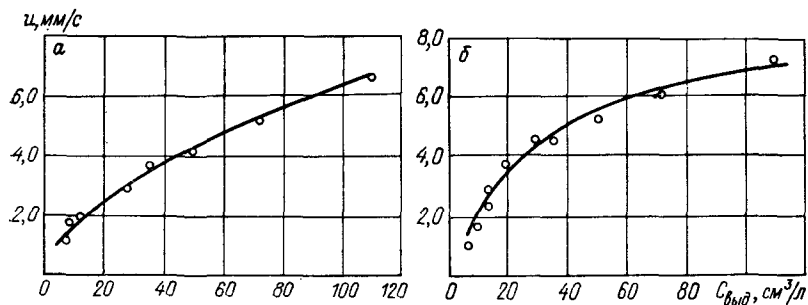


Рис. 5.16. Зависимость скорости всплывания u скоагулированной сернокислым алюминием (а) и сернокислым железом (б) взвеси нефтесодержащих вод от количества выделяющегося воздуха $C_{\text{выд}}$.

В этих случаях гидравлическая крупность флотоагрегатов устанавливается экспериментально. Она является функцией количества выделяющегося воздуха. Для нефтесодержащих сточных вод, скоагулированных серноокислым алюминием и серноокислым железом, такая зависимость, как один из частных случаев, показана на рис. 5.16. Как видно из графиков, существует минимальное количество выделяющегося в пузырьки воздуха, при котором флотация возможна, т. е. достаточно взвешивающей силы пузырьков. Повышение производительности флотаторов возможно за счет увеличения количества выделяющегося воздуха, однако этот параметр должен быть увязан со счетной концентрацией и дисперсным составом пузырьков. В каждом конкретном технологическом случае указанная зависимость должна устанавливаться экспериментально.

Высокая эффективность флотации скоагулированных нефтесодержащих сточных вод по механизму выделения показана в работе [66], хотя авторы ошибочно истолковали наблюдаемое явление.

Количество выделяющегося воздуха при напорной флотации без дросселирования, например в колонных флотаторах, равно

$$C_{\text{выд}} = [C_{\text{нр}} - C_a (p_a + H_{\text{ф}})] m, \quad (5.129)$$

где $C_{\text{нр}}$ — концентрация воздуха в воде на выходе из напорного резервуара, кг/м³; C_a — растворимость воздуха в воде при атмосферном давлении, кг/м³; $H_{\text{ф}}$ — гидростатическое давление столба жидкости в выделительной камере флотатора, кгс/см²; m — степень выделения воздуха из раствора (0,6—1,0).

§ 5.6. Устройство и расчет флотаторов

Флотационные резервуары (флотаторы) предназначены для образования флотоагрегатов и выделения их из потока очищаемой жидкости. В связи с этим они состоят из двух основных частей (см. рис. 3.4): 1) *флотационной камеры*, в которой в основном осуществляется взаимодействие пузырьков и частиц, т. е. собственно флотация примесей из воды; 2) *выделительной камеры*, в которой образовавшиеся флотоагрегаты в основном выделяются из потока воды.

Образование флотоагрегатов во флотационной камере обычно сопровождается выделением в пенный слой фракций с большой гидравлической крупностью, а выделению флотоагрегатов в выделительной камере может сопутствовать процесс дополнительного их образования в зоне восходящего движения пузырьков воздуха.

В многочисленной отечественной и зарубежной литературе описываются разнообразные типы флотационных резервуаров [14—16, 18, 19, 21]. Однако по конструктивному исполнению

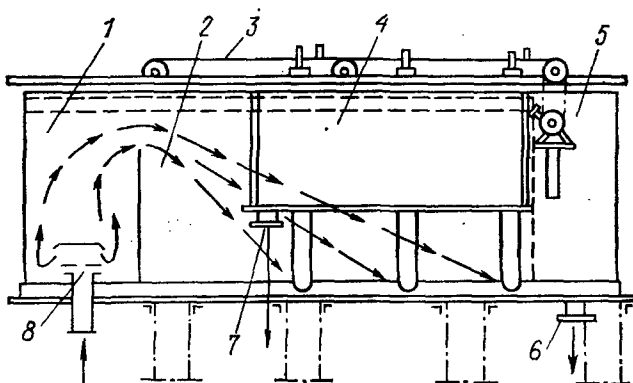


Рис. 5.17. Устройство горизонтального флотатора.

1 — флотационная камера; 2 — выделительная камера; 3 — скребковое устройство; 4 — сборный карман очищенной воды; 5 — пеносорбная камера; 6 — выпуск пенной массы; 7 — выпуск воды; 8 — дросселирующее устройство.

основными являются *горизонтальные, вертикальные и радиальные флотаторы* (рис. 5.17—5.19). Горизонтальные и вертикальные флотаторы целесообразно применять на очистных станциях производительностью до 100 м³/ч, радиальные — на станциях большей производительности. Для повышения эффективности и надежности горизонтальных и вертикальных флотаторов иногда по предложению ЦНИИ МПС их делают двух-трехступенчатыми (*многокамерными*) (рис. 5.20) [16]. Интересны предложения ЛИИЖТ по использованию тонкослойных элементов в выделительной камере флотаторов, по аналогии с тонкослойными отстойниками, так называемые *полочные флотаторы*.

Для очистки сточных вод нефтебаз с расходами от 5 до 100 м³/ч представляются перспективными *колонные флотаторы* (рис. 5.21) [21]. Они имеют высоту не менее 8—10 м и состоят из двух частей: нижней — флотационной колонны, выполняющей роль флотационной камеры, и верхней — выделительной камеры. Колонный флотатор по сравнению с горизонтальными, вертикальными и радиальными флотаторами имеет следующие преимущества:

1) создает дополнительные возможности для повышения эффекта очистки и производительности установки, так как в нем удлиняется путь совместного движения потока жидкости и всплывающих пузырьков воздуха и увеличивается вероятность взаимного закрепления пузырьков и частиц;

2) после дросселирования пересыщенной воздухом жидкости в колонном флотаторе остается некоторое пересыщение воды воздухом, что наряду с уменьшением гидростатического

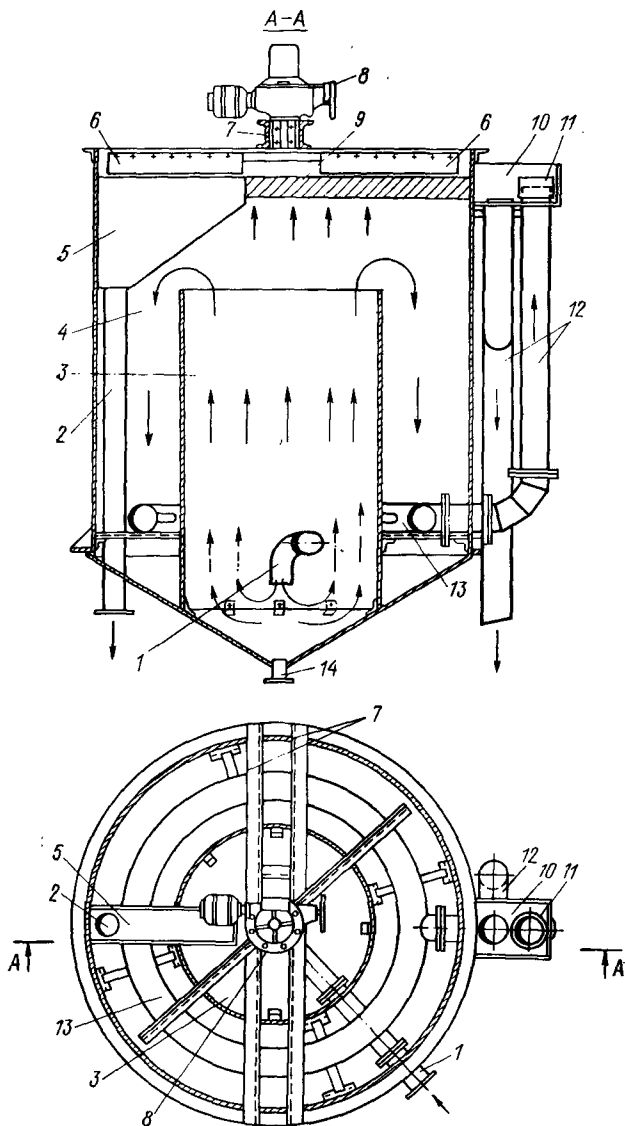


Рис. 5.18. Устройство вертикального флотатора.

1 — впускная труба; 2 — выпуск пенной массы; 3 — флотационная камера; 4 — выделительная камера; 5 — приемный карман пенной массы; 6 — скребок; 7 — опорная балка скребкового механизма; 8 — электропривод; 9 — слой всплывшей массы; 10 — сливная камера очищенной воды; 11 — муфта для регулирования уровня воды; 12 — сливная труба; 13 — сборная щелевая труба; 14 — патрубок опорожнения флотатора.

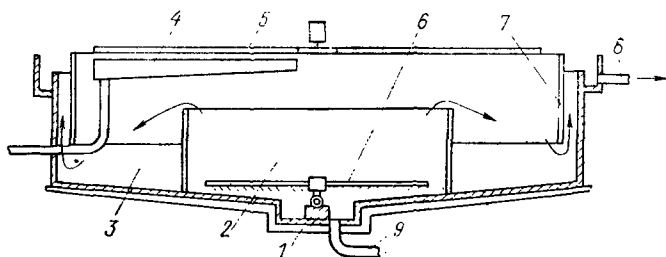


Рис. 5.19. Устройство радиального флотатора.

1 — основание; 2 — зона флотации; 3 — зона разделения; 4 — желоб для сбора пены; 5 — скребки; 6 — вращающийся водораспределитель; 7 — кольцевая перегородка; 8 — трубопровод отвода очищенной воды; 9 — трубопровод отвода осадка.

давления способствует увеличению размеров пузырьков за счет диффузии воздуха в процессе всплывания и позволяет уменьшить размеры выделительной камеры;

3) при применении коагуляции в колонном флотаторе создаются наиболее благоприятные условия для совместного протекания процессов хлопьеобразования и флотации;

4) колонный флотатор в схемах без дросселирования насыщенной воздухом воды предоставляет возможность осуществления «чистой» флотации с выделением воздуха из раствора на удаляемых примесях по аналогии с вакуумной флотацией.

Эффективность очистки воды во флотаторах является функцией двух главных параметров: *эффективности собственно флотации*, т. е. действия механизма образования устойчивых флокоагрегатов, и *эффективности выделения* образовавшихся

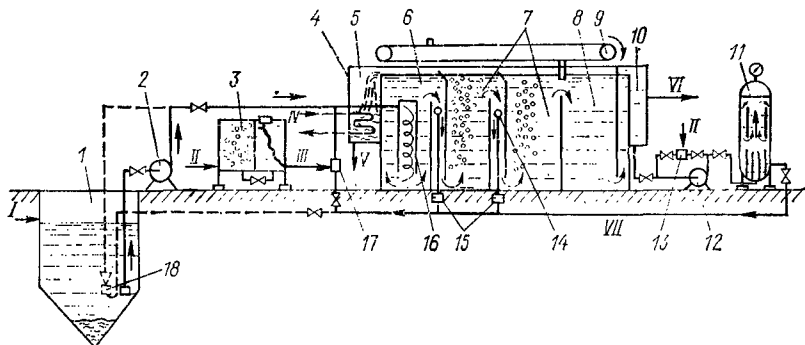
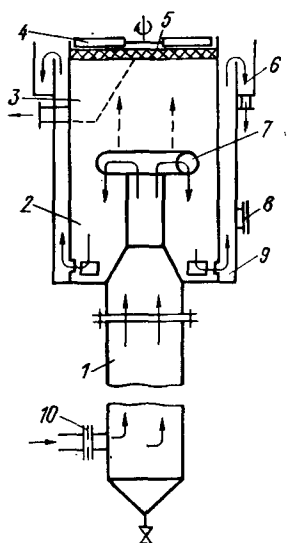


Рис. 5.20. Устройство многокамерного флотатора.

1 — усреднитель-отстойник; 2 — низконапорный насос; 3 — затворно-дозировующий бак; 4 — флотатор; 5 — сборный карман для нефтепродуктов; 6—8 — смешительная, флотационные и выделительная камеры; 9 — скребковый механизм; 10 — карман для очищенной воды; 11 — напорный резервуар; 12 — рециркуляционный насос; 13 — эжектор водовоздушный; 14 — распределительные трубы; 15 — диафрагмы; 16 — вихревой смеситель; 17 — эжектор для подачи раствора коагулянта; 18 — гидроэлеватор. I, VI и VII — очищаемая, очищенная и рециркулируемая вода; II — воздух; III — коагулянт; IV — пар; V — нефтепродукты.

Рис. 5.21. Устройство колонного флотатора.

1 — флотационная колонна; 2 — выделительная камера; 3 — сборный карман пенной массы; 4 — скребковое устройство; 5 — пенный слой; 6 — отводящий лоток; 7 — радиальный водораспределитель; 8 — смотровое окно; 9 — кольцевое пространство; 10 — дросселирующая диафрагма на впускном патрубке.



флотоагрегатов из потока очищаемой воды. Количественно она оценивается по выражению

$$\mathcal{E}_{\text{оч}} = \mathcal{E}_{\text{ф}} \mathcal{E}_{\text{выд}}, \quad (5.130)$$

где $\mathcal{E}_{\text{оч}}$ — эффективность очистки сточных вод на флотационной установке; $\mathcal{E}_{\text{ф}}$ — эффективность собственно флотации; $\mathcal{E}_{\text{выд}}$ — эффективность выделения.

Эффективность вовлечения загрязнений в состав флотоагрегатов (флотируемость)

$$\mathcal{E}_{\text{ф}} = C_{\text{сфл}} / C_{\text{исх}}, \quad (5.131)$$

где $C_{\text{сфл}}$ — количество сфлотированных (вошедших в состав флотоагрегатов) примесей сточных вод, мг/л; $C_{\text{исх}}$ — исходная концентрация примесей в сточной воде, мг/л.

Количество сфлотированных примесей (флотируемость загрязнений) определяется большим числом разнообразных факторов и не может быть оценено расчетом. В каждом конкретном случае оно определяется экспериментальным путем в производственных условиях при соблюдении требования $\mathcal{E}_{\text{выд}} = 1,0$.

Для нефтесодержащих сточных вод складов горючего по опытным данным надлежит принимать: без применения коагуляции $\mathcal{E}_{\text{ф}} = 0,65$; с оптимальным применением коагуляции $\mathcal{E}_{\text{ф}} = 0,95$.

Для полного выделения флотоагрегатов из потока необходимо соблюдать условие

$$\mathcal{E}_{\text{выд}} = C_{\text{выд}} / C_{\text{сфл}} = 1, \quad (5.132)$$

где $C_{\text{выд}}$ — количество сфлотированных примесей, выделенных из потока очищаемой жидкости, мг/л.

Соблюдение условия (5.132) возможно, если

$$v = \alpha u, \quad (5.133)$$

где v — расчетная средняя скорость нисходящего потока очищаемой жидкости в колонных и вертикальных флотаторах (нисходящей составляющей скорости в горизонтальных и радиальных флотаторах), м/с; u — минимальная гидравлическая

крупность (скорость всплывания в покое) флотоагрегатов (пузырьков) в выделительной камере в реальных условиях флотации, м/с; α — поправочный коэффициент для обеспечения надежности работы установки, принимаемый при постоянном расходе и хорошем усреднении состава сточных вод равным 0,8—0,9.

Ориентировочным индикатором полноты выделения флотоагрегатов можно принять *отсутствие в уходящем из флотатора потоке жидкости пузырьков воздуха*. В этом случае в основу определения размеров выделительной камеры можно положить *гидравлическую крупность минимальной фракции пузырьков воздуха*.

Размеры, например, колонного флотатора определяются по следующим формулам:

1) диаметр флотационной камеры (колонны)

$$d_{\text{фк}} = \sqrt{4Q_{\text{ф}}/(\pi\omega)}, \quad (5.134)$$

где $Q_{\text{ф}}$ — расход жидкости во флотаторе, м³/с; ω — средняя скорость движения жидкости во флотационной камере, м/с;

2) диаметр выделительной камеры флотатора

$$d_{\text{вк}} = \sqrt{\frac{4Q_{\text{ф}}}{\pi} \left(\frac{\omega + \alpha u}{\alpha \omega u} \right)}; \quad (5.135)$$

3) высота выделительной камеры назначается в пределах 2—4 м, половина которых занята флотационной камерой или оголовком флотационной колонны.

Высота колонного флотатора определяется возможностью размещения в общеконструктивном решении производственного объекта и технико-экономической целесообразностью. Для технологической схемы напорной флотации без дросселирования с коагуляцией минимальная высота колонного флотатора должна быть не менее 10 м, максимальная может быть до нескольких десятков метров.

Оптимизация соотношения диаметров флотационной камеры (колонны) и выделительной камеры определяется минимальной массой и соответственно наименьшей стоимостью колонного флотатора, так как с увеличением скорости жидкости во флотационной колонне (камере) уменьшается гидравлическая крупность пузырьков в связи с сокращением времени пребывания их в перенасыщенной воздухом воде, и наоборот.

Минимальная масса определяется на основе решения и минимизации системы уравнений:

$$1) \quad \ln \frac{u^2 + \omega u + 1,5c}{u_0^2 + \omega u_0 + 1,5c} + \frac{2\omega}{\sqrt{6c - \omega^2}} \arctg \frac{2\sqrt{6c - \omega^2}(u - u_0)}{6c - \omega^2 + (2u + \omega)(2u_0 + \omega)} = \\ = \frac{4}{3} \ln \frac{H_{\text{ф}}}{H_{\text{ф}} - x} \quad (5.90)$$

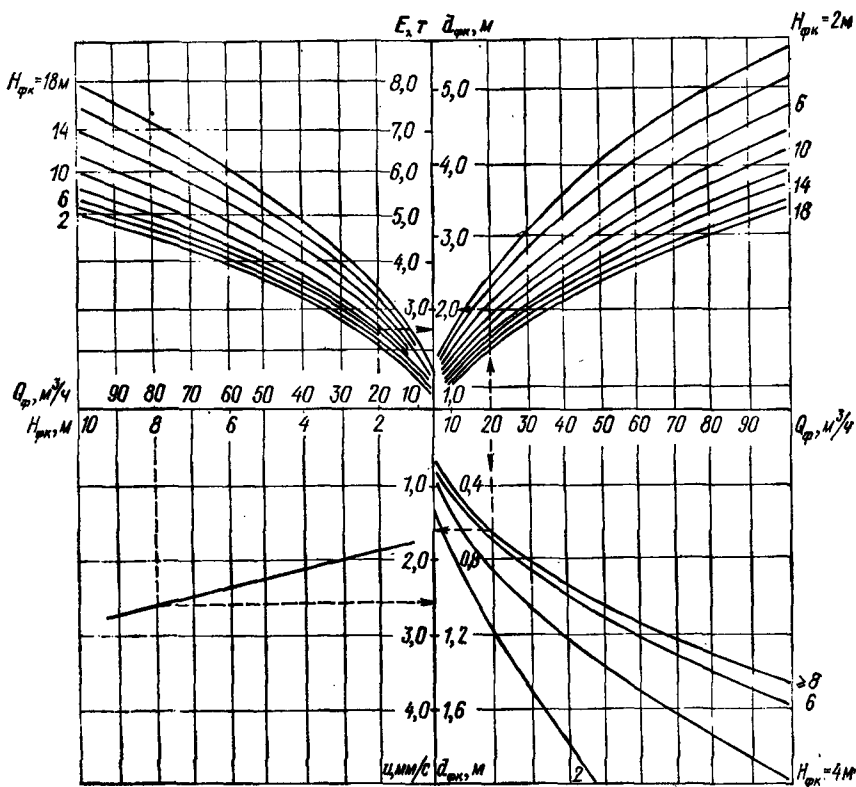


Рис. 5.22. Помограмма для расчета флотаторов.

(для случая $6c > \omega^2$, что соответствует $\omega \leq 0,017$ м/с);

$$2) \quad E = \rho \delta \rho_m (d_{\phi_k} H_{\phi_k} + d_{\text{вк}} H_{\text{вк}}), \quad (5.136)$$

где u_0 — начальная гидравлическая крупность пузырьков воздуха минимальной фракции (на входе во флотатор), м/с; u — гидравлическая крупность тех же пузырьков на высоте x , м/с; x — линейная координата по высоте флотационной колонны, м; ω — скорость движения жидкости во флотационной колонне, м/с; H_{ϕ} — гидростатический напор во флотаторе, равный $H_{\phi_k} + H_{\text{вк}\phi} + h_a$, м; H_{ϕ_k} — высота флотационной колонны, м; $H_{\text{вк}\phi}$ — высота зоны флотации в выделительной камере (1,5–2 м); h_a — атмосферное давление, м вод. ст.; c — параметрический коэффициент, определяемый по выражениям $c = 2\beta V D \Delta C_0 / (\rho_{\text{ж}} g)$; $\beta = 2\rho_{\text{ж}} g / (9\mu)$; $V = RT/M$; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м³; μ — динамический коэффициент вязкости жидкости, кг/(м·с); D — коэффициент диффузии воздуха в воде,

m^2/c ; g — ускорение свободного падения, m/c^2 ; T — температура, К; R — универсальная газовая постоянная, Дж/моль; M — молекулярная масса газа, кг/моль; ΔC_0 — начальное пере-
сыщение воды воздухом после дросселирования, определяемое экспериментально, kg/m^3 ; δ — толщина стенок аппарата, м; ρ_m — плотность материала стенок аппарата, kg/m^3 ; E — масса колонного флотатора, т.

Характер соотношений параметров работы и размеров флотаторов представлен на номограмме (рис. 5.22), полученной расчетом по уравнениям (5.90) и (5.136) с минимизацией массы установок при следующих исходных данных: $H_{вк} = 3,5$ м; $\delta = 0,008$ м; $\rho_m = 7800$ kg/m^3 $\alpha = 0,85$; $\omega < 0,017$ м/с; $c = 0,5 \cdot 10^{-4}$ m^2/c^2 , $v_{др} = 18 \div 22$ м/с, $u_0 = 20 \cdot 10^{-5}$ м/с.

Вышеизложенная методика расчета колонных флотаторов может быть применена и для расчета горизонтальных, вертикальных и радиальных флотаторов, если высоту камеры флотации принять равной 2—3 м. При иной геометрической форме флотаторов вместо $d_{вк}$ и $d_{фк}$ сначала определяются площади их элементов и затем линейные размеры.

При очистке сточных вод с применением коагуляции время пребывания очищаемой воды во флотационной камере не должно быть менее 0,5—0,7 продолжительности коагуляции, зависящей главным образом от температуры сточных вод (см. гл. 7).

НАСЫЩЕНИЕ ВОДЫ ВОЗДУХОМ В НАПОРНЫХ РЕЗЕРВУАРАХ ФЛОТАЦИОННЫХ УСТАНОВОК

§ 6.1. Теоретические основы растворения газов в жидкости и обзор существующих абсорбционных аппаратов

Флотационная очистка воды с выделением воздуха из растворенного состояния связана с необходимостью осуществлять его предварительное растворение в жидкости. Практически все газы обладают той или иной степенью растворимости в различных жидкостях. Она зависит от характера жидкости и газа, температуры и давления. При равновесии системы газ — жидкость передачи вещества между фазами не происходит. Увеличение парциального давления газа в газообразной фазе по сравнению с парциальным его давлением над жидкой фазой вызывает переход (массопередачу) газа из газообразной фазы в жидкую, называемый *абсорбцией*. Возможен и обратный процесс — переход газа из жидкой в газообразную фазу, если парциальное давление газа над жидкой фазой, в которой он растворен, больше, чем парциальное давление этого газа в газообразной фазе. Он получил название *десорбции*. Абсорбция и десорбция являются распространенными процессами в химической, нефтехимической, нефтедобывающей и пищевой промышленности, а также в водоподготовке [67—70]. Процесс перехода вещества из одной фазы в другую происходит под действием движущей силы — градиента парциального давления

$$\Delta p = p_g - p_{ж} \text{ при абсорбции;} \quad (6.1a)$$

$$\Delta p = p_{ж} - p_g \text{ при десорбции,} \quad (6.1б)$$

где p_g — парциальное давление газа в газообразной фазе; $p_{ж}$ — парциальное давление газа над жидкой фазой (в непосредственно примыкающем слое).

Согласно закону Рауля парциальное давление газа над жидкой фазой при конкретной температуре равно

$$p_{ж} = p_{ч}X, \quad (6.2)$$

где $p_{ч}$ — парциальное давление газа в чистом виде; X — молярная доля этого газа в жидкой фазе.

По закону Дальтона парциальное давление газа в газообразной фазе равно

$$p_g = pY, \quad (6.3)$$

где p — общее давление в газовой среде; Y — молярная доля данного газа в газообразной среде.

Состояние равновесия в системе жидкость — газ характеризуется равенством

$$p_c X = pY. \quad (6.4)$$

В технологии напорной флотации применяются растворы воздуха в воде сравнительно слабой концентрации, состояния равновесия которых описываются законом Генри; согласно тому закону растворимость газов в воде пропорциональна давлению (см. § 5.1).

Скорость массопередачи (кинетика абсорбции) обусловлена механизмом переноса вещества между фазами. Перенос вещества внутри фазы происходит путем молекулярной диффузии и конвекции. Молекулярной диффузией вещество перемещается лишь в неподвижной среде. В движущейся среде она сопровождается переносом самой средой в направлении ее движения (конвекцией). В турбулентных потоках имеет место также конвективный перенос вещества под действием турбулентных пульсаций — турбулентная диффузия.

Чисто теоретический анализ массопереноса в реальных аппаратах в настоящее время невозможен, так как система дифференциального уравнения массообмена в движущейся среде и дифференциальных уравнений гидродинамики (Навье—Стокса и неразрывности потока) пока аналитического решения не имеет. Для получения расчетных зависимостей по массообмену дифференциальные уравнения преобразуют методами теории подобия [67].

При абсорбции жидкая и газообразная фазы движутся с некоторой скоростью относительно друг друга и разделены подвижной поверхностью раздела. Массопередача, т. е. переход вещества из одной фазы в другую, состоит, из трех процессов: 1) массоотдачи из газовой фазы к поверхности раздела фаз; 2) преодоления сопротивления переносу через поверхность раздела; 3) массоотдачи от поверхности раздела к основной массе жидкой фазы. Процессы массоотдачи очень тесно связаны со структурой потоков в каждой фазе и поэтому очень сложны для анализа. Сопротивление переходу вещества через границу раздела в большинстве практических случаев сравнительно невелико, и в расчет обычно не принимается.

Ввиду сложности механизма массопереноса при абсорбции предложен ряд теоретических моделей, представляющих собой упрощенные в той или иной степени схемы этого механизма.

Направление диффузии

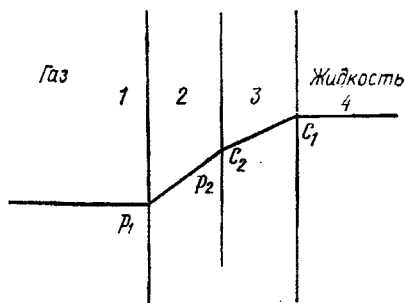


Рис. 6.1. Схема пленочной модели массопередачи при абсорбции.

1 — газовая фаза; 2 — газовая диффузионная пленка; 3 — жидкостная диффузионная пленка; 4 — жидкая фаза; p_1 — парциальное давление в объеме газа; p_2 — то же, на поверхности раздела; c_1 — концентрация газа в объеме жидкости; c_2 — концентрация газа в жидкости на поверхности раздела.

Наиболее ранняя так называемая пленочная модель была предложена Д. Уитменом [68]. В этой модели (рис. 6.1) к границе фаз непосредственно примыкают неподвижные или ламинарно движущиеся пленки, в которых сосредоточено все сопротивление массоотдаче, и перенос осуществляется только молекулярной диффузией. Здесь градиенты концентраций возникают лишь внутри пограничных пленок, а в ядре фаз они постоянны и равны средним концентрациям. Л. Ландау и В. Левичем пленочная модель модифицирована и рассматривается в виде «модели диффузионного пограничного слоя», состоящего из

турбулентного пограничного слоя, вязкого подслоя и диффузионного подслоя [68]. Имеется ряд моделей, в которых процесс рассматривается не квазистационарным, как в вышеупомянутых случаях, а нестационарным. Это модели проникания, обновления поверхности и др. [69]. Однако ни в одной из них не содержится точных, надежно проверенных опытом гидродинамических закономерностей движения взаимодействующих фаз. Причиной такого положения нужно считать сложность и недостаточную изученность турбулентного движения, особенно в пограничных слоях.

Наиболее распространенной в настоящее время является пленочная модель, которая во многих случаях находит экспериментальное подтверждение [70]. Она принята в основу исследований автора по насыщению воды воздухом в напорных резервуарах флотационных установок.

Согласно пленочной теории общее сопротивление абсорбции равно

$$R = R_1 + R_2, \quad (6.5)$$

где R_1 — сопротивление газового пограничного слоя; R_2 — сопротивление жидкостного пограничного слоя.

Величины, обратные сопротивлениям в пограничных слоях, называются пленочными коэффициентами абсорбции:

$$k_r = 1/R_1; \quad k_{ж} = 1/R_2. \quad (6.6)$$

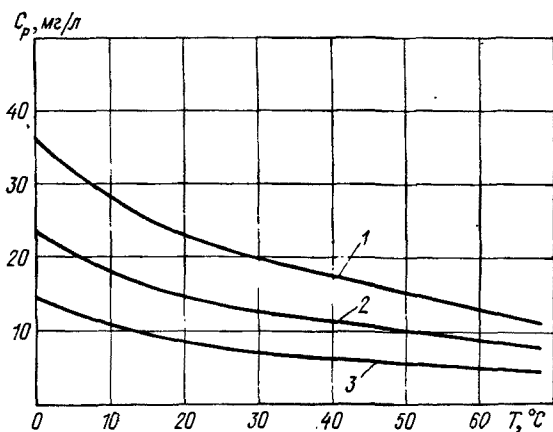


Рис. 6.2. Растворимость воздуха (1), азота и др. (2) и кислорода (3) в воде при атмосферном давлении.

Численно пленочный коэффициент абсорбции равен количеству газа, передаваемого через единицу площади соприкосновения фаз в единицу времени при движущей силе в диффузионной пленке, равной единице. Коэффициенты абсорбции являются основными параметрами для расчета аппаратов для насыщения жидкостей газами.

В процессах абсорбции сопротивление газовой и жидкостной пленок неодинаково. Оно зависит от степени растворимости газа в жидкости. Поэтому представляет практический интерес оценка относительного сопротивления пленок. Исследованиями установлено, что, например, при диффузии кислорода в воде сопротивление жидкостной пленки примерно в 143 раза больше сопротивления газовой [70]. Растворимость кислорода и азота в воде достаточно близки (рис. 6.2), поэтому в расчетах процессов насыщения воды воздухом в напорных резервуарах флотационных установок сопротивлением газовой пленки можно пренебречь.

Скорость процесса абсорбции

$$v = G/(Ft), \quad (6.7)$$

где G — количество абсорбируемого газа; F — площадь поверхности соприкосновения фаз; t — продолжительность процесса.

Поскольку скорость абсорбции является переменной величиной, для элементарного объема аппарата можно записать

$$v = dG/(tdF). \quad (6.8)$$

Скорость абсорбции можно выразить через движущую силу и сопротивление слоев:

$$\frac{dG}{tdF} = \frac{C_p - C}{R} = k(C_p - C), \quad (6.9)$$

где $k=1/R$; C_p — концентрация газа в жидкости на границе раздела фаз, равная его растворимости при заданном давлении, кг/м³; C — концентрация газа в ядре жидкой фазы, кг/м³.

Для случая растворения воздуха в воде

$$dG/(tdF) = k_n(C_p - C), \quad (6.10)$$

где k_n — пленочный коэффициент абсорбции воздуха в жидкой пленке, он же общий коэффициент абсорбции, м/ч.

С другой стороны,

$$G = q(C_{\text{кон}} - C_{\text{нач}}) \text{ и } dG = qdC, \quad (6.11)$$

где q — расход жидкости через аппарат, м³/с; $C_{\text{нач}}$ — начальная концентрация газа в воде при входе в аппарат, кг/м³; $C_{\text{кон}}$ — конечная концентрация газа в воде на выходе из аппарата, кг/м³.

С учетом выражений (6.10) и (6.11) получим уравнение

$$qdC = k_n(C_p - C)tdF. \quad (6.12)$$

Разделяя переменные и интегрируя уравнение (6.12) в пределах от $C_{\text{нач}}$ до $C_{\text{кон}}$ по всей поверхности соприкосновения фаз, получаем

$$\int_{C_{\text{нач}}}^{C_{\text{кон}}} \frac{dC}{C_p - C} = \int_0^F \frac{k_n t dF}{q}$$

или

$$\int_{C_{\text{нач}}}^{C_{\text{кон}}} \frac{dC}{C_p - C} = \frac{k_n t F}{q} = \frac{k_n t F (C_{\text{кон}} - C_{\text{нач}})}{G}.$$

Отсюда

$$G = \frac{k_n t F (C_{\text{кон}} - C_{\text{нач}})}{\int_{C_{\text{нач}}}^{C_{\text{кон}}} \frac{dC}{C_p - C}} = k_n t F \Delta C_{\text{ср}}, \quad (6.13)$$

где $\Delta C_{\text{ср}} = (C_{\text{кон}} - C_{\text{нач}}) / \int_{C_{\text{нач}}}^{C_{\text{кон}}} \frac{dC}{C_p - C}$ — средняя движущая сила абсорбции.

По физическому смыслу средняя движущая сила абсорбции равна такой постоянной по всей поверхности соприкосновения фаз движущей силе, при которой количество растворяющегося газа равно количеству его, растворившемуся при переменной движущей силе. Интегрирование выражения, стоящего в знаменателе, зависит от вида функции $C_p = f(C)$. Для сравнительно малых концентраций газов в воде, с которыми имеют дело в напорной флотации, равновесие в системе газ — жидкость выражается прямой линией и тогда

$$\Delta C_{cp} = \frac{C_{кон} - C_{нач}}{2,3 \lg [(C_p - C_{нач}) / (C_p - C_{кон})]} \quad (6.14)$$

Если расход растворяемого в воде газа G выразить в килограммах в час, то уравнение (6.13) будет иметь вид

$$G = k_n F \Delta C_{cp} \quad (6.15)$$

Уравнение (6.15) является основным для расчета аппаратов для насыщения воды воздухом. При невозможности количественно оценить площадь поверхности соприкосновения фаз пользуются так называемым объемным коэффициентом абсорбции (массопередачи), выражающим количество переносимого вещества во всем объеме рабочей части аппарата. В этом случае основное расчетное уравнение имеет вид

$$G = k_{об} V \Delta C_{cp} \quad (6.16)$$

где $k_{об}$ — объемный коэффициент массопередачи, ч^{-1} ; V — рабочий объем аппарата, м^3 .

Аппараты, в которых осуществляются абсорбционные процессы, в химической технологии получили название абсорберов. В практике флотационной очистки воды аналогичные устройства называют *напорными резервуарами* или *сатураторами* по причине того, что в них насыщение воды газом происходит, как правило, под избыточным давлением («под напором»).

Абсорбционные аппараты должны обеспечить развитую поверхность соприкосновения между жидкостью и газом. В зависимости от способа образования этой поверхности в химическом производстве применяются абсорберы следующих типов: поверхностные, пленочные, насадочные, барботажные и распыливающие.

В поверхностных абсорберах (рис. 6.3) поверхностью соприкосновения фаз является зеркало неподвижной или медленно движущейся жидкости. Они используются для поглощения хорошо растворимых газов. Эффективность таких абсорберов очень мала, а конструкция оказывается громоздкой.

Пленочные абсорберы (рис. 6.4) более эффективны и компактны по сравнению с поверхностными. В них контакт фаз обеспечивается поверхностью текущей пленки жидкости.

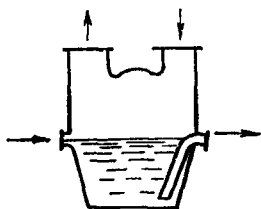


Рис. 6.3. Поверхностный абсорбер.

длит через расположенные ниже слои насадки в виде струй, капель, брызг. Поверхность насадки в некоторых областях аппарата может быть смочена неподвижной (застойной) жидкостью.

В насадочных абсорберах очень важное значение имеет равномерное распределение жидкости по сечению колонны. Обычно оно не достигается ввиду пристеночного эффекта, вызванного большей плотностью укладки насадки в центральной части аппарата, чем у ее стенок. Вследствие этого жидкость имеет тенденцию растекаться от центральной части колонны к ее стенкам. По этой причине для улучшения смачивания насадки в колоннах большого диаметра насадку иногда укладывают слоями высотой 2—3 м и под каждой секцией устанавливают перераспределители жидкости.

Основными характеристиками насадки являются удельная поверхность и свободный объем. Свободный относительный объем ϵ равен

$$\epsilon = V_{\text{п}}/V_{\text{н}}, \quad (6.17)$$

где $V_{\text{п}}$ — объем воды, заполняющий свободное от материала насадки пространство (порозность насадки); $V_{\text{н}}$ — объем, занимаемый насадкой.

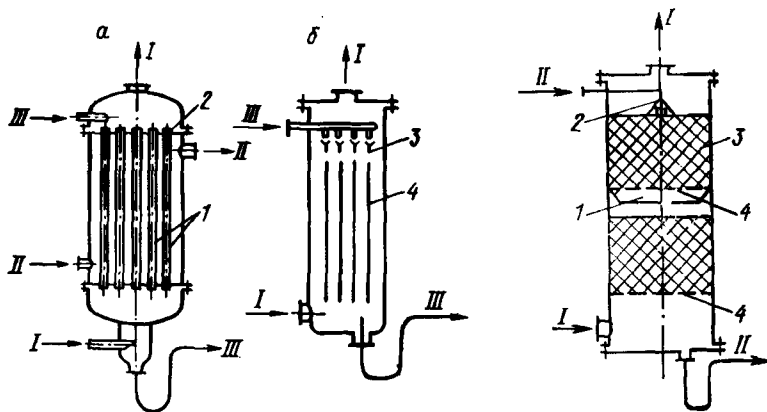


Рис. 6.4. Пленочные абсорберы.

a — трубчатый; *б* — с плоскопараллельной насадкой.

1 — трубы; *2* — трубчатая решетка; *3* — распределительное устройство; *4* — листовая насадка.

I — газ; *II* — охлаждающий агент; *III* — жидкость.

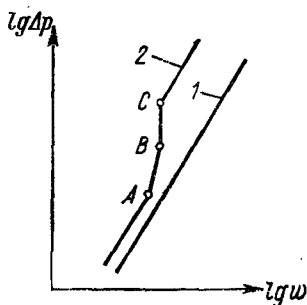
Рис. 6.5. Насадочный абсорбер.

1 — перераспределительное устройство для жидкости; *2* — распределительное устройство для жидкости; *3* — насадка; *4* — опорные решетки.

I — газ; *II* — жидкость.

Рис. 6.6. Зависимость гидравлического сопротивления насадочного абсорбера Δp от скорости газа w (при постоянном расходе жидкости).

1 — сухая насадка; 2 — орошаемая насадка.



Эквивалентный диаметр насадки определяется по выражению

$$d_{\text{экв}} = 4S'a, \quad (6.18)$$

где S — площадь поперечного сечения аппарата; a — удельная поверхность насадки.

Насадочные абсорберы могут работать в различных гидродинамических режимах, характеризующихся гидравлическим сопротивлением орошаемой насадки (рис. 6.6).

Первый режим, называемый пленочным, имеет место при небольших плотностях орошения и малых скоростях газа. При этом количество задерживаемой в насадке жидкости практически не зависит от скорости газа. Пленочный режим заканчивается в первой переходной точке (А), называемой точкой подвисяния.

Второй режим (АВ) носит название режима подвисяния. Он возникает при протитовоке фаз вследствие увеличения сил трения газа о жидкость на поверхности соприкосновения фаз, т. е. происходит торможение жидкости газовым потоком. Это приводит к уменьшению скорости течения жидкости, увеличению толщины и количества удерживаемой в насадке жидкости. С возрастанием скорости газа в режиме подвисяния увеличивается смоченная поверхность насадки, появляются завихрения, брызги и все это способствует увеличению интенсивности массообмена.

Третий режим (BC) называют режимом эмульгирования. Он возникает в результате накопления жидкости в свободном объеме насадки. После достижения равновесия силы трения между вступающей вниз жидкостью и поднимающимся вверх газом с силой тяжести жидкости, находящейся в насадке, наступает инверсия (обращение) фаз. Образуется газожидкостная система, в которой жидкость становится сплошной фазой, а газ — дисперсной. По внешнему виду она напоминает барботажный слой или газожидкостную эмульсию.

В режиме эмульгирования насадочные абсорберы показывают максимальную эффективность за счет увеличения поверхности контакта фаз, которая определяется не только геометрической поверхностью насадки, но и поверхностью пузырьков и струй газа в жидкости, заполняющей свободный объем насадки.

Режимы подвисяния и эмульгирования находят применение в процессах абсорбции, проводимых при повышенных давлениях, где повышение гидравлического сопротивления не имеет существенного значения. Для абсорберов, работающих при атмосферном давлении, больше подходит пленочный режим. Наиболее эффективный гидродинамический режим в каждом конкретном случае устанавливается на основе технико-экономического анализа.

В абсорберах может возникать и четвертый режим (после точки С) — режим уноса, при котором газовый поток выносит жидкость из аппарата, но на практике он не применяется.

Насадка для абсорберов должна обладать большой поверхностью в единице объема, хорошо смачиваться обрабатываемой жидкостью, оказывать малое гидравлическое сопротивление потоку газа, хорошо распределять по сечению аппарата жидкость, быть стойкой к химическому воздействию жидкости и газа, иметь малую плотность, обладать высокой механической прочностью, быть сравнительно недорогой в изготовлении. Насадок, полностью удовлетворяющих этим требованиям, пока нет. В настоящее время применяют насадки из керамики, фарфора, стали, пластмасс. Характеристика насадок некоторых типов приведена в табл. 6.1.

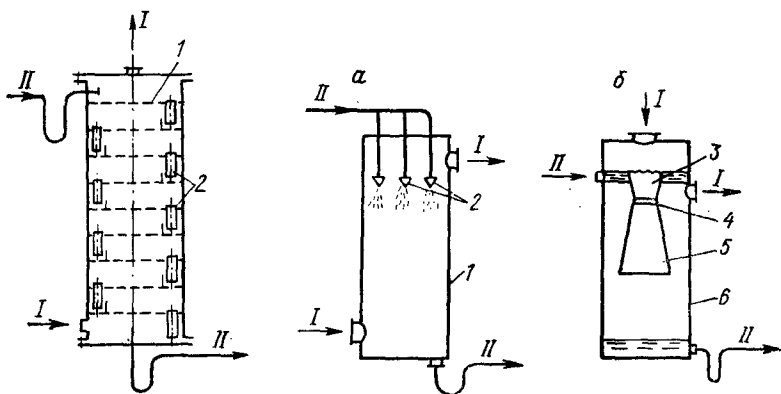


Рис. 6.7. Барботажный (тарельчатый) абсорбер.

1 — тарелки; 2 — сливные устройства.
I — газ; II — жидкость.

Рис. 6.8. Распыливающие абсорберы.

a — полный абсорбер; б — абсорбер Вентури.

1 — колонна; 2 — форсунки; 3 — конфузор; 4 — горловина; 5 — диффузор; 6 — сепарационная камера.
I — газ; II — жидкость.

К числу достоинств насадочных абсорберов относится простота устройства и малое гидравлическое сопротивление. Их недостатками являются трудность отвода тепла и плохая смачиваемость насадки при низких плотностях орошения. По размерам насадочные абсорберы при равных условиях обычно больше барботажных. Насадочные абсорберы малоприменимы при работе с загрязненными жидкостями.

Барботажные абсорберы в химической промышленности применяются в основном в виде колонн с горизонтальными перегородками — барботажными тарелками (полками) разнообразных конструкций (рис. 6.7). С их помощью осуществляется направленное движение фаз и многократное взаимодействие жидкости и газа.

В зависимости от скорости газа и плотности орошения различают три основных гидродинамических режима работы барботажных тарелок: пузырьковый, пенный и струйный.

Пузырьковый режим барботирования наблюдается при небольших скоростях газа, когда он движется через слой жидкости в виде отдельных пузырьков. С увеличением расхода газа отдельные его пузырьки сливаются в сплошную струю, которая затем снова распадается вследствие сопротивления барботажного слоя на множество мелких пузырьков, и возникает газожидкостная система в виде пены. В пенном режиме контакт газа с жидкостью происходит на поверхности пузырьков и струй газа, а также на поверхности капель жидкости, которые в большом количестве образуются над барботажным слоем. При пенном режиме поверхность соприкосновения фаз максимальна. В струйном режиме, возникающем при дальнейшем возрастании расхода газа, длина газовых струй увеличивается и они выходят на поверхность слоя не разрушаясь, лишь образуя крупные брызги. Поверхность контакта фаз при этом уменьшается.

В распыливающих абсорберах взаимодействие между фазами достигается путем распыливания или разбрызгивания различными способами жидкости в потоке газа (рис. 6.8). Полые распыливающие абсорберы имеют малую эффективность при значительном расходе энергии на распыливание, а форсунки весьма чувствительны к наличию загрязнений в жидкости. Более

Таблица 6.1

Характеристика насадок для абсорберов

Тип насадки	Размеры элемента, мм	Удельная поверхность, м ² /м ³	Свободный объем, м ³ /м ³	Масса 1 м ³ насадки, кг
Кольца Рашига керамические (навалом)	15×15×2	330	0,70	690
	25×25×3	200	0,74	530
	50×50×5	90	0,78	530
Кольца Рашига керамические (в укладке)	50×50×5	110	0,74	650
	80×80×8	80	0,72	670
	100×100×10	60	0,72	670
Кольца Рашига стальные (навалом)	15×15×0,5	350	0,92	660
	25×25×0,8	220	0,92	640
	50×50×1	110	0,95	430
Кольца Палля: керамические стальные	25×25×3	220	0,74	610
	25×25×0,6	170	0,90	455

эффективны прямоточные распыливающие абсорберы (например, с трубой Вентури), в которых жидкость распыливается и уносится потоком газа, движущимся с большой скоростью (20—30 м/с и более). Распыливание жидкости может осуществляться и механическим путем. Но такие абсорберы сложнее по конструкции и требуют больших затрат энергии.

В практике напорной флотации из рассмотренного выше перечня известных конструкций абсорберов в качестве напорных резервуаров применяют в основном абсорберы барботажного типа, причем не в многополочном варианте, а в упрощенном — однополочном (однослойном). В последние годы для насыщения воздухом чистых жидкостей стали применять напорные резервуары насадочного типа [71, 90]. Поверхностные, пленочные и распыливающие абсорберы для насыщения воды воздухом, являющимся смесью плохо растворимых в воде газов, в практике напорной флотации ввиду громоздкости и низкой экономичности не применяются.

В отечественной и зарубежной литературе в настоящее время не имеется достаточных научных обоснований по расчету и технологическому анализу работы напорных резервуаров (абсорберов) по насыщению воды воздухом, и это отрицательно сказывается на техническом уровне проектирования и эксплуатации флотационного оборудования по очистке сточных вод. Рекомендации нормативных документов Госстроя СССР носят общий характер [71] и не позволяют анализиро-

вать работу напорных резервуаров с учетом влияния всех возможных факторов.

В связи с актуальностью вопроса автором проведены исследования процессов насыщения воды воздухом в напорном резервуаре барботажного типа, а также предложенного им нового напорного резервуара — со струйной аэрацией. Результаты исследования и рекомендации по расчету напорных резервуаров барботажного, со струйной аэрацией и насадочного (по литературным данным) типов приведены ниже.

§ 6.2. Насыщение воды воздухом в напорном резервуаре барботажного типа

Напорный резервуар барботажного типа (рис. 6.9) представляет собой вертикальную цилиндрическую емкость со сферическими или плоскими днищами, работающую под давлением до 1,0 МПа. Поверхность взаимного соприкосновения фаз в таком резервуаре складывается из суммарной поверхности пузырьков барботируемого воздуха и открытой поверхности жидкости. Уровень воды в емкости поддерживается персгородкой, а также автоматическими регуляторами уровня.

Воздух для насыщения воды в напорный резервуар может подаваться двумя способами:

- 1) эжектором во всасывающую трубу центробежного насоса, в котором он дробится на мелкие пузырьки (рис. 6.10, а);
- 2) от компрессора или технологической сети сжатого воздуха с диспергированием его внутри напорного резервуара с помощью пористых или перфорированных аэраторов (рис. 6.10, б).

В первом случае расход подаваемого воздуха не должен превышать 4—5 % расхода перскачиваемой воды во избежание резкого ухудшения характеристик работы и срыва насоса. Во втором случае расход воздуха неограничен.

Взаимодействие воздуха с жидкостью в напорных резервуарах барботажного типа осуществляется главным образом в условиях пузырькового барботажного режима [73]. Для изучения закономерностей насыщения воды воздухом при пузырьковым барботированием проведено экспериментальное исследование [72]. Опыты проводились в цилиндрическом напорном резервуаре диаметром 0,15 м с коническим днищем и высотой 0,5 м. Диспергирование сжатого воздуха при насыщении осуществлялось пористым керамическим аэратором, расположенным в конической части. Максимальный размер пор аэратора был равен 60 мкм, расход воздуха составлял 0,18—0,72 м³/ч или на единицу площади открытой поверхности 10,0—40,0 м³/(м²·ч). Определение количества растворенного воздуха в напорном резервуаре производилось специальным прибором, в котором оно оценивалось как сумма выделившегося в газо-

Рис. 6.9. Напорный резервуар барботажного типа (область барботирования заштрихована).

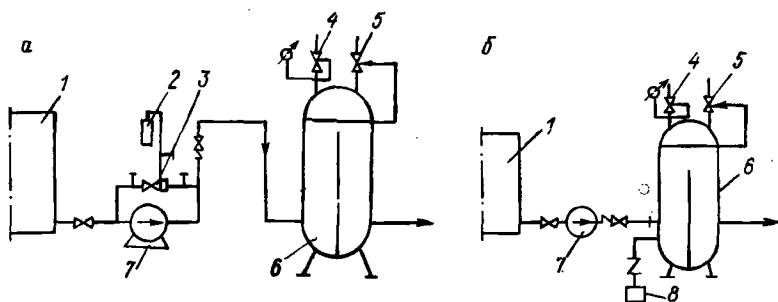
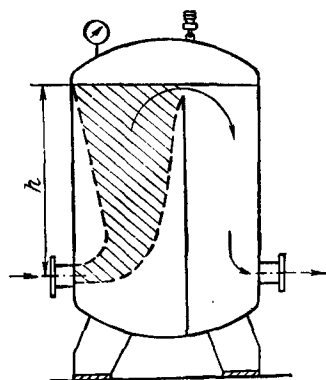
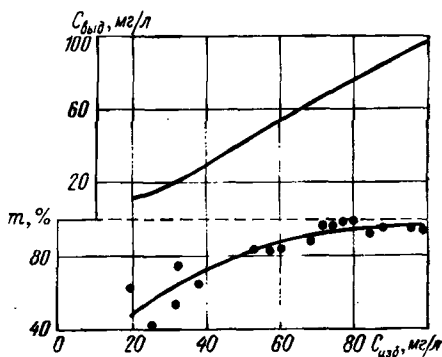


Рис. 6.10. Схема работы напорного резервуара барботажного типа с подачей воздуха эжектором (а) и от компрессора (б).

1 — приемный резервуар; 2 — ротаметр; 3 — эжектор; 4 — предохранительный клапан; 5 — вентуз; 6 — напорный резервуар; 7 — центробежный насос; 8 — компрессор.

Рис. 6.11. Характеристика полноты выделения воздуха из раствора в зависимости от степени пересыщения.

$C_{\text{выд}}$ — количество выделяющегося из воды воздуха; m — полнота выделения воздуха из раствора; $C_{\text{изб}}$ — концентрация избыточного воздуха.



образном состоянии при снижении давления и оставшегося в растворе, определяемого химическим путем по кислороду [24]. Характеристика полноты выделения воздуха при дросселировании жидкости из напорного резервуара в зависимости от степени пересыщения показана на рис. 6.11.

С целью получения пленочного коэффициента абсорбции воздуха водой в экспериментах оценивалась площадь суммарной поверхности соприкосновения фаз. Как показано в работе [73], она может быть определена по формуле

$$F' = 6Q_r h / (d_{\text{экв}} \omega_{\text{ср}}), \quad (6.19)$$

где Q_r — расход воздуха через аэратор, м³/ч; h — высота слоя воды в напорном резервуаре, м; $\omega_{\text{ср}}$ — средняя скорость группового всплывания пузырьков воздуха в воде, м/ч; $d_{\text{экв}}$ — эквивалентный диаметр пузырьков, м.

Эквивалентный диаметр определяется согласно выражению

$$d_{\text{экв}} = \sum n_i d_i^3 / \sum n_i d_i^2, \quad (6.20)$$

где d_i — средний диаметр группы пузырьков i -й крупности; n_i — доля пузырьков i -й крупности в общем их числе.

Характеристика распределения пузырьков по крупности, полученная с помощью фотографирования аэрированной области, представлена в табл. 6.2, из которой видно, что с увеличением расхода воздуха через аэратор дисперсный состав пузырьков претерпевает некоторые изменения, связанные с ростом доли более крупных пузырьков в общей массе.

Т а б л и ц а 6.2

Распределение пузырьков по крупности при диспергировании сжатого воздуха через пористый аэратор, % от общего числа

Средний диаметр группы, мм	Расход воздуха, м ³ /ч			
	0,18	0,36	0,54	0,72
0,25	1,1	3,1	1,0	0,7
0,75	5,2	3,1	2,4	5,2
1,25	8,0	5,2	6,8	9,7
1,75	25,8	23,8	18,0	17,2
2,25	23,7	28,1	24,2	14,3
2,75	21,3	24,6	23,8	17,9
3,50	12,6	10,1	14,3	14,5
4,50	2,2	2,0	7,5	9,7
5,50	—	—	2,0	10,8
Эквивалентный диаметр $d_{\text{экв}}$, мм	2,63	2,78	3,79	3,92

Таблица 6.3

Результаты экспериментального исследования насыщения воды воздухом при барботировании (температура воды 20 °С, давление 0,4 МПа)

$Q_{ж}, 10^{-3} \text{ м}^3/\text{ч}$	$Q_{г}, 10^{-3} \text{ м}^3/\text{ч}$	$\frac{Q_{г}}{Q_{ж}}$	$q = \frac{Q_{ж}}{F''}, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	$C_{нач}, 10^{-4} \text{ кг/м}^3$	$C_{кон}, 10^{-4} \text{ кг/м}^3$	$C_p, 10^{-3} \text{ кг/м}^3$	$G, 10^{-5} \text{ кг/м}^3$	$\Delta C_{ср}, 10^{-3} \text{ кг/м}^3$	$V, 10^{-3} \text{ м}^3$	$F, 10^{-4} \text{ м}^2$	$K_{об}, \text{ ч}^{-1}$	$K_{п}, \text{ м/ч}$
180	180	1	10	236	686	118	810	700	3	350	38,6	3,31
180	360	2	10	236	696	118	830	690	3	524	40,0	2,30
180	540	3	10	236	706	118	860	700	3	700	41,3	1,71
90	180	2	5	236	756	118	470	653	3	350	24,0	2,06
90	360	4	5	236	846	118	550	590	3	524	31,0	1,78
90	540	6	5	236	906	118	603	544	3	700	37,0	1,58
45	180	4	2,5	236	936	118	314	518	3	350	20,2	1,74
45	360	8	2,5	236	1046	118	364	416	3	524	28,2	1,67
45	540	12	2,5	236	1086	118	382	370	3	700	34,4	1,47
30	180	6	1,7	236	1016	118	234	447	3	350	17,4	1,50
30	360	12	1,7	236	1076	118	252	381	3	524	22,0	1,26
30	540	18	1,7	236	1106	118	261	332	3	700	26,2	1,12

Результаты экспериментального изучения процесса насыщения воды воздухом в напорном резервуаре при пузырьковом режиме барботирования приведены в табл. 6.3. Здесь же даны результаты вычисления по опытным данным пленочного $k_{п}$ и объемного $k_{об}$ коэффициентов абсорбции согласно основным теоретическим уравнениям (6.15) и (6.16).

Количество поглощаемого воздуха

$$G = Q_{ж}(C_{кон} - C_{нач}), \quad (6.21)$$

где $Q_{ж}$ — расход воды через напорный резервуар, $\text{м}^3/\text{ч}$.

С целью использования полученных данных для более широкой области технологических параметров работы флотационных установок произведем их обобщение на основе положений теории подобия.

Как известно [68], критериальное уравнение абсорбции газа водой, не содержащей поверхностно-активных веществ, для геометрически подобных систем имеет вид

$$Nu' = f(Re, Pr'), \quad (6.22)$$

где $Nu' = k_{п} d_{экр} / D$ — диффузионный критерий Нуссельта; $Re = q d_{экр} / \nu$ — критерий Рейнольдса; $Pr' = \nu / D$ — диффузионный критерий Прандтля; $q = Q_{ж} / F''$ — удельная нагрузка по жидкости на единицу площади открытой поверхности напорного резервуара, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; F'' — площадь открытой поверхности

напорного резервуара, m^2 ; ν — кинематический коэффициент вязкости воды, $m^2/ч$; D — коэффициент диффузии воздуха в воде, $m^2/ч$.

Для того чтобы получить уравнение (6.22) в виде $Nu' = ARe^a(Pg')^b$, произведем графическое определение коэффициентов A и a при $b=0,4$. Согласно графику функции $k_{п}d_{эжв}/(D^{0,67}\nu^{0,4}) = f(Re)$, построенному по опытным данным (рис. 6.12), $a=0,36$ и $A=35$.

Таким образом, критериальное уравнение, описывающее абсорбцию (поглощение) воздуха водой в геометрически подобных исследованному напорных резервуарах с пузырьковым режимом барботирования, имеет следующий вид:

$$Nu' = 35Re^{0,36}(Pg')^{0,4}. \quad (6.23)$$

Отсюда

$$k_{п} = 35q^{0,36}\nu^{0,04}D^{0,6}d_{эжв}^{-0,64}. \quad (6.24)$$

Полученная зависимость (6.23) в совокупности с уравнениями (6.14) и (6.15) может служить основой для приближенного расчета и анализа работы типовых напорных резервуаров, поскольку, как уже отмечалось, они относятся к абсорбционным аппаратам с пузырьковым режимом барботирования.

Из уравнений (6.15) и (6.21)

$$Q_{ж}(C_{кон} - C_{нач}) = k_{п}F\Delta C_{ср}.$$

Отсюда с учетом формулы (6.14) имеем

$$\frac{k_{п}F}{2,3Q_{ж}} = \lg \frac{C_{р} - C_{нач}}{C_{р} - C_{кон}}. \quad (6.25)$$

Далее, освобождаясь от логарифма, получаем выражение для определения концентрации растворенного в воде воздуха на выходе из напорного резервуара:

$$C_{кон} = \frac{C_{р}(10^{k_{п}F/(2,3Q_{ж})} - 1) + C_{нач}}{10^{k_{п}F/(2,3Q_{ж})}}. \quad (6.26)$$

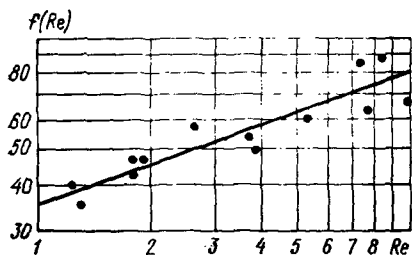


Рис. 6.12. График функции $k_{п}d_{эжв}/(D^{0,67}\nu^{0,4}) = f(Re)$.

Концентрация избыточного воздуха $C_{изб}$, который должен теоретически выделиться из воды при флотации, равна

$$C_{изб} = C_{кон} - C_{а}, \quad (6.27)$$

где $C_{а}$ — растворимость воздуха в воде при атмосферных условиях, $кг/м^3$.

Поскольку расход воздуха, подаваемого в напорный ре-

Рис. 6.13. Зависимость количества избыточного растворенного воздуха $C_{изб}$ от давления $p_{пр}$ и характеристика изменения относительной площади суммарной поверхности соприкосновения фаз F'/F ($Q_r = 0,05 Q_{ж}$). 1—3 — время насыщения соответственно 3, 2 и 1 мин при $d_{э.кв} = 2$ мм; 4 — время насыщения 3 мин при $d_{э.кв} = 4$ мм.

резервуар, обычно измеряется при атмосферном давлении, а диспергируется он и взаимодействует с водой в условиях избыточного давления, формула (6.19) несколько видоизменится:

$$F' = 6Q_r h p_a / (d_{э.кв} \omega_{ср} p_{пр}), \quad (6.28)$$

где Q_r — расход воздуха при атмосферном давлении, $m^3/ч$; $p_a/p_{пр}$ — отношение атмосферного давления к абсолютному давлению в напорном резервуаре.

Средняя скорость всплывания пузырьков воздуха в воде при диаметре не менее 2 мм меняется незначительно и может быть принята равной 0,25 м/с [11]. Условия формирования состава пузырьков воздуха в корпусе центробежного насоса аналогичны таковым в механических флотационных машинах, в которых $d_{э.кв}$ по литературным данным находится в основном в пределах 2—4 мм [12].

На основе вышеприведенных рекомендаций для примера произведен анализ работы типового напорного резервуара производительностью $Q_{ж} = 20 m^3/ч$ при следующих исходных данных: температура воды 20 °С, эквивалентный диаметр пузырьков 2 и 4 мм, время насыщения 1, 2 и 3 мин, давление в напорном резервуаре 0,2; 0,3; 0,4 и 0,5 МПа, количество подаваемого через насос воздуха 2, 3, 4 и 5 % от $Q_{ж}$. Полученные расчетные данные представлены на рис. 6.13 и 6.14.

Как видно из графиков, типовые напорные резервуары с диспергированием воздуха в насосе являются малопродуктивными устройствами для насыщения воды воздухом. В на-

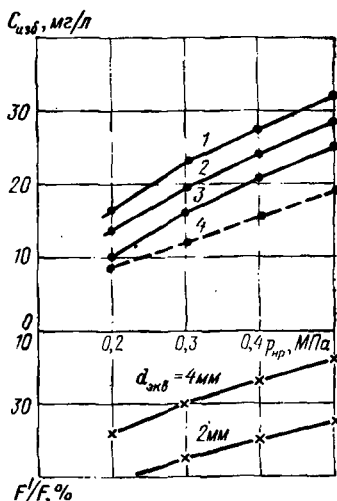
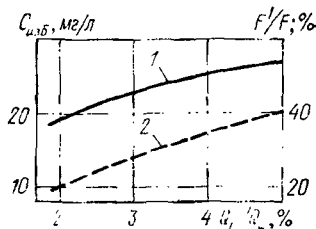


Рис. 6.14. Зависимость концентрации растворенного избыточного воздуха от его подачи в напорный резервуар (время насыщения 3 мин, $p_{пр} = 0,4$ МПа; $d_{э.кв} = 0,002$ м) (1) и характеристика относительной площади суммарной поверхности пузырьков в общей поверхности соприкосновения фаз F'/F (2).



порном резервуаре растворяется избыточного воздуха всего 16—35 % от теоретически возможного количества.

Основная причина низкой скорости абсорбции заключается в недостаточной площади суммарной поверхности соприкосновения фаз, обусловленной весьма малым расходом диспергируемого воздуха. Последний при подаче через насос обычно ограничен 4—5 % от расхода жидкости. Как показывают расчеты, при этом открытая поверхность воды в напорном резервуаре соизмерима с суммарной поверхностью пузырьков и играет существенную роль в процессе насыщения. Полученные результаты удовлетворительно согласуются с имеющимися в литературе данными по опыту эксплуатации напорных флотационных установок [74].

§ 6.3. Насыщение воды воздухом в напорном резервуаре со струйной аэрацией

По сравнению с вышерассмотренным более производительным по воздуху и достаточно надежным в эксплуатации является напорный резервуар со струйной аэрацией, предложенный автором [75]. Его работа основана на взаимодействии струй насыщаемой жидкости с вовлекаемым ими воздухом с поверхности слоя воды внутри напорного резервуара. Количество вовлекаемого и диспергируемого на пузырьки воздуха зависит от энергии изливающейся струи и характеризуется размерами образующегося аэрированного факела. На рис. 6.15 показана для примера зависимость размеров аэрированного факела от свободного напора струи для сопла диаметром 3,7 мм. Очевидно, что наибольшая степень аэрированности может быть достигнута при минимальных значениях глубины потока. При этом и циркуляция аэрированной жидкости в канале будет достигать максимальных значений. Оба перечисленных

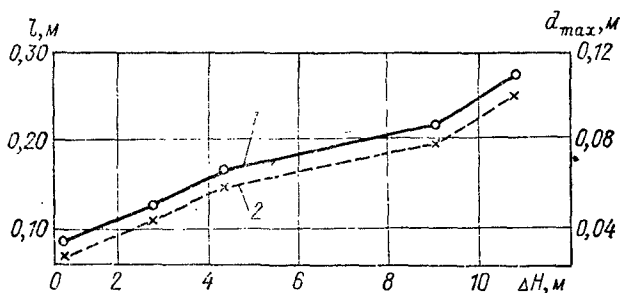


Рис. 6.15. Зависимость длины l (1) и максимального размера в поперечном сечении d_{max} (2) аэрированного факела в слое воды от свободного напора ΔH в сопле диаметром 3,7 мм.

фактора — высокая аэрированность и интенсивная циркуляция — составляют существо струйной аэрации и обеспечивают большие скорости абсорбции газа жидкостью. По экспериментальным данным перепад на соплах для достижения наибольшего эффекта по скорости насыщения должен составлять примерно $\Delta p_{\text{соп}} = 100 h$, где h — глубина слоя воды в аппарате, м.

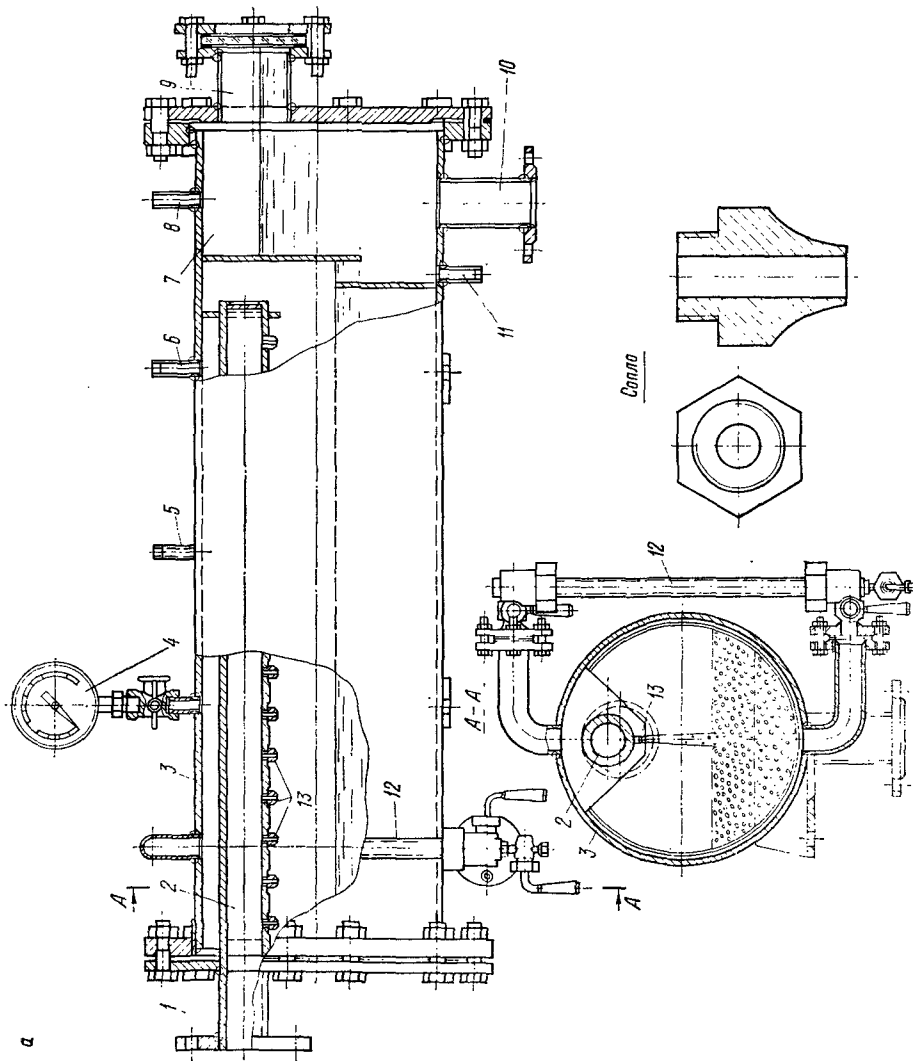
Напорный резервуар со струйной аэрацией (рис. 6.16) представляет собой горизонтальный цилиндрический резервуар, в котором поверхность взаимодействия газовой и жидкой фаз образуется за счет вовлечения и дробления воздуха на пузырьки струями, изливающимися под напором на открытую поверхность жидкости. Ее уровень в напорном резервуаре поддерживается с помощью нижней перегородки и регулированием подачи воздуха. Для предотвращения поступления во флотатор пузырьков нерастворившегося воздуха в напорном резервуаре путем установки верхней перегородки устраивается шлюзовая камера.

Напорная подающая труба с соплами при производительности аппарата до $10 \text{ м}^3/\text{ч}$ располагается внутри корпуса, при большей производительности ее следует располагать снаружи.

Для контроля уровня жидкости в напорном резервуаре и шлюзовой камере устраиваются водомерные стекла, контрольные окна или колонки с поплавковыми датчиками для автоматизированного контроля (на напорных резервуарах диаметром более 0,5 м).

Воздух для растворения в воде может подаваться от компрессора либо технологической сети непосредственно в напорный резервуар или с помощью эжектора на напорном трубопроводе перед соплами. Нормально работающий напорный резервуар потребляет только то количество воздуха, которое растворяется в воде.

С целью изучения закономерностей насыщения жидкости воздухом в напорном резервуаре со струйной аэрацией проведено экспериментальное исследование аппарата со следующими геометрическими размерами элементов: диаметр $d_p = 200$ мм; рабочая длина $l_p = 800$ мм; общая длина $l_{\text{общ}} = 1000$ мм; длина выходной камеры $l_b = 200$ мм; диаметр напорной трубы $d_{\text{н}} = 32$ мм; расстояние между соплами $\Delta l = 70$ мм, диаметр сопел 4,6 мм. Опыты проводились на ленинградской водопроводной воде. Вода центробежным насосом подавалась в напорный резервуар со струйной аэрацией, где подвергалась насыщению воздухом при избыточном давлении 0,2; 0,25; 0,3 и 0,35 МПа. После насыщения через водомер и дросселирующий вентиль она сбрасывалась или подавалась во флотационное устройство. Концентрация растворенного в воде воздуха после напорного резервуара определялась специальным прибором [24] как сумма выделившегося в газообразном состоянии и оставшегося в растворе после снижения давления. Последняя оценивалась



a

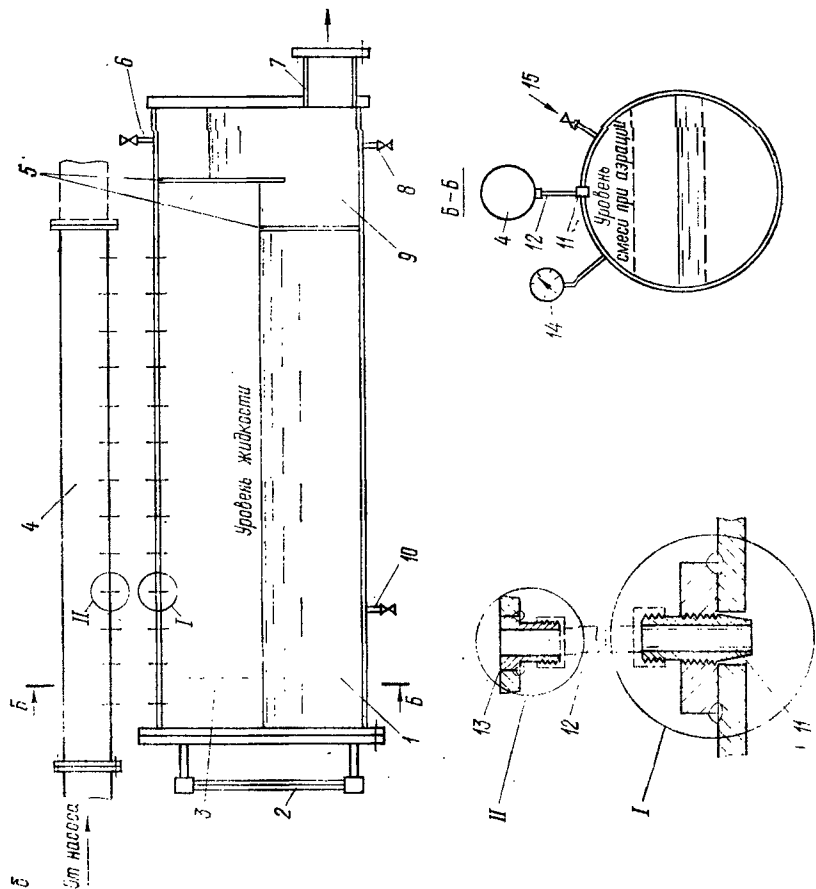


Рис. 6.16. Устройство напорных резервуаров со струйной аэрацией.

а — с внутренним расположением подающей трубы; 1 — входной патрубок; 2 — подающая труба с соплами; 3 — корпус; 4 — манометр; 5 — патрубок для ввода коагулянта; 6 — патрубок для ввода сжатого воздуха; 7 — шлюзовая камера; 8 — патрубок для продувки шлюзовой камеры; 9 — смотровое окно; 10 — выпускной патрубок; 11 — патрубок для отбора проб или ввода датчика растворенного кислорода; 12 — водомерное стекло; 13 — сопла; 14 — с наружным расположением подающей трубы; 1 — аэрационная камера; 2 — водомерное стекло; 3 — ось сжатого воздуха; 4 — манометр и ввода сжатого воздуха; 5 — подающая труба; 6 — перегородки; 7 — выпускной патрубок для продувки шлюзовой камеры; 8 — выпускной патрубок; 9 — патрубок для взятия проб или ввода датчика растворенного кислорода; 10 — шлюзовая камера; 11 — сопла; 12 — гибкий соединительный элемент; 13 — штуцер в подающей трубе; 14 — манометр; 15 — подача сжатого воздуха.

Таблица 6.4

Результаты экспериментального исследования напорного резервуара со струйной аэрацией*

Расход воды, л/с	Давление**, 10 ² кПа	Объем воды, л	Аэрированность***, %	Время пребывания, с	Количество растворенного воздуха, мг/л	Степень насыщения, % от теоретического
1,54	2,5/2,0	14,5	86	9,4	81,8	77,8
2,1	3,0/2,0	15	93	7,2	87,0	83,0
2,64	3,5/2,0	16	94	6,1	90,3	86,0
1,62	3,0/2,5	15	80	9,3	86,0	71,0
2,11	3,5/2,5	16	87	7,6	95,0	78,0
2,53	4,0/2,5	16,5	94	6,5	104,0	85,3
1,02	3,2/3,0	14	43	13,7	86,7	62,0
1,51	3,5/3,0	14,7	64	9,7	97,3	70,0
2,11	4,0/3,0	16	81	7,6	105,0	75,0
2,44	4,5/3,0	17	88	7,0	117,0	84,0
0,85	3,7/3,5	14	36	16,5	105,0	67,0
1,52	4,0/3,5	15	73	9,8	114,0	73,0
2,15	4,5/3,5	16,5	82	7,7	116,3	80,0
2,70	5,0/3,5	17	88	6,3	133,0	85,0

* Приведены среднестатистические данные 4—5 опытов по каждой позиции.

**Числитель — давление в напорном трубопроводе на соплах, знаменатель — давление в напорном резервуаре, при котором производилось насыщение воды воздухом.

*** Аэрированность воды в напорном резервуаре определялась согласно выражению $(V_{\text{азр}} - V_{\text{в}})/V_{\text{в}}$, где $V_{\text{азр}}$ — объем смеси воды и воздуха при струйной аэрации; $V_{\text{в}}$ — объем воды при отсутствии аэрации.

по содержанию кислорода в воде, прошедшей выделительный сосуд. Концентрация кислорода в воде определялась химическим путем. Начальное содержание воздуха в воде соответствовало полному насыщению при данной температуре и атмосферном давлении. Объем насыщаемой жидкости в напорном резервуаре определялся по шкале на водомерном стекле, а объем всей аэрированной массы — по шкале на продольном прозрачном окне, которым был оборудован экспериментальный напорный резервуар.

Как видно из табл. 6.4, растворение (абсорбция) воздуха в воде в напорном резервуаре со струйной аэрацией протекает весьма интенсивно и зависит от большого числа факторов, из которых наиболее существенное влияние оказывают значения избыточного давления, расход жидкости, обусловленный тем или иным перепадом давления, высота слоя жидкости в напорном резервуаре. В напорном резервуаре со струйной аэрацией может быть осуществлено насыщение воды воздухом до 70—86 % от полного теоретического при продолжительности пребывания в аппарате от 6 до 16 с. Степень насыщения зависит от перепада давления на соплах и достигает наивысшего уровня при 150 кПа. Перепад давления больше 150 кПа приводит

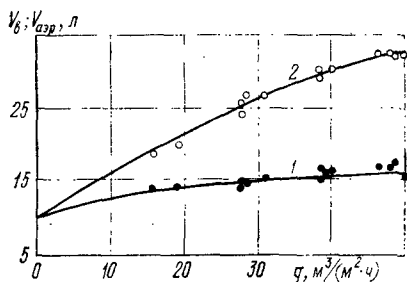


Рис. 6.17. Изменение объема жидкости и газожидкостной смеси в зависимости от удельной нагрузки напорного резервуара.

1 — объем воды $V_{\text{ж}}$ по водомерному стеклу; 2 — объем водовоздушной смеси $V_{\text{аэ}}$.

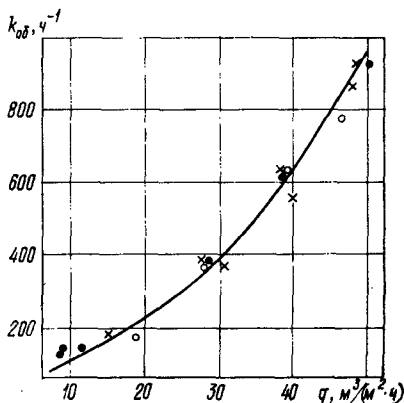


Рис. 6.18. Зависимость объемного коэффициента абсорбции $k_{\text{об}}$ от удельной нагрузки напорного резервуара q (высота слоя 0,08—0,09 м).

к заливу напорной трубы с соплами водовоздушной пенной массой.

Абсолютные значения количества растворенного воздуха в интервале давлений 200—350 кПа составляют от 82 до 133 мг/л, из них выделяющегося в газообразном состоянии от 83 до 99 %. Степень выделения воздуха при снижении давления возрастает с увеличением абсолютного количества растворенного воздуха. Приведенные данные значительно превышают показатели типовых напорных резервуаров с диспергированием воздуха в центробежном насосе. Так, в работе [74] количество выделяющегося при этом воздуха оценивается всего в 9—12 мг/л при давлении в напорном резервуаре 250—400 кПа.

Аэрированность воды в ходе исследований была зарегистрирована в пределах от 36 до 94 %. Зависимость аэрированности воды от удельной нагрузки (отношение расхода к площади открытой поверхности в напорном резервуаре) показана на рис. 6.17.

Наиболее полно условия насыщения жидкости воздухом в напорном резервуаре со струйной аэрацией характеризуются объемным коэффициентом абсорбции, вычисленным по экспериментальным данным на основе уравнения абсорбции газа жидкостью (6.16). На рис. 6.18 показана зависимость объемного коэффициента абсорбции от удельной нагрузки по экспериментальным данным.

В целях использования полученных результатов в более широкой области технологических параметров проведено их обоб-

шение на основе теории подобия и анализа размерностей. Объемный коэффициент абсорбции является функцией многих переменных:

$$k_{об} = f(q, g, D, \nu, d_p, h, \rho_r, \rho_{ж}, \sigma), \quad (6.29)$$

где $q = Q_{ж}/F$ — удельная нагрузка по воде, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $Q_{ж}$ — расчетный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{ч}$; F — площадь открытой поверхности жидкости в напорном резервуаре, м^2 ; g — ускорение свободного падения, $\text{м}/\text{с}^2$; D — коэффициент диффузии воздуха в воде, $\text{м}^2/\text{с}$; ν — коэффициент кинематической вязкости воды, $\text{м}^2/\text{с}$; d_p — диаметр напорного резервуара, м ; h — высота слоя воды в напорном резервуаре, м ; ρ_r — плотность газа (воздуха), $\text{кг}/\text{м}^3$; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости (воды), $\text{кг}/\text{м}^3$; σ — поверхностное натяжение на границе раздела фаз, $\text{Н}/\text{м}$.

Согласно пи-теореме, интересующая нас зависимость может быть выражена уравнением, включающим шесть безразмерных комплексов. Как известно [68], для абсорбции газа жидкостью полное критериальное уравнение имеет вид

$$\text{Nu}' = f(\text{Re}, \text{Pr}', \text{We}, \text{Ar}, \Gamma), \quad (6.30)$$

где Nu' — диффузионный критерий Пуссельта; Re — критерий Рейнольдса; We — диффузионный критерий Вебера; Ar — критерий Архимеда; Pr' — диффузионный критерий Праудтля; Γ — критерий геометрического подобия.

Предварительный анализ показал, что обобщение экспериментальных данных с наибольшей достоверностью может быть осуществлено, если в качестве характерного размера принять диаметр резервуара. Тогда вышеперечисленные критерии получают следующие выражения:

$$\text{Nu}' = k_{об} d_p^2 / D; \quad \text{Re} = q d_p / \nu;$$

$$\text{We} = \sigma / (d_p^2 \rho_{ж});$$

$$\text{Pr}' = \nu / D; \quad \text{Ar} = (d_p^3 \rho_{ж} / \nu) |(\rho_{ж} - \rho_r) / \rho_{ж}|.$$

Ввиду большого числа критериев уравнение (6.30) не удастся раскрыть в полном виде при обработке опытных данных. Однако в настоящей задаче его можно несколько упростить. Критерий Вебера выражает прежде всего влияние на процесс абсорбции сил поверхностного натяжения. Если в жидкости отсутствуют поверхностно-активные вещества, то без особого ущерба для практических нужд изменением поверхностного натяжения при температурных колебаниях можно пренебречь, так как значение σ в интервале температур от 0 до 50 °С изменяется не более чем на 10 %. Плотность жидкости в указанном интервале вообще изменяется очень мало, а характерный размер входит в состав других безразмерных комплексов. При

упомянутых ограничительных условиях, справедливых для большинства практических задач, критерий Вебера можно упустить из рассмотрения.

В критерии Архимеда симплекс $(\rho_{ж} - \rho_{г})/\rho_{ж}$ практически равен единице, а другие переменные d_p и ν входят в состав критериев Re , Pr' , Nu' . Таким образом и критерий Ag можно исключить из дальнейшего анализа.

Для критерия геометрического подобия, как это вытекает из экспериментальных данных, целесообразно принять выражение $\Gamma = 1 - h/d_p$. С учетом изложенного уравнение (6.30) принимает вид

$$Nu' = f(Re, Pr', \Gamma)$$

или

$$\frac{k_{об} d_p^2}{D} = f\left[\frac{q d_p}{\nu}, \frac{\nu}{D}, \left(1 - \frac{h}{d_p}\right)\right]. \quad (6.31)$$

Явное выражение функции (6.31) будем искать в виде

$$Nu' = A Re^a (Pr')^b \Gamma.$$

На основании опыта исследования абсорбционных процессов [68] показатель степени критерия Pr' принимается равным 0,33. Тогда

$$A Re^a = \frac{k_{об} d_p^2}{D^{0,67} \nu^{0,33} (1 - h/d_p)}. \quad (6.32)$$

Построив по данным экспериментов в логарифмических координатах зависимость

$$\frac{k_{об} d_p^2}{D^{0,67} \nu^{0,33} (1 - h/d_p)} = f(Re), \quad (6.33)$$

по тангенсу угла наклона прямой получим значение $a = 1,73$ (рис. 6.19) и далее из зависимости (6.31) получаем

$$A = 3,6. \quad (6.34)$$

Таким образом, критериальное уравнение, описывающее процесс насыщения воды воздухом в напорном резервуаре со струйной аэрацией, имеет следующий окончательный вид:

$$Nu' = 3,6 Re^{1,73} (Pr')^{0,33} (1 - h/d_p). \quad (6.35)$$

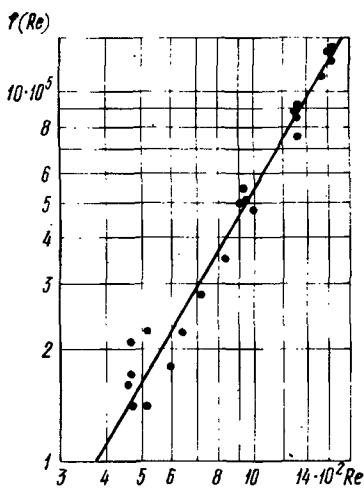


Рис. 6.19. График функции $k_{об} d_p^2 / [D^{0,67} \nu^{0,33} (1 - h/d_p)] = f(Re)$.

Из уравнения (6.35) после раскрытия критериев получим выражение для определения основного технологического параметра напорного резервуара — объемного коэффициента абсорбции:

$$k_{об} = \frac{3,6q^{1,73}D^{0,67}}{d_p^{0,27}v^{1,4}} \left(1 - \frac{h}{d_p}\right). \quad (6.36)$$

Полученное уравнение абсорбции позволяет обоснованно производить расчет напорного резервуара со струйной аэрацией.

§ 6.4. Насыщение воды газами в напорных резервуарах (абсорберах) насадочного типа

Схемы насыщения воды воздухом в напорных резервуарах насадочного типа приведены на рис. 6.20. На основе многочисленных отечественных и зарубежных исследований, обобщенных в работах [67—70], для приближенного анализа и расчета процессов насыщения воды воздухом в напорных резервуарах с насадкой из колец Рашига можно применять нижеследующие зависимости.

Пленочный коэффициент массопередачи рассчитывается на основании критериального уравнения

$$Nu' = 0,0021Re^{0,75}(Pr')^{0,5}, \quad (6.37)$$

где $Nu' = k_n \delta_{np} / D$; δ_{np} — приведенная толщина пленки.

Приведенная толщина пленки по современным представлениям используется для характеристики пленочного течения в насадочных аппаратах. Она согласно работе [67] определяется по выражению

$$\delta_{np} = [\mu_{ж}^2 / (\rho_{ж}g)]^{1/3}. \quad (6.38)$$

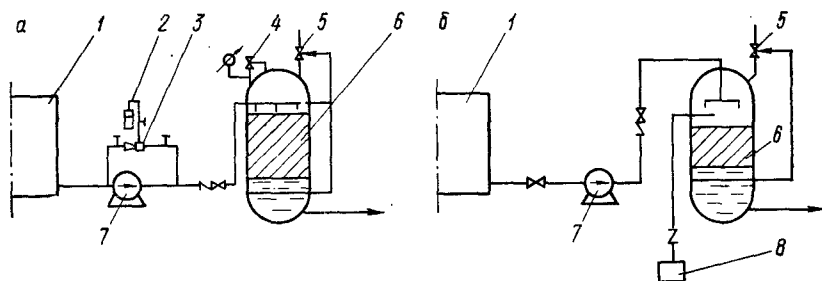


Рис. 6.20. Схемы работы напорного резервуара насадочного типа с подачей воздуха эжектором (а) и от компрессора (от технологической сети) (б).

1 — приемный резервуар; 2 — ротаметр; 3 — эжектор; 4 — предохранительный клапан; 5 — вентуз; 6 — напорный резервуар с насадкой; 7 — центробежный насос; 8 — компрессор (технологическая сеть).

Требуемая высота слоя насадки в абсорбере (рабочая высота) определяется на основе необходимого объема насадки, который зависит от площади поверхности массопередачи. Поверхность массопередачи, потребная для насыщения воды воздухом до заданной степени, определяется по основному уравнению абсорбции (6.15). Необходимый объем насадки равен

$$V_{\text{нас}} = HS = F/(a\psi), \quad (6.39)$$

где H — высота слоя насадки, м; S — площадь поперечного сечения аппарата, м²; a — удельная поверхность насадки, м²/м³; ψ — коэффициент смачивания; F — поверхность массопередачи, м².

Подставляя в уравнение (6.15) вместо F ее выражение из равенства (6.39), получаем

$$H = G/(Sa\psi k_p \Delta C_{\text{ср}}). \quad (6.40)$$

В абсорбционных насадочных аппаратах, работающих ниже точки инверсии, насадка не полностью смачивается жидкостью. В этих условиях поверхность массопередачи будет меньше поверхности насадки.

Для учета степени смачивания насадки жидкостью вводится коэффициент смачивания ψ , численно равный отношению

$$\psi = a_{\text{см}}/a, \quad (6.41)$$

где $a_{\text{см}}$ — удельная смоченная поверхность насадки.

Коэффициент смачивания зависит от плотности орошения q и способа распределения воды по площади насадки. Он возрастает с увеличением q до некоторого предела, а затем остается практически постоянным. Возможно его возрастание с увеличением размеров элементов насадки. Скорость газа в абсорбере в режимах ниже точки подвисяния не оказывает заметного влияния на коэффициент ψ . Выше точки подвисяния ψ возрастает с увеличением скорости газа.

Для колец Рашига коэффициент смачивания насадки можно определять по выражению

$$\psi = 1 - Ae^{-m}, \quad (6.42)$$

где $m = cRe^n_{\text{ж}}$; A , c и n для колец размером 15—35 мм соответственно равны 1,02; 0,16 и 0,4.

Для других условий значения постоянных в уравнении (6.42) можно получить из работы [68].

В насадочных абсорберах, работающих при атмосферном или близком к нему давлениях, приходится учитывать гидравлическое сопротивление орошаемой насадки. В напорных резервуарах флотационных установок, работающих под избыточным давлением 0,3—0,5 МПа, такой расчет существенного значения не имеет.

Диаметр насадочного напорного резервуара определяется по формуле

$$d_{\text{нр}} = \sqrt[4]{4Q_{\text{ж}}/(\pi\omega_{\text{нр}})}, \quad (6.43)$$

где $Q_{\text{ж}}$ — расход жидкости через напорный резервуар, м³/с; $\omega_{\text{нр}}$ — приведенная скорость жидкости (расход, отнесенный к полному сечению аппарата), м/с.

Приведенная скорость не должна быть выше значения, соответствующего пределу нагрузки (точки захлебывания) ω_3 , определяемого по уравнению [68]:

$$\lg\left(\frac{\omega_3^2 a}{gS^2} \cdot \frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \mu^{0,16}\right) = 0,079 - 1,75\left(\frac{Q_{\text{ж}}}{Q_{\text{г}}}\right)^{1,4} \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{1,8} \quad (6.44)$$

Полученное значение $d_{\text{нр}}$ необходимо скорректировать с учетом того, что насадка должна по возможности полностью смачиваться жидкостью, а плотность орошения (гидравлическая нагрузка) связана с диаметром зависимостью

$$q = Q_{\text{ж}}/(0,785d_{\text{нр}}^2). \quad (6.45)$$

Подставляя q в уравнение (6.42), определяют ψ . Если при данной q коэффициент ψ близок к единице, то рассчитанный диаметр $d_{\text{нр}}$ считается удовлетворительным. При необходимости увеличить ψ , т. е. улучшить смачивание насадки, требуется повысить $Q_{\text{ж}}$. Для увеличения фиктивной (приведенной) скорости и соответственно уменьшения площади поперечного сечения аппаратов можно заменить насадку на более крупную.

§ 6.5. Расчет напорных резервуаров для флотационных установок

Напорный резервуар барботажного типа

Расчет напорного резервуара барботажного типа основывается на уравнениях (6.14) и (6.15). Из уравнения (6.15) необходимое значение средней движущей силы равно

$$\Delta C_{\text{ср}} = G/(k_{\text{п}}F). \quad (6.46)$$

Поскольку $G = Q_{\text{ж}}(C_{\text{кон}} - C_{\text{нач}})$, а

$$\Delta C_{\text{ср}} = \frac{C_{\text{кон}} - C_{\text{нач}}}{2,3 \lg [(C_{\text{р}} - C_{\text{нач}})/(C_{\text{р}} - C_{\text{кон}})]},$$

то, приравнявая правые части выражений (6.46) и (6.14), получаем исходное уравнение для определения необходимой равновесной концентрации воздуха в воде и затем рабочего давления в напорном резервуаре:

$$\lg \frac{C_{\text{р}} - C_{\text{нач}}}{C_{\text{р}} - C_{\text{кон}}} = \frac{k_{\text{п}}F}{2,3Q_{\text{ж}}}, \quad (6.47)$$

где $Q_{ж}$ — расход воды через напорный резервуар, $м^3/с$; C_p — равновесная концентрация воздуха в воде, соответствующая давлению в напорном резервуаре, $кг/м^3$; $C_{нач}$ — начальная концентрация воздуха в воде (на входе в напорный резервуар), $кг/м^3$; $C_{кон}$ — конечная концентрация растворенного воздуха в воде (на выходе из напорного резервуара), $кг/м^3$; F — площадь суммарной поверхности соприкосновения фаз, равная $F' + F''$, $м^2$; F'' — площадь открытой поверхности воды в напорном резервуаре, $м^2$; F' — площадь суммарной поверхности пузырьков барботируемого воздуха, $м^2$; k_n — пленочный коэффициент абсорбции воздуха водой, $м/ч$.

Суммарная поверхность пузырьков воздуха в процессе барботирования определяется по формуле (6.28):

$$F' = 6Q_r h p_a / (d_{экв} \omega_{ср} \rho_{нр}),$$

где Q_r — расход воздуха через напорный резервуар (в типовом напорном резервуаре не превышает $0,05Q_{ж}$), $м^3/с$; h — высота слоя воды в напорном резервуаре, $м$; p_a — атмосферное давление, $МПа$; $\rho_{нр}$ — давление в напорном резервуаре (абсолютное), $МПа$; $d_{экв}$ — эквивалентный (средний) диаметр пузырьков (при диспергировании в центробежном насосе находится в пределах $0,002—0,004$ $м$); $\omega_{ср}$ — средняя скорость группового всплывания пузырьков воздуха в воде (для вышеуказанной и большей крупности пузырьков не превышает $0,25—0,40$ $м/с$).

Пленочный коэффициент абсорбции может быть вычислен по формуле (6.24):

$$k_n = 35q^{0,36} \nu^{0,04} D^{0,6} d_{экв}^{-0,64},$$

где q — удельная нагрузка напорного резервуара по жидкости; принимается $30—50$ $м^3/(м^2 \cdot с)$; ν — кинематический коэффициент вязкости воды (рис. 6.21), $м^2/с$; D — коэффициент диффузии воздуха в воде (рис. 6.21), $м^2/с$.

Начальная концентрация воздуха в воде $C_{нач}$ при насыщении неочищенной воды принимается равной его растворимости в воде за вычетом кислорода, расходуемого на окисление загрязнений. При циркуляционной схеме флотационной очистки

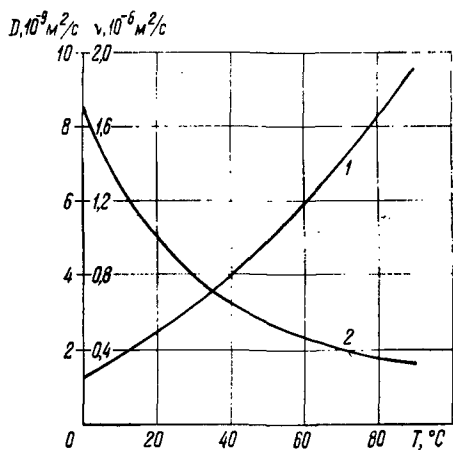


Рис. 6.21. Зависимости коэффициента диффузии воздуха в воде D (1) и коэффициента кинематической вязкости воды ν (2) от температуры T .

надлежит принимать $C_{нач} = C_a$, т. е. равной растворимости воздуха при атмосферном давлении.

Потребная конечная концентрация воздуха в насыщаемой воде определяется по выражению

$$C_{кон} = C_{изб} + C_a, \quad (6.48)$$

где $C_{изб} = C_{выд} m / 100$ — избыточная сверх атмосферных условий концентрация воздуха в воде, необходимая для обеспечения заданного количества выделяющегося воздуха, $\text{кг}/\text{м}^3$; $C_{выд}$ — необходимое для флотации количество выделяющегося из воды воздуха, определяемое экспериментальным путем в каждом конкретном случае (для ориентировочных расчетов при очистке, например, нефтесодержащих вод можно исходить из соотношения 50—100 л выделяющегося воздуха на 1 кг флотируемых загрязнений), $\text{кг}/\text{м}^3$; m — полнота выделения воздуха из раствора, %, зависящая от степени пересыщения воды воздухом (при $C_{изб} = 20 \text{ мг}/\text{л}$ $m = 50 \%$, при $30 \text{ мг}/\text{л}$ —60, при $40 \text{ мг}/\text{л}$ —70, при $50 \text{ мг}/\text{л}$ —80, при $60 \text{ мг}/\text{л}$ —85, при $70 \text{ мг}/\text{л}$ —90, при $80 \text{ мг}/\text{л}$ —95 %).

Равновесная концентрация воздуха в воде в напорном резервуаре по закону Генри равна

$$C_p = C_a (p_{нас} + p_a), \quad (6.49)$$

где C_a — равновесная концентрация воздуха в воде при атмосферном давлении, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Из формулы (6.49) необходимое давление насыщения в напорном резервуаре равно

$$p_{нас} = (C_p - C_a p_a) / C_a. \quad (6.50)$$

Напор насыщения в напорном резервуаре определяется суммой манометрического и гидростатического напоров:

$$p_{нас} = p_{нр} + h/2, \quad (6.51)$$

где $p_{нр}$ — манометрический напор над поверхностью воды в напорном резервуаре, м; $h/2$ — усредненное значение гидростатического напора, действующего в напорном резервуаре, м.

Оптимальное соотношение указанных слагаемых устанавливается по минимуму приведенных затрат. На практике чаще применяют менее экономичные решения, в которых высоту слоя воды h принимают конструктивно (0,5—2,0 м), а необходимое давление насыщения обеспечивают за счет манометрического давления в напорном резервуаре.

Пузырьковый режим барботирования сохраняется до $Q_{г}/Q_{ж} = 10 \div 15$, и поэтому вышеуказанная методика расчета может быть применена и для случая подачи воздуха непосредственно в напорный резервуар от компрессора или технологической сети с диспергированием его пористыми или перфорированными аэраторами.

Расчет напорного резервуара со струйной аэрацией сводится к определению его размеров и необходимого расчетного давления для обеспечения заданного количества выделяющегося воздуха.

Размеры напорного резервуара определяются по следующим показателям:

1) необходимая площадь открытой поверхности жидкости в аппарате

$$F = Q_{\text{ж}}/q, \quad (6.52)$$

где $Q_{\text{ж}}$ — расход насыщаемой воздухом жидкости, $\text{м}^3/\text{ч}$; $q = = \text{Re}d_p/\nu$ — допустимая нагрузка по воде на единицу площади открытой поверхности жидкости в напорном резервуаре, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; Re — число Рейнольдса, характеризующее гидродинамические условия насыщения воды воздухом в напорном резервуаре со струйной аэрацией (по опытным данным наибольшая производительность по растворенному воздуху имеет место при $\text{Re} = 1600$); d_p — диаметр напорного резервуара, м; ν — кинематический коэффициент вязкости воды, $\text{м}^2/\text{ч}$;

2) длина рабочей части напорного резервуара

$$l_p = F/d_p; \quad (6.53)$$

3) общая длина напорного резервуара

$$l_{\text{общ}} = l_p + l_{\text{шк}},$$

где $l_{\text{шк}}$ — длина шлюзовой камеры, принимаемая в зависимости от диаметра напорного резервуара в пределах 0,15—0,40 м.

Диаметр напорной трубы с соплами принимается из расчета обеспечения скорости жидкости 1,0—1,5 м/с. Сопла на подающей напорной трубе цилиндрические. Длина сопла $l_{\text{соп}}$ должна быть не менее 5 диаметров. Диаметр сопла принимается от 5 до 15 мм, расстояние Δl между соплами 0,05—0,20 м.

Перепад на соплах не менее 100 h , где h — глубина слоя воды, м, оптимальное значение которой примерно равно половине диаметра напорного резервуара. Для получения точных значений h производятся оптимизационные расчеты.

Необходимое давление в напорном резервуаре со струйной аэрацией определяется по выражению

$$p_{\text{нр}} = (C_p - C_a p_a)/C_a, \quad (6.54)$$

где C_p — равновесная концентрация воздуха в воде при давлении насыщения, $\text{кг}/\text{м}^3$; C_a — растворимость воздуха в воде при атмосферном давлении, $\text{кг}/\text{м}^3$; p_a — атмосферное давление, МПа.

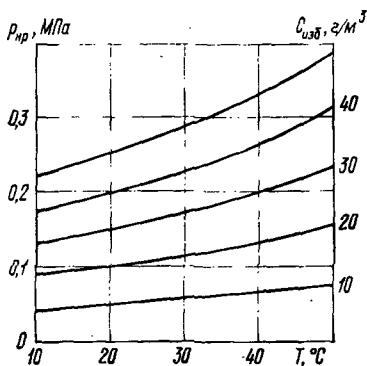


Рис. 6.22. Номограмма параметров работы напорного резервуара со струйной аэрацией.

Объемный коэффициент абсорбции при струйной аэрации согласно § 6.3 определяется по выражению:

$$k_{об} = \frac{3,6q^{1,73} D^{0,67}}{d_p^{0,27} \nu^{1,4}} \left(1 - \frac{h}{d_p}\right),$$

где q — нагрузка по воде, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; D — коэффициент диффузии воздуха в воде, $\text{м}^2/\text{ч}$; ν — кинематический коэффициент вязкости воды, $\text{м}^2/\text{с}$; h — глубина слоя воды в напорном резервуаре, м; d_p — диаметр напорного резервуара, м.

Начальная и конечная концентрации воздуха в воде определяются согласно рекомендациям, приведенным выше для напорного резервуара барботажного типа.

Технологические характеристики работы напорного резервуара со струйной аэрацией, полученные расчетом согласно вышеприведенным выражениям при $q=30 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ и $d_p=0,2 \div 0,3 \text{ м}$, приведены на номограмме (рис. 6.22).

Полное давление, которое должна обеспечить в напорном резервуаре насосная станция флотационной установки, равно:

а) при подаче воздуха от компрессора или технологической сети

$$p_{нас} = p_{нр} + \Delta p_{соп} + p_{пот}, \quad (6.56)$$

где $p_{пот}$ — потеря давления в системе, принимаемая равной $0,15 (p_{нр} + \Delta p_{соп})$;

б) при подаче воздуха через эжектор на напорной трубе

$$p_{нас} = (p_{нр} + \Delta p_{соп} + p_{пот}) n, \quad (6.57)$$

где коэффициент $n=1,5 \div 2,0$ выражает потери напора при эжектировании воздуха.

Необходимая для получения заданной концентрации растворенного воздуха равновесная концентрация воздуха в воде определяется из основного расчетного выражения (см. § 6.1), описывающего процесс растворения газа в воде:

$$\lg \frac{C_p - C_{нач}}{C_p - C_{кон}} = \frac{k_{об} V}{2,3 Q_{ж}}, \quad (6.55)$$

где $k_{об}$ — объемный коэффициент абсорбции воздуха водой, ч^{-1} ; V — объем жидкости в напорном резервуаре, м^3 ; $C_{нач}$ и $C_{кон}$ — начальная и конечная концентрация воздуха в воде, кг/м^3 .

Точный расчет напорного резервуара насадочного типа производится согласно рекомендациям § 6.4.

Упрощенный расчет аппарата можно производить по гидравлической нагрузке, принимаемой равной $20\text{--}80 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ при высоте загрузки $0,5\text{--}1,0 \text{ м}$ [11].

Воздух в напорный резервуар может подаваться эжектором на напорной линии, от компрессора или технологической сети сжатого воздуха. В последних двух случаях воздух необходимо подавать под насадку через перфорированный трубопровод с отверстиями $5\text{--}10 \text{ мм}$.

Подача жидкости на насадку производится через стандартные (типовые) сопла с выходными отверстиями $10\text{--}30 \text{ мм}$, расположенные на $0,3\text{--}0,7 \text{ м}$ над слоем насадки. Давление жидкости перед соплами на $0,05 \text{ МПа}$ выше поддерживаемого в аппарате.

§ 6.6. Пример расчета вертикальной напорной флотационной установки

Рассчитаем вертикальную напорную флотационную установку для очистки нефтесодержащих сточных вод по следующим исходным данным:

- производительность установки $Q_{\text{ж}} = 20 \text{ м}^3/\text{ч}$;
- начальное содержание нефтепродуктов в воде после нефтеловушки $(C_{\text{нп}})_{\text{нач}} = 300 \text{ мг/л}$;
- требуемая степень очистки — до остаточного содержания $(C_{\text{нп}})_{\text{кон}} = 15 \text{ мг/л}$;
- температура воды $T = 10 \text{ }^\circ\text{C}$;
- по условиям размещения на объекте рабочая (гидравлическая) высота установки $H_{\text{фк}} + H_{\text{ф}} = 8 + 2 = 10 \text{ м}$.

В связи с тем что без коагуляции конечное содержание нефтепродуктов в воде не обеспечивается ниже $40\text{--}50 \text{ мг/л}$, принимаем прямоточную технологическую схему напорной флотации с коагуляцией серпикислым алюминием в составе: приемного резервуара, центробежного насоса, водовоздушного эжектора, напорного резервуара со струйной аэрацией, дросселирующей диафрагмы, колонного флотатора, сборного резервуара очищенной воды, сборника уловленного нефтепродукта, реагентного хозяйства для приготовления и дозирования раствора коагулянта (рис. 6.23). Доза коагулянта назначается 100 мг/л .

ВАРИАНТ 1. НАПОРНАЯ ФЛОТАЦИЯ С ДРОССЕЛИРОВАНИЕМ НАСЫЩЕННОЙ ВОЗДУХОМ ЖИДКОСТИ

Расчет дросселирующего устройства

Эффективность флотации и скорость всплывания флотоагрегатов в очищаемой воде зависят от количества выделяющегося воздуха, которое конкретно оценивается дисперсным составом (по показателю среднего объема $w_{\text{ср}}$) и счетной концентрацией пузырьков n .

Зависимость $\Delta\phi = f(w_{\text{ср}}, n)$ устанавливается экспериментальным путем для каждого конкретного технологического случая. Средний объем $w_{\text{ср}}$ и счетная концентрация n являются функциями скорости дросселирования.

По экспериментальным данным для заданных условий наилучший эффект очистки достигается при скорости дросселирования $v_{\text{др}} = 20 \text{ м/с}$. При

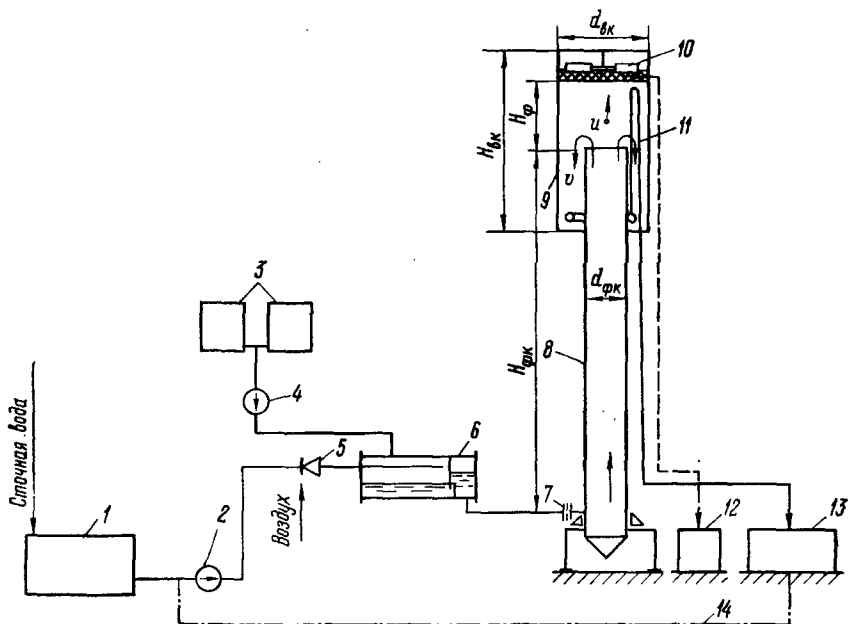


Рис. 6.23. Технологическая схема вертикальной напорной флотационной установки.

1 — приемный резервуар; 2 — центробежный насос; 3 — реагентное хозяйство; 4 — насос-дозатор; 5 — водовоздушный эжектор; 6 — напорный резервуар со струйной аэрацией; 7 — дросселирующая диафрагма; 8 — флотационная камера (колонна); 9 — выделительная камера; 10 — скребковое устройство; 11 — перелив; 12 — сборник уловленного нефтепродукта; 13 — резервуар очищенной воды; 14 — циркуляционная линия.

превышении этой скорости начинают проявлять себя явления коалесценции пузырьков, а при уменьшении ее снижается счетная концентрация, что в обоих случаях сопровождается снижением эффекта очистки.

В качестве дросселирующего устройства принимаем диафрагму толщиной 5 мм с цилиндрическим отверстием и закругленными кромками радиусом 3,5 мм ($\xi=1,0$).

Необходимая для обеспечения $v_{др}$ потеря напора из формулы (4.28) равна

$$\Delta p = \frac{v_{др}^2 (\xi + 1)}{2g} = \frac{20^2 \cdot 2}{2 \cdot 9,81} = 41 \text{ м.}$$

Диаметр отверстия диафрагмы равен

$$d_d = \sqrt{\frac{4Q_{ж}}{\pi v_{др}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20}{3,14 \cdot 20 \cdot 3600}} = 18,8 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 18,8 \text{ мм.}$$

Для предотвращения образования вихревой зоны при истечении струй из отверстия устраивается отражательный щиток на расстоянии $2 \cdot 18,8 = 37,6$ мм диаметром $3 \cdot 18,8 = 56,4$ мм.

Дросселирующая диафрагма размещается во фланцевом соединении подводящей трубы диаметром 125 мм как можно ближе к флотатору.

Расчет напорного резервуара со струйной аэрацией

Размеры резервуара. Принимаем диаметр напорного резервуара $d_p = 0,4$ м. Предельная нагрузка на напорный резервуар, по исследованиям автора, равна $q = 30$ м³/(м²·ч). Превышение этой нагрузки ведет к заливу сопел пенной массой и снижению интенсивности насыщения воды воздухом.

Необходимая площадь открытой поверхности воды в напорном резервуаре

$$F = \frac{Q_{ж}}{q} = \frac{20}{30} = 0,67 \text{ м}^2.$$

Длина рабочей части

$$l_p = \frac{F}{d_p} = \frac{0,67}{0,4} \approx 1,65 \text{ м.}$$

Необходимый перепад на соплах при $h = 0,5d_p = 0,2$ м (§ 6.3):

$$\Delta p_{соп} = 100h = 100 \cdot 0,2 = 20 \text{ м.}$$

Принимаем цилиндрические сопла диаметром 0,008 м. При $\Delta p_{соп} = 20$ м расход воды через одно сопло $q_{соп} = 0,0006$ м³/с. Необходимое число сопел

$$m = \frac{Q_{ж}}{q_{соп}} = \frac{20}{3600 \cdot 0,0006} = 9,3.$$

Принимаем 10 сопел. Размеры промежутков между соплами при расстоянии крайних из них от торцевой и шлюзовой стенок $l_{ст} = 0,15$ м

$$\Delta l = \frac{l_p - 2l_{ст}}{m - 1} = \frac{1,65 - 2 \cdot 0,15}{9} = 0,15 \text{ м.}$$

Длину шлюзовой камеры принимаем $l_{шк} = 0,30$ м, расстояние между нижней и верхней перегородками шлюзовой камеры $l_{п} = 0,05$ м.

Общая длина напорного резервуара со струйной аэрацией

$$l_{общ} = 1,65 + 0,30 + 0,05 = 2,0 \text{ м.}$$

Расположение напорной подающей трубы принимаем наружное. Расстояние между ней и корпусом напорного резервуара 0,15 м.

Технологические параметры работы. Рабочий напор в резервуаре при высоте столба воды в колонном флотаторе 10 м

$$p_{нр} = \Delta p_{др} + H_{фк} + H_{ф} = 41 + 8 + 2 = 51 \text{ м.}$$

Полный напор, который должна обеспечить насосная станция флотационной установки:

1) при подаче воздуха через водовоздушный эжектор на напорной линии

$$p_{нс} = (p_{нр} + \Delta p_{соп}) \cdot 2 = (51 + 20) \cdot 2 = 142 \text{ м}$$

(коэффициент 2 выражает потерю напора на эжекторе);

2) при подаче воздуха от компрессора или технологической сети

$$p_{нс} = p_{нр} + \Delta p_{соп} = 51 + 20 = 71 \text{ м.}$$

Концентрация растворенного воздуха в воде после напорного резервуара определится из уравнения (6.55), для которого значение объемного коэффициента абсорбции согласно выражению (6.36) равно

$$k_{об} = \frac{3,6 \cdot 30^{1,73} (6 \cdot 10^{-6})^{0,67}}{0,4^{0,27} (4,5 \cdot 10^{-3})^{1,4}} \left(1 - \frac{0,2}{0,4}\right) = 470 \text{ ч}^{-1}.$$

Далее по уравнению (6.55)

$$\lg \frac{C_p - C_{нач}}{C_p - C_{кон}} = \frac{470 \cdot 0,5 (3,14/4) \cdot 0,4^2 \cdot 1,65}{2,2 \cdot 20} = 0,54.$$

Потенцируя, получаем $(C_p - C_{нач}) / (C_p - C_{кон}) = 3,47$. Отсюда

$$C_{кон} = \frac{2,47 C_p - C_{нач}}{3,47} = \frac{2,47 \cdot 178 - 29,2}{3,47} = 135 \text{ мг/л.}$$

Здесь

$C_p = C_a (p_{пр} + 1) = 29,2 (5,1 + 1) = 178 \text{ мг/л}$; $C_{нач} = C_a = 29,2 \text{ мг/л}$ (см. рис. 6.2).

Количество выделяющегося из воды воздуха в виде пузырьков при дросселировании равно

$$C'_{выд} = [C_{кон} + C_a (p_a + H_{фк} + H_{ф})] m = \\ = [135 - 29,2 (1 + 0,8 + 0,2)] \cdot 0,9 = 69 \text{ мг/л} = 0,069 \text{ кг/м}^3.$$

Здесь $m = 0,9$ — коэффициент, характеризующий полиету выделения воздуха при дросселировании (график на рис. 6.11).

Количество выделившегося из воды воздуха на уровне верхнего обреза флотационной колонны (на выходе из флотатора)

$$C''_{выд} = [135 - 29,2 (1 + 0,2)] \cdot 0,9 = 90 \text{ мг/л} = 72 \text{ мл/л.}$$

Счетная концентрация пузырьков, образующихся при дросселировании,

$$n = 200 v_{др}^7 = 200 \cdot 20^7 = 256 \cdot 10^9 \text{ м}^{-3} = 256 \text{ мм}^{-3}.$$

Средний объем пузырьков, выделившихся при дросселировании,

$$w_{ср} = \frac{C'_{выд}}{n_{рг}} = \frac{0,069}{256 \cdot 10^9 \cdot 1,2} = 2,3 \cdot 10^{-13} \text{ м}^3,$$

что соответствует среднему эквивалентному диаметру

$$d_{экв} = \sqrt[3]{\frac{6 w_{ср}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 2,3 \cdot 10^{-13}}{3,14}} = 0,76 \cdot 10^{-4} \text{ м} = 76 \text{ мкм.}$$

Согласно графикам на рис. 4.4 дисперсный состав пузырьков при $\Delta p_{др} = 40 \text{ м}$ (что соответствует $\Delta p = 400 \text{ кПа}$) находится в пределах от 20 до 120 мкм (в среднем 70—80 мкм), т. е. начальная гидравлическая крупность минимальной фракции (по формуле Стокса) может быть принята равной

$$u_0 = \frac{d_{пг}^2 g (\rho_{ж} - \rho_{г})}{18 \mu} = \frac{(20 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 9,81 \cdot 998,8}{18 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 20 \cdot 10^{-5} \text{ м/с} = 0,20 \text{ мм/с.}$$

Расчет колонного флотатора

Расчет колонного флотатора производим по гидравлической крупности минимальной фракции пузырьков воздуха, образующихся при дросселировании. Для приближенного расчета воспользуемся номограммой (рис. 5.22).

Согласно этой номограмме для $H_{\text{фк}}=8$ м, $H_{\text{вк}}=3,5$ м, $\alpha=0,85$, $\omega < 0,017$ м/с, $v_{\text{др}}=20$ м/с, $c=0,5 \cdot 10^{-4}$ м²/с² и начальной гидравлической крупности $20 \cdot 10^{-5}$ м/с колонный флотатор имеет следующие параметры:

- диаметр выделительной камеры $d_{\text{вк}}=2,0$ м (верхний правый квадрант);
- диаметр флотационной колонны $d_{\text{фк}}=0,62$ м (нижний правый квадрант);
- масса колонного флотатора $E=2,5$ т (верхний левый квадрант);
- гидравлическая крупность минимальной фракции пузырьков на обресе флотационной колонны $u=2,6$ мм/с (нижний левый квадрант).

Вспомогательное оборудование флотационной установки:

- 1) приемный резервуар объемом $V_{\text{пр}}=0,25Q_{\text{ж}}=5,0$ м³;
- 2) резервуар очищенной воды объемом $V_{\text{ов}}=0,25Q_{\text{ж}}=5,0$ м³;
- 3) сборник уловленных нефтепродуктов объемом $V_{\text{нп}}=0,01Q_{\text{ж}}t=0,01 \cdot 20 \cdot 24=0,5$ м³.

ВАРИАНТ 2. НАПОРНАЯ ФЛОТАЦИЯ БЕЗ ДРОССЕЛИРОВАНИЯ НАСЫЩЕННОЙ ВОЗДУХОМ ЖИДКОСТИ

Расчет напорного резервуара со струйной аэрацией

Размеры напорного резервуара принимаются те же, что и в варианте 1, т. е. $l_{\text{р}}=2,0$ м; $d_{\text{р}}=0,4$ м; $\Delta p_{\text{соеп}}=20$ м. Рабочий напор в резервуаре обеспечивается высотой столба жидкости в колонном флотаторе, т. е. $p_{\text{нр}}=10$ м.

Давление, которое должны обеспечить насосы флотационной установки:

- 1) при подаче воздуха через водовоздушный эжектор на напорной линии

$$p_{\text{нс}} = (p_{\text{нр}} + \Delta p_{\text{соеп}} + p_{\text{пот}}) \cdot 2 = [(10 + 20) \cdot 1,15] \cdot 2 = 69 \text{ м};$$

- 2) при подаче от компрессора или технологической сети

$$p_{\text{нс}} = (p_{\text{нр}} + \Delta p_{\text{соеп}}) \cdot 1,15 = (10 + 20) \cdot 1,15 = 34,5 \text{ м}.$$

Концентрация растворенного воздуха в воде, выходящей из резервуара,

$$C_{\text{кон}} = \frac{2,47C_{\text{р}} + C_{\text{нач}}}{3,47} = \frac{2,47 \cdot 58,4 + 29,2}{3,47} = 50 \text{ мг/л},$$

где $C_{\text{р}} = C_{\text{а}}(p_{\text{нр}} + 1) = 29,2 \cdot 2 = 58,4 \text{ мг/л}.$

Расчет колонного флотатора

Количество выделяющегося воздуха на уровне верхнего обреза флотационной колонны

$$C_{\text{выд}} = [C_{\text{кон}} - C_{\text{а}}(p_{\text{а}} + H_{\text{ф}})] m = [50 - 29,2(1 + 0,2)] \cdot 0,7 = 10,5 \text{ мг/л} = 8,4 \text{ мл/л}.$$

Согласно экспериментальной зависимости $u=f(C_{\text{выд}})$, приведенной на рис. 5.16, при $C_{\text{выд}}=8,4$ мл/л и коагулянте сернокислом алюминии скорость всплывания скоагулированной взвеси в выделительной камере флотатора будет равна $u=1,4$ мм/с $=0,0014$ м/с. Согласно выражению (5.135) диаметр выделительной камеры при $\omega=0,01$ м/с равен

$$d_{\text{вк}} = \sqrt{\frac{4Q_{\text{ф}}}{\pi} \left(\frac{\omega + \alpha u}{\alpha \omega u} \right)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20}{3,14 \cdot 3600} \left(\frac{0,01 + 0,85 \cdot 0,0014}{0,85 \cdot 0,01 \cdot 0,0014} \right)} = 2,56 \text{ м}.$$

Диаметр флотационной колонны по формуле (5.134)

$$d_{\text{фк}} = \sqrt{\frac{4Q_{\text{ф}}}{\pi \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20}{3,14 \cdot 3600 \cdot 0,01}} = 0,84 \text{ м}.$$

ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД ОТ НЕФТЕПРОДУКТОВ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИМИ, ХИМИЧЕСКИМИ И ТЕРМИЧЕСКИМИ МЕТОДАМИ

§ 7.1. Коагуляция и флокуляция

Методы механической очистки позволяют выделять из воды частицы нефтепродуктов размерами, как правило, от 10 мкм и более. Оставшиеся в воде чрезвычайно малые по размерам дисперсные примеси образуют весьма устойчивую коллоидную (эмульсионную) систему. Агрегативная устойчивость такой дисперсной системы определяется степенью дисперсности, поверхностными и электрокинетическими свойствами частиц, а также наличием других примесей (электролитов, поверхностно-активных и иных веществ). Одним из распространенных методов нарушения агрегативной устойчивости таких систем является *коагуляция*, под которой понимается процесс образования в системе из мелких частиц более крупных агрегатов, легко удаляемых из воды механическими методами.

В широком плане коагуляция дисперсных систем может быть осуществлена различными способами, выбор которых обусловлен действующими на устойчивость систем факторами и экономическими соображениями. Для очистки воды наибольшее распространение получила *гетерокоагуляция*, в основе которой лежит взаимодействие мелкодисперсных и коллоидных частиц с агрегатами, образующимися при введении в воду коагулянтов — солей, способных образовывать мелкокристаллические или аморфные структуры, малорастворимые в воде.

Коагуляция коллоидов (эмульсий) может быть также осуществлена с помощью электролитов, под воздействием физических или химических факторов (перемешивания, нагревания, электрических и магнитных полей, ультразвуковых колебаний и др.).

Механизм коагуляции, и прежде всего гетерокоагуляции, во многом определяется электрокинетическими свойствами дисперсной системы. Эмульсионные (коллоидные) частицы адсорбируют находящиеся в воде ионы преимущественно одного знака, которые значительно понижают свободную поверхностную энергию частиц. Ионы, непосредственно прилегающие к поверхности частицы, образуют так называемый *адсорбционный слой*. В этом слое может находиться также небольшое число противоположно заряженных ионов, суммарный заряд которых

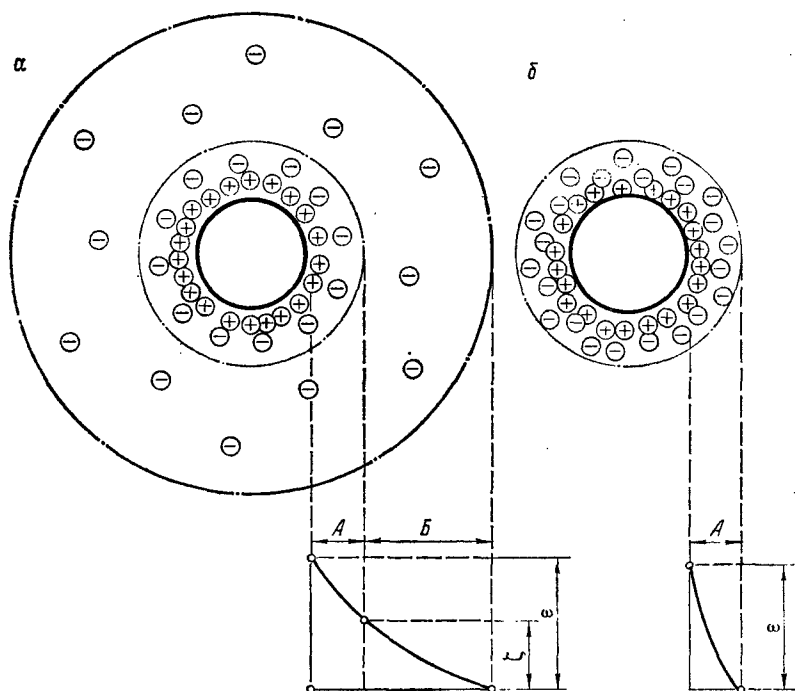


Рис. 7.1. Стросные мицеллы в коллоидных (эмульсионных) системах.

$a - \xi = 0,03 \text{ В}$; $b - \xi = 0$.

A — адсорбционный слой; B — диффузный слой.

все же не компенсирует заряда поверхностных ионов. Вследствие этого на границе адсорбционного слоя создается электрический заряд и вокруг частицы с адсорбционным слоем (гранулы) образуется *диффузный слой*, в котором находятся противоположно заряженные ионы, компенсирующие заряд гранул. Гранула вместе с диффузным слоем называется *мицеллой* (рис. 7.1).

Напряженность электрического поля мицеллы изменяется от максимального значения на границе частиц до нуля на границе диффузного слоя. Потенциал на границе частиц называется *термодинамическим потенциалом* (ϵ -потенциалом). Он равен сумме зарядов всех поверхностных ионов. На границе адсорбционного слоя потенциал уменьшается на сумму зарядов находящихся в адсорбционном слое противоположно заряженных ионов. Потенциал на границе адсорбционного слоя называется *электрокинетическим потенциалом* (ζ -потенциалом).

Количественное значение ζ -потенциала определяют по скорости электрофореза (перемещения частицы в электрическом поле). В отсутствие внешнего электрического поля центры поло-

жительных и отрицательных зарядов двойного слоя мицеллы совпадают. При наложении электрического поля происходит поляризация двойного ионного слоя и коллоидная частица перемещается к электроду, имеющему противоположный заряд. При этом ζ -потенциал частицы связан с линейной скоростью перемещения и параметрами среды зависимостью

$$\zeta = 4\pi\mu u / (\alpha E), \quad (7.1)$$

где u — линейная скорость, м/с; E — напряженность электрического поля, В/м; μ — динамическая вязкость дисперсной среды, Па·с; α — диэлектрическая проницаемость среды.

В большинстве случаев частицы примесей сточных вод заряжены отрицательно и имеют ζ -потенциал от 10 мВ до нескольких десятков милливольт. В зависимости от активной реакции среды он существенно изменяется и даже претерпевает переизрядку, как это видно на рис. 5.13. Там же представлена картина изменения ζ -потенциала эмульсии нефтепродуктов в воде в зависимости от концентрации электролита.

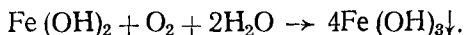
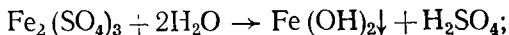
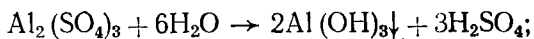
Частицы эмульсии под действием диффузионных сил стремятся равномерно распределиться во всем объеме жидкой фазы. При этом наличие у частиц одноименных электрических зарядов вызывает их взаимное отталкивание. В некоторых случаях имеют место и силы отталкивания неэлектростатической природы (см. § 5.4).

Наряду с силами отталкивания между коллоидными (эмульсионными) частицами действуют межмолекулярные силы взаимного притяжения, которые проявляются на небольших расстояниях. При уменьшении ζ -потенциала частиц силы отталкивания уменьшаются и становится возможным процесс соединения частиц под влиянием сил притяжения — процесс коагуляции. Силы взаимного притяжения между частицами эмульсии (коллоидов) начинают преобладать над электростатическими силами отталкивания при ζ -потенциале менее 30 мВ. При ζ -потенциале, равном нулю, коагуляция идет с максимальной интенсивностью, и это состояние системы называется *изоэлектрическим*, а соответствующее ему значение рН называется *изоэлектрической точкой*.

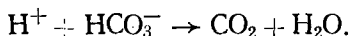
При гетерокоагуляции сточных вод в настоящее время широко используют неорганические коагулянты в виде солей алюминия и железа. С их помощью решаются следующие технологические задачи по очистке воды:

- 1) снижение агрегативной устойчивости дисперсной системы под действием электролита (введенной соли);
- 2) сорбция ионов на поверхности частиц;
- 3) образование в результате химической реакции нового малорастворимого соединения, которое является центром образования хлопьевидных структур, включающих частицы эмульсионной (коллоидной) системы.

В результате гидролиза солей алюминия и железа в воде образуются малорастворимые гидроксиды алюминия и железа:



Образующиеся при этом кислоты должны нейтрализоваться щелочами. Частично это может происходить за счет щелочного резерва сточной воды, обусловленного, например, наличием бикарбонатов:



В целях уменьшения расходов коагулянтов процесс коагуляции следует осуществлять в диапазоне оптимальных значений pH: для $\text{Al}(\text{OH})_3$ — от 4,5 до 7; для $\text{Fe}(\text{OH})_2$ — от 8,5 до 10,5; для $\text{Fe}(\text{OH})_3$ — от 4 до 6 и от 8 до 10.

Кристаллизация (образование твердой фазы гидроксидов металлов) является основным процессом, определяющим кинетику и эффективность очистки воды коагуляцией. Он состоит из трех стадий: 1) инкубационного периода, 2) роста частиц твердой фазы и 3) старения твердой фазы [80, 81].

Стадия инкубационного (скрытого) зародышеобразования кристаллизующейся фазы происходит при наличии определенной степени пересыщения исходного раствора. Центрами образования новой фазы преимущественно являются частицы примесей, загрязняющих воду. Иницирующим механизмом образования зародышей служит адсорбция молекул или ионов кристаллизующегося вещества на поверхности частиц.

На следующей стадии происходит рост кристаллов, в основе которого лежит диффузия вещества из объема жидкости и введение его в структуру кристаллической решетки. Кинетика кристаллизации прежде всего определяется степенью пересыщения раствора. С увеличением пересыщения образование новой фазы идет быстрее. Скорость кристаллизации зависит также от температуры, эффективности перемешивания, состава жидкой фазы и примесей к ней. Существенное влияние на ход второй стадии оказывают также процессы дробления и агрегации растущих частиц, обусловленные гидродинамическим режимом в технологическом аппарате.

Под старением понимают всю сумму процессов, происходящих в коагулянтах (агрегатах гидроокисей) после их образования. Это переход из неравновесного состояния в равновесное, в ходе которого хаотическое расположение частиц заменяется ориентированным, число контактов между частицами возрастает ввиду их стремления к такому взаимному расположению, при котором потенциальная энергия минимальна. Частицы гид-

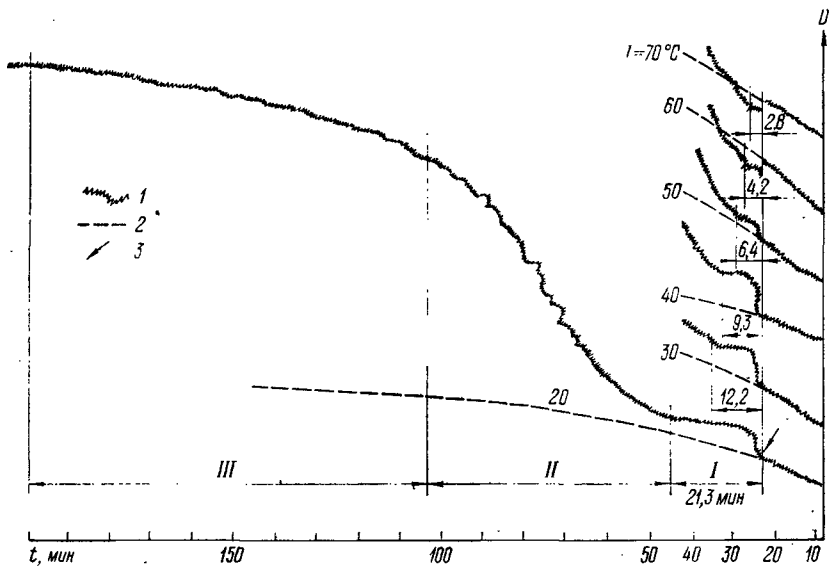


Рис. 7.2. Кинетика процесса коагуляции и осветления мазутной эмульсии.
 1 и 2 — кривые седиментации соответственно скоагулированной и исходной эмульсии;
 3 — момент введения коагулянта.
 Периоды: I — коагуляции; II — флокуляции; III — остаточной седиментации.

роокиси перераспределяются по размерам в связи с растворением мелких кристаллов в недонасыщенной по отношению к ним среде при одновременном росте крупных кристаллов. Соударение кристаллов приводит к их агрегации. В целом самопроизвольный процесс старения направлен в сторону увеличения пассивности системы в отношении поверхностных свойств. Повышение температуры, рН, концентрации электролитов ускоряет старение. При наличии в растворе нефтепродуктов и других органических веществ старение замедляется, что объясняется ухудшением условий массообмена и кристаллизации.

Очень важным свойством коагуляционных структур является *тиксотропия* — способность восстанавливать связи после их механического разрушения.

На рис. 7.2 показаны экспериментально полученные нами диаграммы кинетики процесса осветления мазутной эмульсии концентрацией 150 мг/л с помощью коагуляции раствором $Al_2(SO_4)_3$ с дозой 150 мг/л при различных температурах [82]. В своей первоначальной стадии процесс осветления представлял простую седиментацию, т. е. выделение из воды частиц эмульсии при отстаивании в условиях покоя. Спустя 20—25 мин в эмульсию вводился раствор коагулянта с перемешиванием в течение 10 с. С этого момента процесс седиментации совмещался с коагуляцией и регистрировался по изменению оптической плотности D .

На диаграммах достаточно четко выделяются три характерных периода: 1) собственно коагуляции; 2) флокуляции — интенсивного роста и объединения (агрегации) хлопьев в процессе осаждения и 3) остаточной седиментации. В первый период входят стадии инкубации и роста новой фазы. Стадия старения агрегатов гидроокисей протекает в последующие периоды освещения. Влияние температуры на процесс коагуляции чрезвычайно существенно. В интервале 20—70 °С продолжительность коагуляции изменяется соответственно от 21,3 до 2,8 мин. При температуре значительно ниже 20 °С она может составлять несколько часов. Указанная зависимость имеет важное значение при решении вопросов очистки воды от нефтепродуктов с применением коагуляции.

В качестве товарных коагулянтов при очистке производственных сточных вод в нашей стране больше всего применяются: сульфат алюминия (глинозем) $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ (плотность 1,62 т/м³; насыпная масса 1,05—1,1 т/м³; растворимость в воде при 20 °С 362 г/л); сульфат двухвалентного железа (железный купорос) $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ (плотность 3 т/м³, насыпная масса 1,9 т/м³, растворимость в воде при 20 °С 265 г/л). Дозы коагулянтов в каждом отдельном случае устанавливаются экспериментальным путем.

Для ускорения процессов хлопьеобразования при коагуляции, увеличения скорости осаждения хлопьев и повышения качества очистки воды применяют *флокуляцию* — процесс хлопьеобразования с помощью некоторых высокомолекулярных веществ, называемых *флокулянтами*, который в отличие от коагуляции протекает без изменения электрических свойств частиц (двойного электрического слоя). Основным механизмом флокуляции является адсорбция (закрепление) макромолекул флокулянта на поверхности частиц примесей в воде.

Флокулянты представляют собой растворимые в воде линейные полимеры, состоящие из большого числа групп, с длиной цепочки до 1 мкм. Относительная молекулярная масса флокулянтов может достигать нескольких миллионов. По происхождению флокулянты могут быть неорганические, природные органические и синтетические органические. При растворении в воде одни из них диссоциируют на ионы, а другие нет. С этой точки зрения флокулянты делятся на группы:

1) неионогенные (крахмал, поливиниловый спирт, полиакрилонитрил и др.);

2) анионные (активная кремневая кислота, полиакрилат натрия, лигносульфонаты и др.);

3) катионные (полиэтиленамин, четвертичные аммониевые соли на основе полистирола и поливинилтолуола: ВА-2, ВА-3, ВА-102, ВА-212 и др.);

4) амфотерные, т. е. содержащие одновременно анионные и катионные группы (полиакриламид, белки и др.).

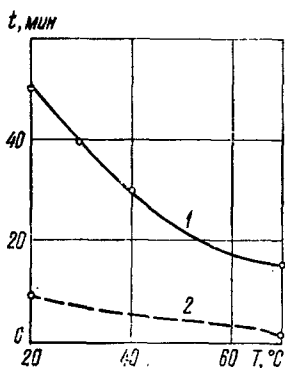


Рис. 7.3. Влияние флокуляции на скорость процесса очистки нефтесодержащей воды.

1 — коагулирование $Al_2(SO_4)_3$ (доза 150 мг/л); 2 — коагулирование $Al_2(SO_4)_3$ (доза 25 мг/л) с добавкой флокулянта ВА-3 (доза 2 мг/л).

Скорость и эффективность процесса флокуляции зависят от состава сточных вод, температуры, интенсивности перемешивания и последовательности введения коагулянтов и флокулянтов. Их дозы принимаются обычно в пределах 0,1—10 г/м³. Пример влияния флокулянтов на скорость процесса

очистки воды от нефтепродуктов (мазута) показан на рис. 7.3. Остаточное содержание мазута в воде в обоих случаях не превышало 5—10 мг/л.

Процесс очистки сточных вод от нефтепродуктов с помощью коагуляции и флокуляции включает приготовление водных растворов коагулянтов и флокулянтов, их дозирование, смешение с очищаемой водой, хлопьеобразование и выделение хлопьев из воды. Технология хранения, приготовления и дозирования растворов реагентов аналогична принятой для систем водоснабжения и описана в литературе по водоподготовке. Выделение хлопьевидных примесей из нефтесодержащих вод осуществляется путем отстаивания, фильтрования и нанорной флотации.

§ 7.2. Сорбция

Для глубокой очистки воды от нефтепродуктов, находящихся в тонкоэмульгированном и растворенном состояниях, наряду с другими применяется сорбционный метод. В широком понимании *сорбция* представляет собой процесс поглощения веществ из той или иной среды с помощью других веществ, называемых *поглотителями* или *сорбентами*. Различают три разновидности сорбции: адсорбцию, абсорбцию и хемосорбцию. При *адсорбции* поглощение осуществляется поверхностью твердого или жидкого сорбента, при *абсорбции* — всей массой жидкого сорбента. Сорбция (адсорбция, абсорбция), сопровождаемая химическим взаимодействием сорбента с поглощаемым веществом, называется *хемосорбцией*. Для очистки воды от нефтепродуктов основное практическое значение имеет адсорбция.

При адсорбции молекулы растворенного вещества из жидкости под действием силового поля поверхности переходят на поверхность сорбента. Сила, с которой удерживается извлеченное из воды вещество на поверхности сорбента, определяется разностью двух сил межмолекулярного взаимодействия: 1) молекул извлекаемого растворенного вещества с молекулами (ато-

мами) поверхности сорбента и 2) молекул растворенного вещества с молекулами воды в растворе вследствие гидратации. Чем больше энергия гидратации поверхности молекул извлекаемого вещества, тем слабее адсорбируется вещество из раствора.

В качестве адсорбентов применяют различные природные и искусственные пористые материалы: золу, коксовую мелочь, торф, активные глины, силикагели, алюмогели, активированные угли. Наиболее эффективными являются активированные угли. Их пористость составляет 60—75 %, а удельная поверхность 400—900 тыс. м²/кг. Поры по своему размеру подразделяются на три вида: макропоры (0,1—2 мкм), переходные поры (0,004—0,1 мкм), микропоры (менее 0,004 мкм). Макропоры и переходные поры выполняют, как правило, функции транспортных каналов, а сорбционная способность активированных углей определяется в основном микропористой структурой. Молекулярно растворенные органические вещества (размер частицы менее 0,001 мкм) заполняют микропоры, полная емкость которых соответствует поглощающей способности адсорбента. Для большинства распространенных марок активированных углей (АГ-2, БАУ, АР-3, КАД, СКТ и др.) емкость микропор находится в пределах 0,12—0,51 см³/г.

Основной технологической характеристикой адсорбентов является *активность*, под которой понимается количество поглощаемого вещества на единицу объема или массы адсорбента. Процесс адсорбции может осуществляться в статических и динамических условиях. При статических условиях адсорбции жидкость не перемещается относительно частиц сорбента, т. е. они двигаются совместно (в аппаратах с перемешивающими устройствами). В динамических условиях жидкость перемещается относительно сорбента (в фильтрах и аппаратах с псевдоожиженным слоем).

В соответствии с этим различают статическую и динамическую активность адсорбентов. Статическая активность выражается максимальным количеством вещества, поглощенного единицей объема или массы адсорбента к моменту достижения равновесия при сорбции в статических условиях и неизменных начальных условиях. Динамическая активность характеризуется максимальным количеством вещества, поглощенного единицей объема или массы адсорбента до момента появления сорбируемого вещества в фильтрате при пропускании сточной воды через слой адсорбента. Динамическая активность всегда меньше статической (от 45 до 90 %). Динамическая активность адсорбентов по отношению к нефтепродуктам в сточных водах составляет, кг/кг: АГ-5—0,15, АГ-03—0,08, АР-3—0,06, БАУ—0,04 [7].

Адсорбция является обратимым процессом. При неизменных прочих условиях скорости прямого (адсорбции) и обратного (десорбции) процессов пропорциональны концентрации вещества в растворе и на поверхности адсорбента. По достижении равно-

весной концентрации, т. е. когда количество адсорбируемых молекул сравняется с количеством десорбируемых, концентрация вещества в растворе становится постоянной.

Наиболее обобщающей характеристикой адсорбционного процесса является константа распределения

$$K = A_{ст}/C_p, \quad (7.2)$$

где $A_{ст}$ — статическая активность адсорбента по поглощению данного вещества, кг/кг; C_p — равновесная концентрация адсорбируемого вещества в растворе (определяется экспериментально в каждом конкретном случае), кг/кг.

Для очистки нефтесодержащих вод применяют главным образом насыпные фильтры, которые представляют собой колонну с неподвижным слоем адсорбента, через который фильтруется обрабатываемая сточная вода. Более рациональной считается подача воды снизу вверх, так как при этом равномерно заполняется все сечение колонны и легче выделяются пузырьки газов, попадающих со сточной водой. Скорость фильтрации находится в пределах 1—6 м/ч, крупность зерен адсорбента от 1,5 до 5 мм, высота слоя 1—3 м.

При расчете насыпных фильтров время защитного действия фильтра определяют по формуле [81]:

$$t = kH - \tau, \quad (7.3)$$

где k — коэффициент защитного действия; H — высота слоя адсорбента, м; τ — потеря времени защитного действия, ч.

Коэффициент защитного действия

$$k = A_{дин}/(vC_{нач}), \quad (7.4)$$

где $A_{дин}$ — динамическая активность адсорбента, равновесная с концентрацией вещества в растворе (устанавливается экспериментально), кг/кг; v — скорость фильтрации, м/ч; $C_{нач}$ — начальная концентрация вещества в сточной воде, кг/м³.

Потеря времени защитного действия фильтра определяется по выражению

$$\tau = \varepsilon \Delta\tau, \quad (7.5)$$

где ε — пористость сорбента (0,2—0,3); $\Delta\tau$ — время, в течение которого концентрация вещества в фильтрате изменяется от допустимой при проскоке до $C_{нач}$ (по экспериментальной выходной кривой адсорбции).

Количество вещества, задерживаемого фильтром, определяется по формуле

$$G = (H - h)FA_{дин}, \quad (7.6)$$

где h — эмпирический параметр, м; F — площадь фильтра, м².

Обычно в установке имеется несколько параллельно работающих секций, состоящих из 3—5 последовательно располо-

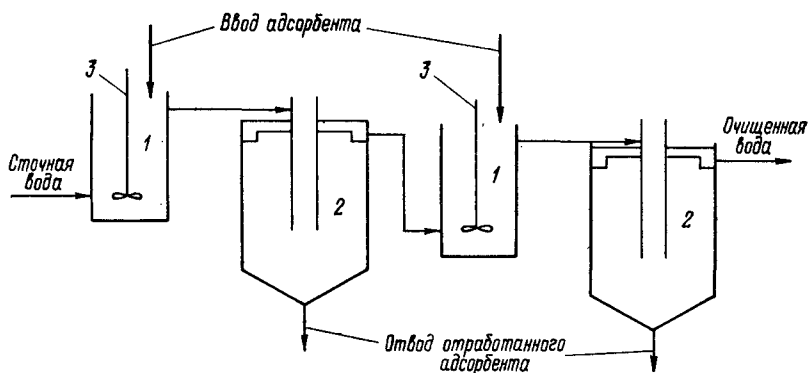


Рис. 7.4. Схема адсорбционной установки в статических условиях.
1 — сорбционный реактор; 2 — отстойник; 3 — мешалка.

женных фильтров, которые поочередно, становясь головными, выключаются на регенерацию. Регенерация фильтров после очистки нефтесодержащих вод, особенно с мазутом, представляет сложную проблему. Пока это удастся лишь с помощью пара (давление 150—200 кПа, продолжительность около 3 ч). Довольно часто активированный уголь не регенерируют, а по мере срабатывания заменяют новым.

Процесс адсорбции в статических условиях осуществляют на установке, схема которой приведена на рис. 7.4. В основу расчета таких установок положено балансовое уравнение

$$mA_{\text{ст}} + QC_p = QC_{\text{нач}}, \quad (7.7)$$

где m — необходимый расход адсорбента, кг/ч; Q — объем обрабатываемых вод, м³.

Из уравнения (7.7) с учетом выражения (7.2) для одноступенчатой установки

$$m = Q(C_{\text{нач}} - C_p) / (kC_p), \quad (7.8)$$

а концентрация вещества в обработанной воде будет составлять

$$C_{\text{кон}} = C_p \cdot QC_{\text{нач}} / (Q + Km). \quad (7.9)$$

При числе ступеней n

$$C'_{\text{кон}} = Q / (Q + Km_n), \quad (7.10)$$

где m_n — доза сорбента, вводимого на каждой ступени,

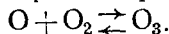
$$m_n = \left(\sqrt[n]{C_{\text{нач}} / C_{\text{кон}}} - 1 \right) \frac{Q}{K}. \quad (7.11)$$

Для более глубокой очистки сточных вод от растворенных в них нефтепродуктов, оставшихся после механической, физико-химической или биологической очистки, можно применять метод химического окисления органических примесей озоном — озонирование. В процессе озонирования наряду с окислением органических веществ происходит обесцвечивание, дезодорация и обеззараживание сточной воды, а также насыщение ее кислородом.

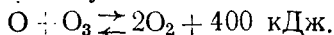
Озон — газ синего цвета, плотность которого при атмосферном давлении 2,14 г/л, температура кипения — -112 °С. В условиях атмосферного давления (100 кПа) в чистой воде растворяется озон, г/л: при 0 °С 1,42, при 10 °С 1,04, при 30 °С 0,45. На растворимость озона в воде оказывают влияние примеси и значение рН. При наличии кислот и солей она увеличивается, а в щелочных растворах уменьшается. Озон самопроизвольно распадается на воздухе и в водных растворах, превращаясь в молекулу и атом кислорода. Скорость распада возрастает с увеличением содержания, рН и температуры воды. Существенными преимуществами озонирования является то, что в воде не увеличивается содержание и сам процесс легко поддается полной автоматизации.

Озон и его водные растворы обладают высокими коррозионными свойствами по отношению к углеродистой стали, чугуну, меди, резине, эбониту. Для изготовления оборудования озонаторных установок надлежит применять нержавеющую сталь и алюминий. Озон также токсичен, его предельно допустимое содержание в воздухе помещений 0,0001 мг/л.

Основным способом получения озона является его генерация с помощью тихого (короткого) полукоронного или коронного электрического разряда в воздухе или кислороде. В существующих промышленных озонаторах применяются стеклянные трубчатые или пластинчатые элементы. Поверхности концентрически расположенных стеклянных трубок покрываются амальгамой или графитомедным слоем и представляют собой электроды высокого напряжения, к которым подводится ток 7—10 кВ (до 25 кВ). Несколько десятков таких трубок объединяются в цилиндрическом резервуаре. При движении воздуха (кислорода) через узкое кольцевое пространство между электродами под действием электрических разрядов молекулы кислорода дробятся, а образовавшиеся атомы легко присоединяются к целым молекулам ввиду их молекулярного сродства, образуя молекулы озона:



Одновременно одноатомный кислород может взаимодействовать с молекулами озона с выделением тепла, что приводит к необходимости охлаждения установок:



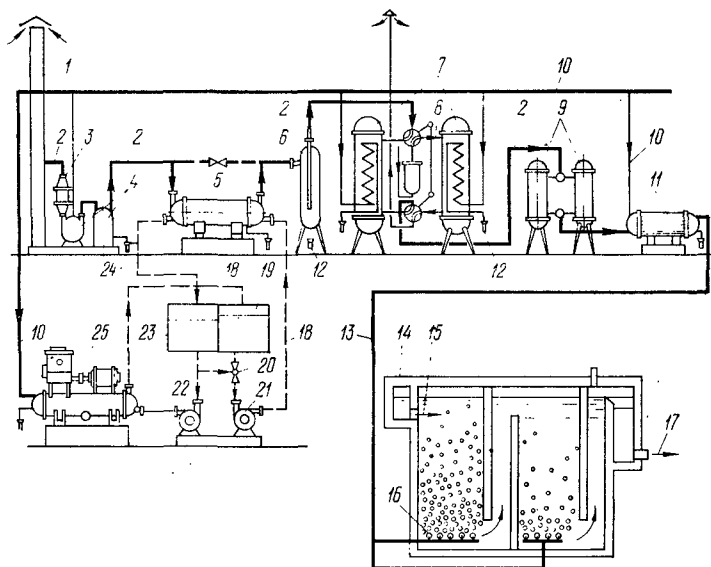


Рис. 7.5. Технологическая схема озонирования сточных вод.

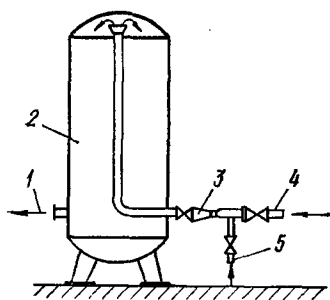
1 — воздухозаборное устройство; 2 — воздушная магистраль; 3 — фильтр для очистки от пыли; 4 — воздуходувка; 5 — теплообменник; 6 — отделитель капельной влаги; 7 — адсорбционные установки для осушки воздуха (активный глинозем, силикагель, хлористый кальций); 8 — подача воздуха на регенерацию адсорберов; 9 — фильтры для тонкой очистки воздуха от пыли; 10 — водопровод; 11 — генератор озона (озонатор); 12 — канализация; 13 — трубопровод озонозооной смеси; 14 — аппарат для контактирования озона с водой; 15 — подача сточных вод; 16 — пористые аэраторы; 17 — выпуск воды после озонирования; 18 — подача охлажденного рассола; 19 — емкость охлажденного рассола; 20 — трехходовой смесительный клапан; 21 — насос охлажденного рассола; 22 — насос нагретого рассола; 23 — емкость нагретого рассола; 24 — подача нагретого рассола; 25 — холодильная машина.

Производительность озонаторных установок и расход электроэнергии на получение озона зависят от влагосодержания поступающего в озонатор воздуха, его температуры и концентрации кислорода. Существенное значение при этом имеют конструкция озонатора и способ обеспечения контакта озонозооной смеси со сточной водой.

Технологическая схема озонирования сточных вод показана на рис. 7.5. Она состоит из двух главных частей: узла получения озона и узла обработки сточных вод. В узле получения озона имеются четыре основных блока: 1) забора и охлаждения воздуха; 2) осушки воздуха; 3) фильтрации воздуха и 4) генерации озона. Осушка воздуха должна производиться до точки росы, не превышающей -40°C . Узел обработки сточной воды озоном представляет собой контактно-смесительное устройство различного типа: с барботированием газовой смеси через пористые или перфорированные аэраторы, со смешением с помощью эжекторов, механических мешалок и др. Перечисленные устройства не совершенны, так как потери озона на них составляют от

Рис. 7.6. Напорный контактный резервуар для озонирования воды.

1 — патрубок для отвода очищенной воды; 2 — корпус резервуара; 3 — водовоздушный эжектор; 4 — трубопровод очищаемой воды; 5 — трубопровод озонозооной смеси.



10 до 40 %. Эжекторное устройство с напорным контактным резервуаром (рис. 7.6) позволяет использовать озон на 98—100 %. Весьма эффективным для этих целей является

напорный резервуар со струйной аэрацией (рис. 6.16).

Технические характеристики выпускаемых заводами озонаторов приведены в табл. 7.1.

Расход электроэнергии на получение 1 кг озона из хорошо осушенного воздуха для озонаторов различного типа колеблется от 13 до 29 кВт·ч, а из неосушенного—от 43 до 57 кВт·ч. Расход электроэнергии на осушение воздуха и его сжатие для получения 1 кг озона составляет 6—10 кВт·ч.

Необходимое количество озона в килограммах в час определяется по выражению

$$D_{\text{O}_3} = d_{\text{O}_3} Q / 1000, \quad (7.12)$$

где d_{O_3} —требуемая доза озона, г/м³; Q — расход сточных вод, м³/ч.

Необходимое число озонаторов

$$m = k D_{\text{O}_3} / q_{\text{O}_3}, \quad (7.13)$$

где q_{O_3} — производительность одного озонатора, кг/ч; k — коэффициент запаса (1,05—1,1).

Таблица 7.1

Технические характеристики озонаторов

Марка озонатора	Исходный газ	Напряжение, кВ	Концентрация озона в озонозооной смеси, г м ³	Расход газа через озонатор, м ³ ч	Производительность по озону, кг/ч
ПО-2	Воздух	10	20	20	0,25
	Кислород	9	45	14	0,4
ПО-3	Воздух	10	20	24	0,47
	Кислород	9	45	17	0,76
ПО-4	Кислород	10,5	45	40	1,75
ПО-5	Воздух	10,5	20	50	1

Количество озона, необходимое для окисления нефтепродуктов в сточных водах, зависит от их вида, начальной концентрации, времени контактирования и других факторов. Оно устанавливается в период пуска и наладки озонаторной установки.

Исследования ЦНИЛ Госкомнефтепродукта РСФСР показали, что 86—96 % нефтепродуктов в сточных водах нефтебаз окисляются озоном в течение 15—20 мин контакта. Остаточное содержание их в очищенной воде составляет, мг/л: при начальном содержании 10—20 мг/л 0,5—4,7, при 20—30 мг/л 0,6—5,0, при 30 мг/л 0,8—7,5 [2].

Расход озона на окисление 1 мг нефтепродуктов зависит от степени загрязнения сточных вод и времени контакта их с озонозоной смесью. При изменении времени контакта от 5 до 50 мин расход озона в среднем составляет, мг/мг: при начальном содержании нефтепродукта 10—20 мг/л 4,8—6,2, при 20—30 мг/л 2,4—3,5 и при начальном содержании нефтепродукта больше 30 мг/л 0,9—1,5.

§ 7.4. Обезвреживание сточных вод, содержащих тетраэтилсвинец

Высокая токсичность тетраэтилсвинца, исключая его сброс в водоемы, обуславливает необходимость его обезвреживания на нефтебазах, проводящих операции с этилированным бензином. Как указывалось в гл. 1, с экономической и санитарно-гигиенической точек зрения наиболее целесообразным является раздельное отведение неэтилированных и этилированных сточных вод.

В условиях эксплуатации на нефтебазах необходимо предусматривать и осуществлять максимально возможные меры по предотвращению утечек этилированных бензинов. В тех местах, где не предоставляется возможным избежать потерь продукта, надлежит предусматривать специальные сборники для их улавливания. Однако поступление этилированных дождевых вод с обвалованных территорий резервуарных парков, сливно-наливных эстакад и площадок неизбежно. Наряду с этим этилированные воды поступают при мытье резервуаров, полов некоторых производственных помещений, а также при сливе отстойных (подтоварных) вод из резервуаров с этилированным бензином. Содержание тетраэтилсвинца в сточных водах достигает 1—2 мг/л [3].

Для обезвреживания этилированных сточных вод на нефтебазах создаются специальные узлы (станции) обезвреживания. Первичным элементом этих узлов являются отстойные сооружения — бензиоловушки. Они представляют собой упрощенные отстойники или устройства, конструктивно аналогичные ранее рассмотренным нефтеловушкам. В них из воды удаляется

основная масса нерастворенных примесей. В дальнейшем обезвреживание оставшихся тонкоэмульгированных и растворенных примесей этилированного бензина в воде производилось физико-химическими и химическими методами. Исследовались для этой цели сорбция, экстракция, электролиз, ультрафиолетовое облучение, хлорирование, озонирование, восстановление атомарным водородом, разложение под влиянием естественных условий и др. Практическое применение получили лишь экстракция, хлорирование, озонирование и естественное разложение.

Экстракцией называется метод очистки производственных сточных вод, основанный на извлечении из жидкости загрязнений (примесей) с помощью другой, нерастворимой в первой жидкости, в которой извлекаемые вещества имеют большую растворимость. Удаляемые при экстракции примеси называются экстрагируемыми веществами, а вводимая нерастворимая в воде жидкость — экстрагентом. В качестве экстрагентов для выделения тетраэтилсвинца из сточных вод можно применять бензин высоких марок, бензол, бутилацетат, четыреххлористый углерод и др.

Распределение вещества между водой и экстрагентом характеризуется коэффициентом распределения

$$K = C_э / C_{св}, \quad (7.14)$$

где $C_э$ и $C_{св}$ — концентрация извлекаемого вещества соответственно в экстрагенте и в сточной воде в момент равновесия.

Коэффициент распределения зависит от температуры, вида и концентрации извлекаемого вещества и определяется экспериментально в каждом конкретном случае. Однократная экстракция редко приводит к полному удалению из сточной жидкости экстрагируемого вещества. Чаще применяют многократную экстракцию. По характеру технологического процесса экстракция может быть непрерывной и периодической.

Т а б л и ц а 7.2

Экстрагирование тетраэтилсвинца
(начальная концентрация 100 мг/л) бензином

Сорт бензин	Соотношение объемов бензина и воды	Коэффициент распределения	Конечная концентрация тетраэтилсвинца в воде, мг/л		
			Первая ступень	Вторая ступень	Третья ступень
Автомобильный	1 : 50	4950	1	0,01	0,0001
	1 : 25	4975	0,5	0,002	0,00001
Авиационный	1 : 50	7093	0,7	0,005	0,00003
	1 : 25	7549	0,33	0,001	0,000004

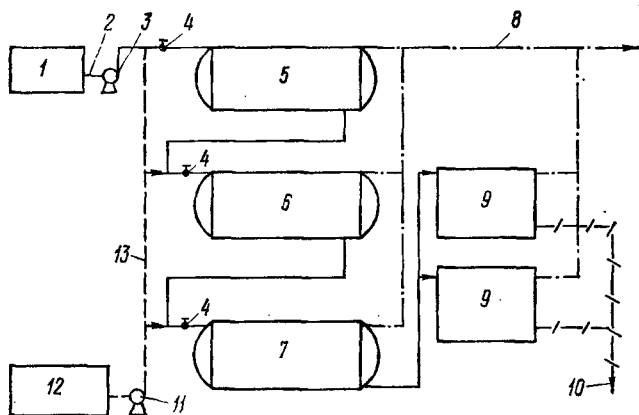


Рис. 7.7. Схема установки для очистки сточных вод от тетраэтилсвинца экстрагированием.

1 — приемный резервуар этилированных вод; 2 — трубопровод этилированных вод; 3 — насос; 4 — смесители (муфтовые вентили); 5—7 — резервуары-экстракторы (отстойники) трех ступеней; 8 — трубопровод отработанного экстрагента; 9 — открытые отстойники; 10 — трубопровод очищенных вод; 11 — насос-дозатор экстрагента; 12 — емкость для свежего экстрагента; 13 — трубопровод свежего экстрагента.

На нефтебазах для экстракции чаще применяют бензин высоких марок. Эффективность работы экстракционной установки при экстрагировании тетраэтилсвинца бензином показана в табл. 7.2.

Таким образом, для полного извлечения тетраэтилсвинца из сточных вод необходимы соотношение бензина и воды не более 1 : 25 и трехкратная экстракция.

Технологическая схема экстракционной установки показана на рис. 7.7. Она состоит из сборной емкости, смесителей, отстойников и насосных агрегатов. Сточная жидкость после подачи из сборного резервуара последовательно проходит резервуары-экстракторы (три ступени), работающие под давлением (для удобства передачи жидкости со ступени на ступень и отвода отстойного экстрагента). Перед каждой из ступеней в жидкость дозировочным насосом подается $\frac{1}{3}$ свежего экстрагента согласно установленному соотношению. После отстаивания из емкостей удаляется всплывший экстрагент, уровень которого контролируется водомерным стеклом. После третьей ступени сточные воды поступают на дополнительное длительное отстаивание (не менее 10 ч) в открытые отстойники. Отработанный экстрагент из экстракторов может быть подан в емкости с этилированным бензином, а из открытых отстойников — сбрасывается в приемный резервуар сточных вод.

Для хлорирования сточных вод, при котором тетраэтилсвинец разрушается атомарным кислородом, применяют

газообразный хлор и хлорсодержащие реагенты. Расход активного хлора достигает 10—20 кг на 1 кг тетраэтилсвинца, хлорной извести 1—1,5 кг на 1 м³ сточных вод. Продолжительность контакта хлора с водой устанавливается при пусконаладочных работах (ориентировочно около 1 ч). В состав установки для хлорирования входят реагентное хозяйство и две контактные емкости. После хлорирования вода перед сбросом нуждается в удалении остаточного хлора, а при применении газообразного хлора — и в нейтрализации.

Озонирование этилированных сточных вод производят на установках, схема одной из которых описана в § 7.3. При этом концентрация озона в озоновоздушной смеси не менее 15 мг/л, ориентировочная продолжительность контакта сточных вод с озоном — около 1 ч. Эффективность очистки составляет 80—90 %. Более полное обезвреживание воды от тетраэтилсвинца (до 100 %) можно получить с использованием катализатора — силикагеля. Катализатор загружается в контактную колонну в три слоя: первый загружается на высоте 0,3—0,4 м от уровня ввода озоновоздушной смеси, второй — на середине колонны, третий — симметрично первому слою. Промежуток между слоями катализатора заполняется фарфоровыми кольцами Рашига 15×15 мм. В связи с присутствием в колоннах катализатора сточную воду на выходе рекомендуется пропускать через тканевый фильтр.

Обязательным условием успешного озонирования является предварительное освобождение сточных вод от механических примесей и эмульгированных нефтепродуктов.

По данным ВНИИ Водгео (отдел водного хозяйства промпредприятий, г. Харьков), обезвреживание сточных вод от тетраэтилсвинца концентрацией до 5 мг/л можно осуществлять путем его разложения в естественных условиях. Для этого этилированные воды должны выдерживаться в открытых водоемах 25—30 сут с соблюдением следующих условий:

1) сточные воды не должны содержать взвешенных и эмульгированных нефтепродуктов;

2) расход сточных вод из сооружений должен быть не более притока;

3) выпуск воды должен производиться из донной части сооружения в противоположном конце от места впуска сточных вод;

4) температура окружающего воздуха в зимний период не должна быть ниже +2 °С (допускается устройство защитного перекрытия);

5) глубина слоя жидкости не должна превышать 2,0 м.

Откосы и днище отстойного сооружения должны быть водонепроницаемыми. Расчет вместимости сооружения производится с учетом выпадения осадков и испарения жидкости.

§ 7.5. Испарительное и термическое обезвреживание нефтесодержащих сточных вод

При невозможности повторного использования или сброса очищенных сточных вод в окружающую среду в районах с высокой испаряемостью их надлежит направлять на испарительные пруды (площадки), предназначенные для удаления жидкой фазы под воздействием природных факторов испарения. Указанный процесс имеет практическое значение лишь при превышении годового слоя испарения над годовым слоем осадков не менее чем на 200 мм.

Испарительные пруды устраиваются на значительном удалении от населенных пунктов (2—3 км по согласованию с контролирующими органами). Их устройство показано на рис. 7.8. Это земляные емкости глубиной 1—2 м, состоящие из нескольких секций. Днище и стенки прудов должны иметь изолирующий экран (глина, полимерные пленки, асфальтобетон) для предохранения грунтовых вод от загрязнения. Эксплуатация всех секций пруда осуществляется одновременно; деление на секции необходимо для проведения очистных (профилактических) и ремонтных работ.

Наличие нефтяной пленки на поверхности пруда затрудняет и даже препятствует испарению воды. В связи с этим содержание нефтепродуктов в воде, подаваемой на испарение, не должно превышать 15—30 мг/л.

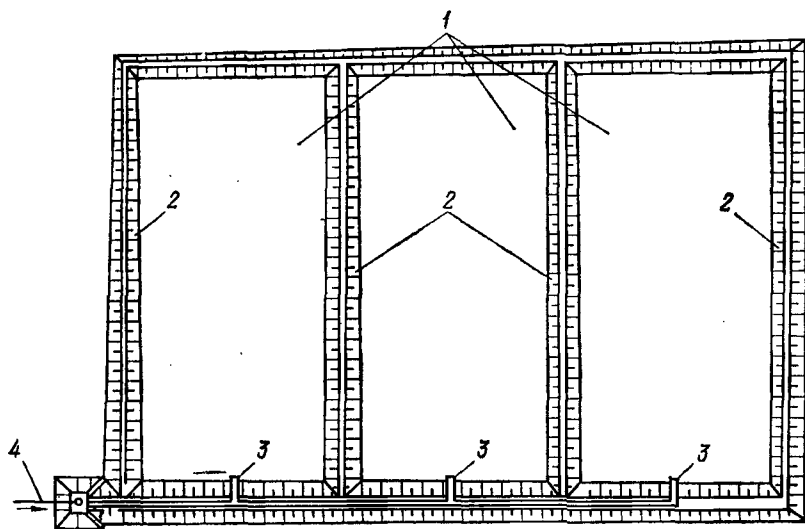


Рис. 7.8. Устройство испарительного пруда.

1 — секции пруда; 2 — ограждающие валики; 3 — выпускные лотки (трубы); 4 — подающий трубопровод.

Площадь зеркала пруда, необходимая для испарения поступающих сточных вод, определяется по формуле

$$F_{\text{пр}} = \frac{Q_{\text{год}} + Q_{\text{соб}}}{E_{\text{год}} + E_{\text{доп}} - h_{\text{ос}}}, \quad (7.15)$$

где $Q_{\text{год}}$ — годовое количество сточных вод, подлежащих испарению, м³/год; $Q_{\text{соб}}$ — годовое количество воды, поступающей в пруд с собственной площади водосбора при выпадении осадков, м³/год; $E_{\text{год}}$ — годовой слой испарения воды в пруде под действием климатических факторов, м/год; $E_{\text{доп}}$ — годовой слой дополнительного испарения жидкости, м/год; $h_{\text{ос}}$ — средний годовой слой атмосферных осадков, м/год.

Годовой слой испарения воды под воздействием климатических факторов определяется как сумма месячных слоев испарения. Месячный слой испарения зависит от температуры воды и метеорологических параметров воздуха в околосемной области (влажность, скорость ветра). Он вычисляется по выражению

$$E_{\text{мес}} = 0,15n(e_0 - e_{200})(1 + 0,72\omega_{200}), \quad (7.16)$$

где $E_{\text{мес}}$ — месячный слой испарения, мм; n — число дней в месяце; e_0 — максимальная упругость пара, мбар; e_{200} — среднемесячная абсолютная влажность воздуха над водной поверхностью на высоте 200 см, мбар; ω_{200} — среднемесячная скорость ветра над водной поверхностью на высоте 200 см, м/с.

Абсолютную влажность воздуха для незначительных водных площадей, к которым относятся испарительные пруды, можно принять равной абсолютной влажности воздуха над сушей, приводимой в климатологических справочниках.

Расчетная скорость ветра на высоте 200 см равна $0,8 \omega_{1000}$, где ω_{1000} — скорость ветра на высоте 1000 см, приводимая в климатологических справочниках. Поскольку годовой слой испарения представляет собой среднюю норму, в расчеты необходимо вводить поправочный коэффициент обеспеченности испарения $k_{\text{об}}$ (табл. 7.3), т. е. $E_{\text{год}} = k_{\text{об}} \sum E_{\text{мес}}$.

Годовой слой дополнительного испарения за счет поступления воды с температурой больше температуры воды в окружающих водоемах для нефтебаз весьма мал и им можно пренебречь.

Фильтрация воды в грунт на испарительных площадках должна быть исключена. Значение среднегодового слоя осадков принимается по местным метеоданным или климатологическим справочникам.

Для сокращения площадей испарительных прудов в некоторых случаях они оборудуются распыливающими установками (рис. 7.9). Вода из секций испарительного пруда забирается насосами и подается на центробежные форсунки. При ее рас-

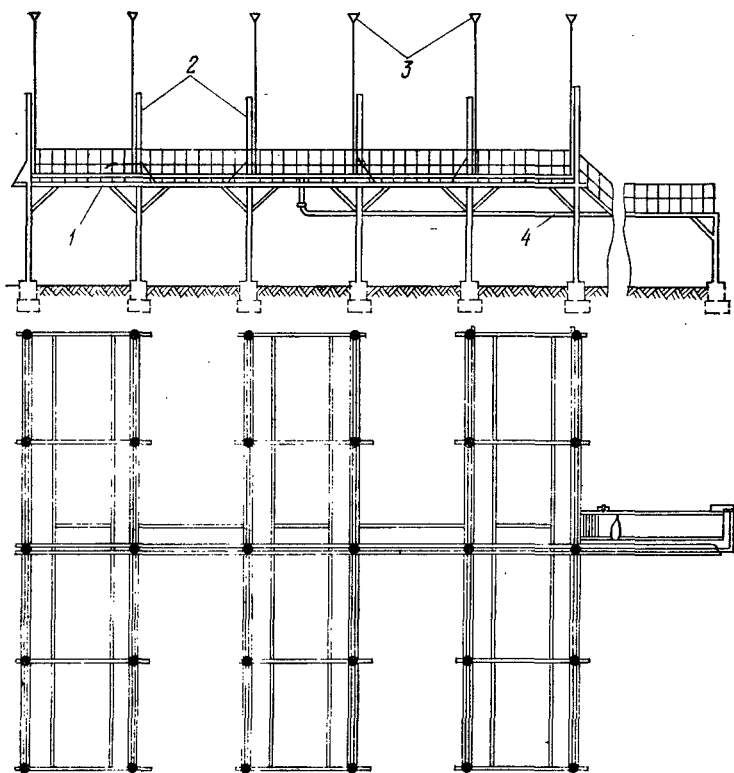


Рис. 7.9. Устройство распыливающей установки.
 1 — эстакада; 2 — трубные стойки; 3 — форсунки; 4 — подающий трубопровод.

Т а б л и ц а 7.3

Значения коэффициента обеспеченности испарения

Районы	Обеспеченность испарения, %									
	1	3	5	10	25	50	75	90	97	99
Степные, полупустынные и пустынные (56—48° с. ш. и 60—78° в. д.)	1,35	1,28	1,25	1,19	1,10	1,00	0,90	0,75	0,72	0,65
Остальная территория СССР	1,23	1,19	1,16	1,13	1,07	1,00	0,93	0,84	0,81	0,77

пылении увеличивается суммарная поверхность контакта жидкости с воздухом и ускоряется испарение. Неиспарившаяся вода снова поступает в секцию пруда. Эффективность испарения воды с помощью распыливающих установок зависит от высоты расположения форсунок над поверхностью пруда, температуры воды и воздуха, скорости ветра и относительной влажности воздуха. По исследованиям ЦНИЛ Госкомнефтепродукта РСФСР эффективность распыливающих установок для района Астрахани характеризуется данными, приведенными в табл. 7.4.

Для обеспечения испарения в среднем 50—55 % воды на распыливающей установке (в районе Астрахани) рекомендуются следующие параметры: напор распыливаемой воды 160 м; производительность одной форсунки 0,5—0,8 м³/ч; высота расположения форсунок над поверхностью пруда 9—10 м. Для повышения надежности работы форсунок на всасывающем трубопроводе насосов для задержания механических примесей над-

Таблица 7.4

Эффективность распыливающих установок при испарении сточных вод

Температура воды, °С	Высота расположения форсунок, м	Скорость ветра, м/с	Относительная влажность воздуха, %	Количество испарившейся воды, % от распыливаемой
28—31	5,5	3	51	39
		5	30	69
		5	40	50
		6	33	48
		6	32	57
24—28	7	2	28	47
		5	31	57
		5	25	65
		7	28	76
		9	33	68
14—20	7	2	33	38
		3	57	39
		5	57	44

лежит устанавливать сетчатый фильтр. Распыливающая установка в пределах испарительного пруда должна располагаться таким образом, чтобы расстояние от крайних распыливающих стояков с форсунками до ограждающих элементов пруда было не менее 100—120 м.

В тех районах, где запрещен сброс сточных вод вообще, а испарительное удаление невозможно по климатическим условиям, обезвреживание сточных вод осуществляется термическим

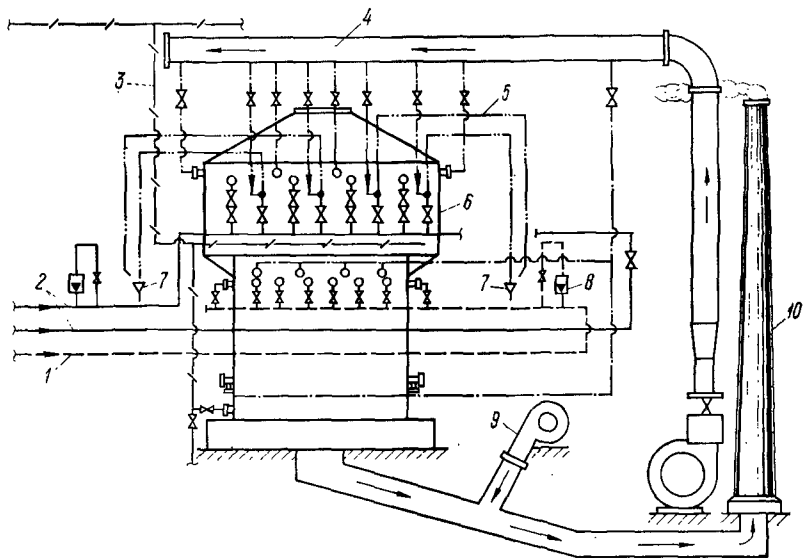


Рис. 7.10. Схема установки для сжигания нефтесодержащих вод.

1 — трубопровод подачи сточных вод; 2 — мазутопровод; 3 — водопровод; 4 — воздухопровод; 5 — трубопровод отвода охлаждающей воды; 6 — вертикальная циклонная печь; 7 — сливные воронки охлаждающей воды; 8 — ротаметры; 9 — вентилятор охлаждения дымовых газов; 10 — дымовая труба.

путем — с сжиганием (например, на Култукской нефтебазе в бассейне оз. Байкал). Для сжигания применяются горизонтальные и вертикальные циклонные печи, в которые подаются через форсунки сточные воды. Температура в печи поддерживается на уровне 1000°C за счет сжигания мазута или газа. Схема стационарной установки термического обезвреживания нефтесодержащих сточных вод показана на рис. 7.10. Расход жидкого топлива для сжигания 1 м^3 сточных вод составляет $0,2\text{--}0,25\text{ т}$ [2, 3].

Для сжигания маслонефтеотходов Мосводоканалпроектом использован турбобарботажный метод. Он состоит в том, что через слой сжигаемых органических жидких отходов пропускают воздух, который перемешивает их и обеспечивает интенсивное горение. При этом в камеру горения тангенциально вводится дополнительный воздух. Горючие отходы предварительно должны обезвреживаться. Разработано несколько установок этого типа («Вихрь»): передвижная производительностью $3\text{--}10\text{ т/ч}$ и плавающая производительностью 3 т/ч .

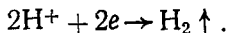
ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД ОТ НЕФТЕПРОДУКТОВ ЭЛЕКТРОХИМИЧЕСКИМИ МЕТОДАМИ

§ 8.1. Сущность электрохимических методов

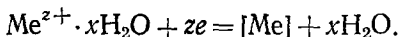
В основе электрохимических методов очистки сточных вод лежит электролиз веществ, т. е. химические превращения с использованием электрической энергии. Они возможны в растворах электролитов, электропроводность которых обусловлена присутствием ионов (заряженных частиц), способных передвигаться под воздействием электрического поля.

При пропускании постоянного тока через очищаемую сточную воду, которая в большинстве случаев является раствором электролита той или иной концентрации, на аноде происходит уменьшение числа электронов и он имеет положительный заряд, а на катоде создается избыток электронов, обуславливающий отрицательный заряд. Отрицательные ионы (анионы) в растворе притягиваются к аноду, а положительные ионы (катионы) — к катоду. Анионы, отдавая аноду свои электроны, а катионы, отнимая у катода избыточные электроны, превращаются в нейтральные частицы. Этот процесс сопровождается электрохимическими реакциями — взаимодействием ионов и электронов на границе раздела раствор—электрод.

Типичной электрохимической реакцией на катоде является катодное восстановление, т. е. процесс разрядки ионов водорода с образованием газообразного водорода:



При катодном восстановлении ионов металлов происходит выделение твердой фазы:



Эти процессы применяют при очистке сточных вод от ионов никеля, цинка, меди, кадмия и др.

Катодное восстановление может происходить и без выделения самостоятельной фазы, как, например, переход трехвалентного железа в двухвалентное. Катодное восстановление органических соединений в сточных водах чаще всего также не сопровождается выделением особой фазы, т. е. к нему прибегают

главным образом для перевода их в нетоксичные или малотоксичные соединения.

На аноде могут происходить процессы с образованием продуктов окисления (газообразных и твердых), без выделения самостоятельной фазы и с растворением материала анода. Наиболее характерными анодными процессами являются окислительные процессы с выделением кислорода и хлора. На нерастворимых анодах многие органические соединения могут быть полностью окислены с образованием воды, диоксида углерода (углекислого газа), азота аммиака и других газообразных продуктов. Возможно и частичное анодное окисление органических соединений до безвредных продуктов. При использовании для анодов ряда металлов (алюминий, железо, цинк, медь и др.) происходит их растворение, т. е. переход их ионов в раствор.

Электродные электрохимические реакции восстановления и окисления тесно связаны друг с другом и не могут быть осуществлены обособленно. На скорость электрохимической реакции влияют состав сточных вод, их температура, гидродинамические условия, материал электродов, наличие примесей, отлагающихся на электроде, и другие причины.

Наиболее существенной закономерностью электрохимических процессов является связь между количеством прошедшего через жидкость электричества и количеством вещества, прореагировавшего на электроде. Она описывается законами Фарадея. Первый из них гласит, что количество прореагировавшего на электроде вещества прямо пропорционально количеству прошедшего через жидкость электричества:

$$m = kq = kIt, \quad (8.1)$$

где q — количество прошедшего через границу электрод—жидкость электричества, А·ч; I — сила тока, А; t — время электролиза, с; k — электрохимический эквивалент.

Электрохимический эквивалент представляет собой количество вещества в килограммах, которое выделяется на электроде при прохождении единицы количества электричества.

Согласно второму закону Фарадея при прохождении через различные электролиты одного и того же количества электричества масса выделившихся на электроде веществ пропорциональна их химическим эквивалентам (отношению атомной массы элементов к их валентности). Следовательно, электрохимические эквиваленты веществ пропорциональны их химическим эквивалентам. Экспериментально установлено, что при прохождении через жидкость количества электричества, равного 26,8 А·ч, на электроде выделяется масса вещества, численно равная его химическому эквиваленту. Иначе говоря, количество электричества, необходимое для выделения 1 г-экв вещества на электродах, не зависит от его вида, а также от параметров работы и

устройства электролизера. Это количество электричества соответствует единице фарадей (постоянная Фарадея). С учетом сказанного масса прореагировавшего на электроде вещества равна

$$m = AIt/(zF), \quad (8.2)$$

где A — атомная масса элемента, кг; z — валентность выделившегося элемента; F — постоянная Фарадея (26,8 А·ч).

Таким образом, численное значение электрохимического эквивалента определяется по выражению

$$k = A/(zF). \quad (8.3)$$

В реальных условиях наблюдаются отклонения от приведенных зависимостей, так как образование основного продукта часто сопровождается побочными электрохимическими реакциями, на которые затрачивается некоторая часть электричества. Она учитывается выходом по току, который равен отношению количества продукта, образовавшегося при электролизе, к количеству, которое должно образоваться по закону Фарадея. При электролизе в водной среде выход по току обычно не менее 0,95.

Основными способами электрохимической очистки нефтесодержащих сточных вод являются электрохимическая коагуляция (электрокоагуляция) и электрохимическая флотация (электрофлотация).

§ 8.2. Электрохимическая коагуляция

При электрокоагуляции гидроокиси металлов получают в результате растворения анода и дальнейшего гидролиза перешедших в раствор ионов металлов. Образующиеся при этом гидроокиси обладают повышенной активностью и сорбционной способностью, что обеспечивает эффективную коагуляцию дисперсных примесей с участием продуктов электролиза. Образовавшиеся хлопьевидные структуры флоатируются на поверхность жидкости пузырьками образовавшегося при электролизе газа или выносятся из электрокоагуляционного аппарата потоком обрабатываемой сточной воды с последующим отстаиванием или фильтрованием.

Механизм электрокоагуляции последовательно включает в себя следующие операции: электрофоретическое концентрирование, т. е. направленное движение заряженных частиц примесей и концентрирование их у поверхности электродов; растворение электрода и образование гидроокисей металлов; поляризационная коагуляция дисперсных частиц; упаковка первичных агрегатов по мере накопления частиц гидроокисей и флокуляционная коагуляция; флотация образовавшихся агрегатов пузырьками газов.

Эффективность электрокоагуляции зависит от материала электродов, анодной плотности тока, состава и скорости движения обрабатываемой жидкости в межэлектродном пространстве. Серьезной помехой электрокоагуляции является образование на электродах окисных пленок — анодная пассивация.

Для очистки нефтесодержащих сточных вод аноды изготавливаются из алюминия или железа. Расход электроэнергии N для анодного растворения металла зависит от плотности j (рис. 8.1) и расстояния между электродами. С уменьшением расстояния расход электроэнергии снижается. Обычно плотность тока принимают до 200—300 А/м², расстояние между электродами 10—20 мм, скорость движения воды между электродами должна быть не менее 0,03—0,05 м/с. Теоретический расход электроэнергии при рекомендуемом напряжении 3—12 В составляет, Вт·ч: при растворении 1 г железа 2,9, при растворении 1 г алюминия 12. Растворение в воде 1 г железа эквивалентно введению в сточную воду 3,58 г сернокислого железа Fe₂(SO₄)₃, а растворение 1 г алюминия — 6,33 г сернокислого алюминия Al₂(SO₄)₃.

Электрокоагуляционная очистка воды производится в электролизерах в основном с вертикальным расположением электродов, выполняемых чаще всего в виде блока прямоугольных пластин толщиной 5—10 мм. Соединение электродов осуществляется по монополярной схеме (рис. 8.2). Возможно соединение их по биполярной и комбинированной схемам. При отсутствии источников постоянного тока питание электролизеров осуществляется выпрямленным током, для чего в составе установки предусматриваются выпускаемые промышленностью выпрямители. С целью обеспечения безопасности работающего персонала на одну электролитическую ячейку не должно подаваться напряжение более 36 В.

По характеру потоков воды в электролизерах они могут быть однопоточные, многопоточные и смешанные с горизонтальным или вертикальным направлением движения жидкости. Конструктивные варианты электрокоагуляционных установок различны. Промышленная электрокоагуляционная установка для очистки нефтесодержащих сточных вод представлена на рис. 8.3.

При электрокоагуляции образуется очень рыхлый, плохо уплотняющийся осадок. Для его обезвоживания применяют отстаивание, центрифугирование, флотацию, термическую сушку.

Электрохимические методы, и в том числе электрокоагуляция, имеют следующие преимущества: не требуют применения

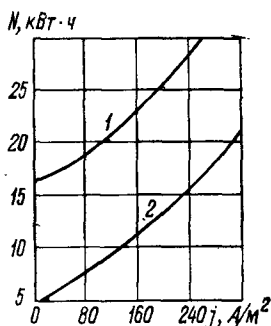


Рис. 8.1. Расход электроэнергии N при анодном растворении 1 кг алюминия (1) и 1 кг железа (2) в зависимости от плотности тока j .

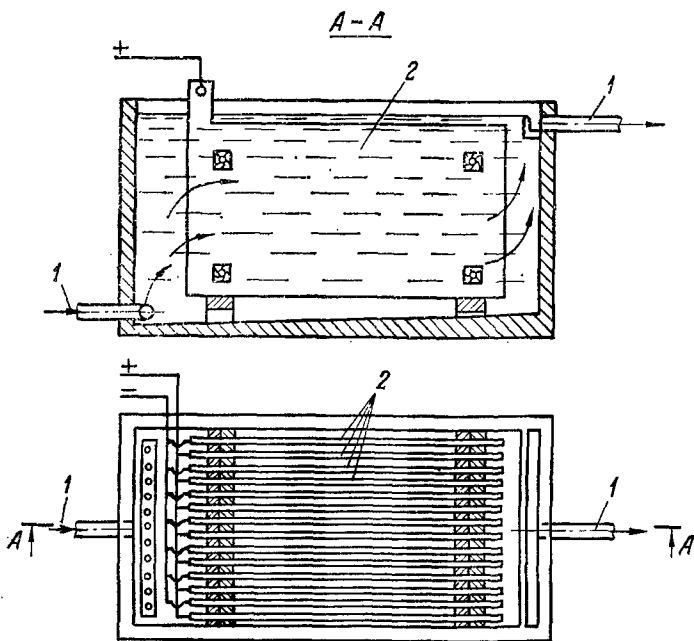


Рис. 8.2. Устройство электролизера для электрохимической коагуляции.
1 — вода; 2 — электроды.

реагентов, не увеличивают солесодержание воды, упрощают технологические схемы очистки, улучшают условия эксплуатации, позволяют сравнительно просто решать вопросы автоматизации. Наряду с этим электрокоагуляция не лишена и существенных недостатков. К их числу относятся сравнительно большая потребность в электроэнергии, значительный расход листового металла, образование на поверхности электродов окисных пленок, засорение пространства между электродами продуктами электрокоагуляции. Образование отложений на электродах в результате электрофоретического концентрирования дисперсной фазы и гидроксидов приводит к снижению скорости и эффективности электро-

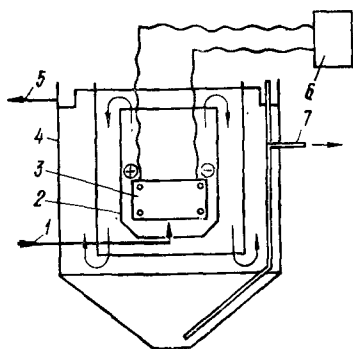


Рис. 8.3. Электрокоагуляционная установка для очистки нефтесодержащих вод.

1 — трубопровод подачи сточных вод; 2 — резервуар электрокоагулятора (электролизер); 3 — пакет плоских стальных электродов; 4 — отстойник; 5 — выпуск очищенных вод; 6 — выпрямитель электрического тока; 7 — выпуск сточных вод.

коагуляции. Для уменьшения вредных последствий этого явления предусматривают барботаж воздуха через межэлектродное пространство, устройство вращающихся щеток, вращающихся дисковых электродов и пр. Для борьбы с пассивацией электродов осуществляется их переполусовка, добавка в жидкость анионов, вытесняющих кислород из пассивирующих соединений и образующих растворимые в воде соединения, например Cl^- .

Водород, выделяющийся при электролизе, уже при содержании 0,4 об. % может образовывать с воздухом взрывоопасную смесь. Предельно допустимая взрывобезопасная концентрация водорода в производственном помещении согласно СНиП II-М.2—72 принимается равной 10 % от нижнего предела взрываемости, т. е. 0,04 об. %. В связи с этим надлежит предусматривать специальные меры по вентиляции производственного помещения.

Расчет электрокоагуляторов выполняется в нижеследующем порядке [86].

Общее напряжение на электролизере складывается из следующих величин:

$$E_{\text{общ}} = \varphi_a + \varphi_k + \eta_a + \eta_k + E_{\text{эл}} + E_a + E_k + E_{\text{конт}}, \quad (8.4)$$

где φ_a и φ_k — равновесные потенциалы анода и катода (для каждой электродной реакции имеют свои значения и приводятся в справочниках); η_a и η_k — перенапряжение на аноде и катоде (вычисляются с учетом плотности тока, материала и состояния поверхности электродов, состава и температуры электролита); $E_{\text{эл}}$ — падение напряжения в электролите (зависит от плотности тока, удельного сопротивления электролита, расстояния между электродами, газонаполнения электролита); E_a , E_k и $E_{\text{конт}}$ — падение напряжения в электродах (аноде и катоде) и контактах.

Наиболее точно общее напряжение на электролизере устанавливается экспериментально для каждого вида сточных вод, применяемых электродов и конкретной компоновки в аппарате путем построения вольтамперных характеристик. В известных в настоящее время установках для очистки различных видов производственных сточных вод напряжение электролиза находится в пределах от 3 до 12 В.

Необходимая сила тока I , пропускаемого через электролизер, ориентировочно определяется по формуле

$$I = q/t = VDC/t, \quad (8.5)$$

где q — количество электричества, которое необходимо пропустить через сточные воды, А·ч; t — продолжительность пребывания сточных вод в электролизере, с; V — объем сточных вод в электролизере, м^3 ; C — концентрация загрязнений в сточных водах, $\text{кг}/\text{м}^3$; D — теоретическое количество электричества для очистки сточных вод от 1 кг загрязнений, А·ч.

При известной необходимой плотности тока, установленной экспериментально, сила тока в электролизере определяется с учетом общей площади анодов.

Удельный расход электроэнергии определяется по формуле

$$N_{уд} = ItE_{общ}/Q, \quad (8.6)$$

где $N_{уд}$ — удельный расход электроэнергии, кВт·ч/м³; Q — объем обрабатываемой воды за время t , м³; t — продолжительность электролиза, ч.

Требуемая установленная мощность

$$P = IE_{общ}. \quad (8.7)$$

По полученным в результате расчета значениям напряжения и тока подбирается выпрямительное устройство из числа выпускаемых промышленностью (табл. 8.1).

Для проектирования вентиляции объем выделяющегося на катодах водорода определяется по формуле

$$W = \gamma c I (273 + T)/273, \quad (8.8)$$

где γ — выход водорода по току (0,9—0,95); c — объемный электрохимический эквивалент водорода, равный 0,00042 м³/(А·ч); T — температура сточных вод, °С.

В сточных водах растворяется водорода

$$W_p = 21,4 (273 + T) Q / (273 \cdot 10^3), \quad (8.9)$$

где Q — расход сточных вод, м³/ч; 21,4 — растворимость водорода в 1 м³ воды при $T=0$ °С и атмосферном давлении, л.

В производственное помещение выделяется водорода

$$W_{выд} = W - W_p. \quad (8.10)$$

Если содержание водорода в воздухе помещения может достигать 0,04 об. %, то надлежит предусматривать автономное вытяжное устройство для электролизера. Возможная концентрация водорода в помещении определяется по формуле

$$C_{H_2} = W_{выд} / (V_{пом} k), \quad (8.11)$$

где $V_{пом}$ — объем производственного помещения, м³; k — существующая кратность воздухообмена в помещении в целом в результате естественной или принудительной вентиляции.

Производительность автономного вентиляционного устройства определяется из условия разбавления водорода воздухом до концентрации менее 0,04 об. %. Следовательно, производительность вентилятора должна быть не менее

$$Q_{вент} = (300 \div 350) W_{выд}. \quad (8.12)$$

Технологические параметры работы электролизера в каждом конкретном случае зависят от состава очищаемой жидкости и уточняются экспериментальным путем. Для нефтесодержащих

Таблица 8.1

Технологические характеристики выпрямителей для электрохимической очистки сточных вод

Тип агрегата	Режим работы	Выходная мощность, кВт	Выпрямленное напряжение, В	Выпрямленный ток, мА; номинальный, А	Вид охлаждения	Габаритные размеры, мм			Масса, кг
						Высота	Длина	Ширина	
ВАКГ-18/9-320	I	5,76	8-12	35/320	Воздушное	1662	480	870	300
	II	2,88	3-9						
ВАКГР-12/6-630	I	7,56	9-12	50/630	Воздушное	1492	590	882	380
	II	3,78	3-6						
ВАКГ-12/6-630	I	7,56	9-12	75/320	Воздушное	1662	480	870	350
	II	2,88	3-9						
ВАКГ-12/6-1600	I	19,2	9-12	375/1600	Воздушно-водяное	1717	758	910	650
	II	9,6	3-6						
ВАКГ-12/6-3200	I	38,4	9-12	750/3200	Воздушно-водяное	1717	882	910	850
	II	19,2	3-6						

сточных вод типа зачистных из нефтеналивных судов и железнодорожных цистерн продолжительность электрообработки составляет 25—30 мин при плотности тока 200—300 А/м² [83].

Конструктивный расчет электрокоагуляторов производится следующим образом. Полезный объем электролизера

$$V = Qt. \quad (8.13)$$

Общая поверхность плоских анодов

$$S_a = \frac{2V}{(d + \delta) \cdot 2} = \frac{V}{d + \delta}, \quad (8.14)$$

где d — расстояние между электродами (0,005—0,01 м); δ — толщина электрода (0,003—0,008 м).

Общее число анодов в электролизере

$$n_a = S_a / S_1, \quad (8.15)$$

где S_1 — поверхность одного анода.

Общее число электродов (анодов и катодов) в электролизере

$$n_{\text{общ}} = 2n_a + 1. \quad (8.16)$$

Длина блока электродов

$$l_1 = 2n_a d + \delta (2n_a + 1). \quad (8.17)$$

Длина электролизера

$$l_2 = l_1 + 2l_3, \quad (8.18)$$

где l_3 — расстояние между крайними электродами и стенками электролизера (0,02—0,03 м).

Ширина электродов

$$b_1 = S_1 / (2h_1), \quad (8.19)$$

где h_1 — высота части электродов, погруженной в воду (1—1,5 м).

Ширина электролизера

$$b_2 = b_1 + 2b_3, \quad (8.20)$$

где b_3 — расстояние между электродами и стенками электролизера (0,02—0,03 м).

Высота электролизера

$$h = h_1 + h_2 + h_3, \quad (8.21)$$

где h_2 — высота электрода над уровнем жидкости (0,01—0,02 м); h_3 — высота борта электролизера (0,2—0,3 м).

Скорость движения воды между электродами снизу вверх

$$u = h_1 / t. \quad (8.22)$$

Расход металла анодов на единицу объема обрабатываемой жидкости

$$m = \gamma k I t / Q, \quad (8.23)$$

где k — электрохимический эквивалент, г/(А·ч); для двухвалентного железа 1,042, для трехвалентного железа 0,606, для алюминия 0,336.

Масса металла в электродах, которая может быть израсходована при электрокоагуляции,

$$M = \alpha \rho_m \delta n_{\text{общ}} f, \quad (8.24)$$

где α — коэффициент использования материала электродов (в зависимости от толщины пластин принимается равным 0,6—0,9); ρ_m — плотность металла (для стали 7860 кг/м³, для алюминия 2580 кг/м³); f — площадь одного электрода, м.

Продолжительность работы электродной системы

$$t = M \cdot 10^6 / (24mQ). \quad (8.25)$$

§ 8.3. Электрохимическая флотация

Как показано выше, электрохимические процессы сопровождаются газовыделением: на катоде — водорода, на аноде — кислорода и хлора (при наличии в жидкости хлоридов). Образующиеся пузырьки газов при взаимодействии с гидрофобными поверхностями загрязнений образуют флотоагрегаты, которые всплывают (флотироваются) и концентрируются в поверхностном пенном слое. При электрокоагуляции флотационные процессы являются часто побочным явлением, так как основное внимание здесь уделяется получению оптимального количества гидроокисей металлов для коагуляции суспензий или эмульсий. В чистом виде электрохимическая флотация (электрофлотация) может быть осуществлена путем электролиза водных растворов с применением электрохимически нерастворимых анодов (угольных, графитовых и др.).

По конструкции электрофлотационные аппараты представляют собой электролизеры, в которых электроды горизонтально или вертикально располагаются над днищем, перекрывая его полностью. Это необходимо для распределения пузырьков газов по всему поперечному сечению аппарата, в котором очищаемая вода движется навстречу потоку пузырьков. Недостатком такой конструкции является возможность отложения на электродах частиц дисперсных примесей воды, которые увеличивают расход электроэнергии и вызывают необходимость периодической очистки и даже замены электродов. Распространенным материалом для катодов являются проволочные сетки из нержавеющей стали, располагаемые над анодами.

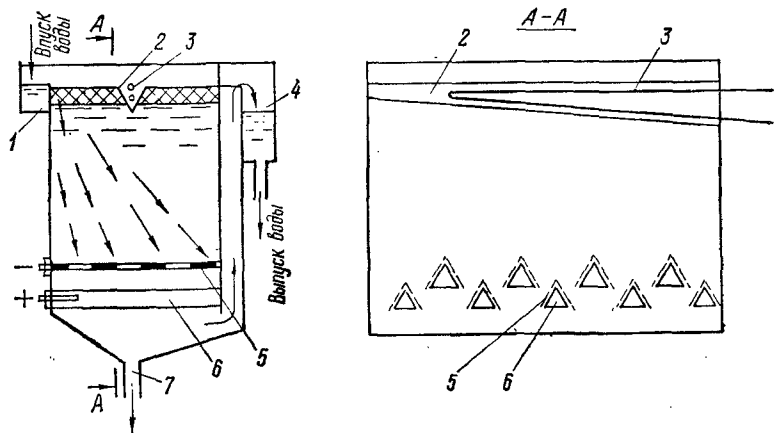


Рис. 8.4. Схема устройства электрофлотатора.

1 — входная камера; 2 — пеноотводный желоб; 3 — змеевиковый подогреватель пенной массы; 4 — выпускная камера; 5 — катод; 6 — анод; 7 — патрубок выпуска осадка в опорожнения.

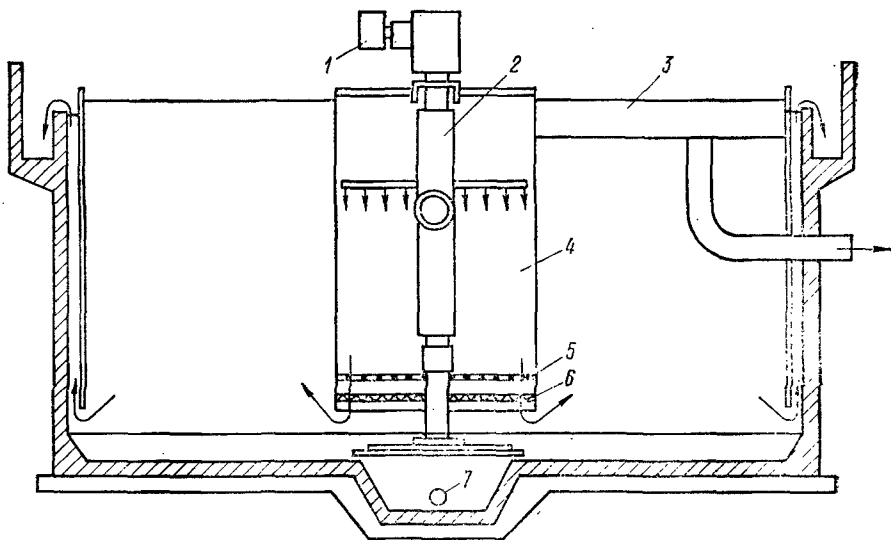


Рис. 8.5. Электрофлотационная установка.

1 — электродвигатель; 2 — комбинированный механизм для распределения сточной воды, сгребания пены и сбора осадка; 3 — пеносорбный лоток; 4 — электрофлотационная камера; 5 — катод; 6 — анод; 7 — труба опорожнения.

Наиболее рациональная схема устройства электрофлотатора, позволяющая предотвращать или уменьшать образование отложений, показана на рис. 8.4. В ней аноды из графита или другого электролитически стойкого материала выполнены в виде трехгранных призм, расположенных в шахматном порядке, а катоды из проволочных сеток, изогнутых под углом, размещаются под анодами. Устройство промышленной электрофлотационной установки большой производительности представлено на рис. 8.5.

Механизм образования флотоагрегатов при электрофлотации нефтесодержащих эмульсий аналогичен изложенному в гл. 5. Определяющими параметрами электрохимической флотации являются число участвующих в процессе пузырьков газа и их дисперсный состав.

Количество выделяющегося в виде пузырьков газа, например водорода на катод, который играет основную роль в электрофлотации, можно представить в виде

$$m = V_r \rho_r n = (4/3) \pi r_{cp}^3 \rho_r n, \quad (8.26)$$

где n — число пузырьков газа, выделяющихся на катод в течение времени t ; ρ_r — плотность газа, кг/м³; r_{cp} — средний радиус пузырьков, м; V_r — объем выделяющегося газа, м³.

Приравняв правые части выражений (8.1) и (8.26), получим

$$n = \frac{3kl\gamma t}{4\pi r_{cp}^3 \rho_r},$$

где γ — выход газа по току.

Время пребывания пузырьков газа в электролизере-флотаторе определяется высотой рабочего слоя жидкости и скоростью их всплывания. Для усредненных условий

$$t_\phi = H_\phi / u_{cp}, \quad (8.27)$$

где H_ϕ — высота рабочего слоя в аппарате, м; u_{cp} — средняя скорость всплывания пузырьков, м/с.

Число пузырьков в единице объема жидкости в электрофлотаторе равно

$$n_\phi = \frac{3kl\gamma t_\phi}{4\pi r_{cp}^3 \rho_r H_\phi S}, \quad (8.28)$$

где S — площадь поперечного (рабочего) сечения электрофлотатора (проекция поверхности электродов на горизонтальную плоскость), м².

Так как I/S есть плотность тока j , то с учетом отношения (8.27) выражение (8.28) имеет вид

$$n_\phi = \frac{3kj\gamma}{4\pi r_{cp}^3 \rho_r u_{cp}} = Aj, \quad (8.29)$$

где $A = 3k\gamma / (4\pi r_{cp}^3 \rho_r u_{cp})$ — постоянная величина для конкретного электрофлотатора.

Следовательно, путем регулирования плотности тока можно в значительном диапазоне изменять концентрацию пузырьков газа в аппарате, экспериментальным путем находя ее оптимальное значение для каждого конкретного технологического случая.

Плотность тока при электрофлотации обычно находится в пределах 100—300 А/м², насыщенность жидкости водородом достигает 0,10—0,13 об. %, продолжительность электрофлотации от нескольких минут до 30—40 мин, расстояние между электродами 5—20 мм, расход электроэнергии до 1 кВт·ч/м³. Эффект очистки воды по нефтепродуктам до 90 %.

Существенную роль в электрофлотации играет дисперсный состав пузырьков. Он должен оптимизироваться для каждого вида обрабатываемой дисперсной системы. Установлено, что диаметр газовых пузырьков при электрофлотации можно получить в пределах от 10 до 200 мкм. Распределение их по крупности приближается к нормальному или гамма-распределению.

Определяющими параметрами дисперсного состава пузырьков являются кривизна и микрорельеф поверхности проволочных электродов. Чем меньше диаметр проволоки, тем меньшего диаметра образуются пузырьки. Например, на катоде диаметром 1,5 мм основной объем газа выделяется в пузырьках диаметром больше 100 мкм, на катоде диаметром 0,4 мм — в интервале 50—90 мкм, на катоде диаметром 0,2 мм — в интервале 20—40 мкм [Матов Б. М., 1976 г.].

Таким образом, при конструировании электрофлотаторов необходимо подбирать диаметр проволоки в сетках с учетом обеспечения оптимального соотношения характеристик дисперсного состава очищаемой эмульсии и пузырьков газа.

Расчет электрофлотаторов производится в такой последовательности [86].

Рабочий объем электрофлотатора

$$V_{\phi} = Qt_{\phi} \quad (8.30)$$

Площадь электрофлотатора

$$F_{\phi} = V_{\phi} / H_{\phi} \quad (8.31)$$

где H_{ϕ} — высота рабочего слоя, принимаемая равной 0,8—1,5 м.

Общая высота электрофлотатора

$$H = H_{\phi} + h_1 + h_2 \quad (8.32)$$

где h_1 — высота слоя пены (0,05—0,15 м); h_2 — высота борта аппарата над уровнем пены (с учетом размещения устройств для удаления пены 0,2—0,4 м).

Активная площадь горизонтально расположенных (горизонтальной проекции) электродов

$$f = (L - 0,1)(B - 0,1), \quad (8.33)$$

где L — длина камеры флотации, м; B — ширина камеры флотации, м; $0,1$ — зазор между электродами и стенкой электрофлотатора, м.

Сила тока на электрофлотатор (катод)

$$I_k = j_k f_k, \quad (8.34)$$

где f_k — площадь катода, м²; j_k — плотность тока на катоде, А/м².

Продолжительность работы электродной системы электрофлотатора

$$t = \alpha M / (24 I q_{гр}), \quad (8.35)$$

где M — масса графитового электрода, т (плотность 1,5 т/м³); $q_{гр}$ — износ графита в процессе работы; равен 85 мг/(А·ч); α — коэффициент использования графитовых анодов (0,8—0,9).

Площадь живого сечения выделительной камеры электрофлотатора рассчитывается с учетом минимальной гидравлической крупности образующихся флотоагрегатов, которая устанавливается опытным путем.

В качестве одного из перспективных направлений электрохимической доочистки нефтесодержащих сточных вод, главным образом от растворенных нефтепродуктов, можно считать электрохимическое окисление (деструкцию). При электролизе сточных жидкостей, содержащих Cl^- , образуется водный раствор, содержащий хлор и продукты его гидролиза $HOCl$, Cl_2O , ClO^- , ClO_2^- , которые являются сильными окислителями. Наряду с этим в электролизерах происходит и непосредственное электрохимическое окисление органических веществ на анодах, а также выделяющимся кислородом.

В последние годы этот метод активно изучался в отношении ряда трудноразлагаемых органических соединений и имеет положительные результаты. Его применение упрощает технологические схемы очистки сточных вод, позволяет интенсифицировать процессы окисления трудноудаляемых органических загрязнений вследствие большой химической активности окислителей в момент их образования.

В настоящее время не имеется опыта применения электрохимической деструкции для глубокой очистки нефтесодержащих сточных вод, однако она заслуживает серьезного внимания и изучения на предприятиях хранения и транспорта нефтепродуктов.

ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД ОТ НЕФТЕПРОДУКТОВ БИОХИМИЧЕСКИМИ МЕТОДАМИ

§ 9.1. Сущность биохимических методов

Растворенные нефтепродукты в сточных водах могут быть обезврежены биохимическим путем, т. е. с помощью микроорганизмов-минерализаторов, которые используют органические вещества в процессе своей жизнедеятельности. Сообщества этих микроорганизмов сформировались в окружающей среде в процессе длительной эволюции и являются важнейшими элементами экологических систем. По физиологическим особенностям и условиям обитания они очень разнообразны, и по этой причине с помощью биохимического метода можно удалять из сточных вод различные органические соединения, включая весьма токсичные, а также неокисленные минеральные вещества.

Биохимическое разрушение органических веществ может осуществляться в анаэробных и аэробных условиях. Анаэробная очистка сточных вод производится с помощью анаэробных микроорганизмов-минерализаторов, т. е. не нуждающихся в кислороде. Конечными продуктами анаэробного распада (сбраживания) органических веществ являются газы CH_4 (метан), CO_2 (углекислый газ, диоксид углерода), H_2 (водород), N_2 (азот), H_2S (сероводород). Кроме того, в воде остается некоторое количество жирных кислот, сульфидов, гуминовых веществ и других труднорастворимых соединений. Анаэробный процесс осуществляется в двух характерных температурных областях: 20—35 °С (мезофильное сбраживание) и 45—55 °С (термофильное сбраживание). При термофильном процессе увеличивается скорость минерализации (сбраживания) и происходит более глубокий распад органических веществ. Анаэробный метод применяют при очень большой концентрации органических веществ в производственных сточных водах, чаще для минерализации органических осадков сточных вод.

Аэробная минерализация органических веществ в сточных водах производится с помощью аэробных микроорганизмов-минерализаторов, т. е. нуждающихся для своей жизнедеятельности в кислороде. Конечными продуктами полной аэробной минерализации органических веществ являются CO_2 , H_2O , нитраты, нитриты и другие соединения. В продуктах минерализации остаются некоторые количества неокисленных и трудно-

окисляемых веществ. Аэробный процесс используется главным образом для биохимической очистки сточных вод, содержащих органические загрязнения.

Основным элементом аэробного биоценоза является бактериальная клетка. В клетке происходят разнообразные многоэтапные процессы трансформации органических веществ. В составе биоценоза имеются бактерии, которые способны потреблять только определенные углеводороды или аминокислоты. Наряду с этим имеется большое число бактерий, участвующих в нескольких этапах разложения органического вещества. Они могут использовать сначала белки, а затем углеводы, окислять спирты, а затем кислоты или спирты и альдегиды и т. д. Одни виды микробов могут вести распад органического вещества до конца, например до образования углекислого газа и воды, другие только до образования промежуточных продуктов. По этой причине при очистке сточных вод дают необходимый эффект не отдельные культуры микроорганизмов, а их естественный комплекс, включая и более высокоразвитые виды [Роговская Ц. И., 1967 г.].

Питательные вещества в бактериальную клетку поступают через всю поверхность тела и только в растворенном состоянии. Нерастворенные и коллоидные (эмульгированные) вещества могут предварительно переводиться в водорастворимые состояния с помощью особых катализаторов химических реакций — ферментов. Они вызывают гидролиз веществ до более простых и растворимых в воде соединений. Каждый фермент действует лишь на строго определенное вещество, и поэтому микроорганизм вырабатывает в себе комплекс разнообразных ферментов, соответствующих его физиологическим особенностям и потребностям.

Возможность применения биохимического метода для очистки сточных вод определяется способностью содержащихся в них органических соединений проникать в бактериальную клетку и подвергаться в ней различным превращениям. Проникновение веществ в клетку зависит от размеров и строения их молекул, способности адсорбироваться на поверхности клетки, растворяться в составляющих ее компонентах или вступать с ними в химическое взаимодействие, а также поддаваться ферментативному разложению. Степень проникновения различных соединений в бактериальную клетку при одной и той же их концентрации различна. Наиболее трудно проникают в клетку минеральные соли. Например, солесодержание воды, очищенной биохимическим методом, не должно превышать 10 г/л (в основном по хлоридам). В связи с этим биохимическая доочистка нефтесодержащих морских балластных вод неадаптированными микроорганизмами весьма затруднена.

Поступившие в бактериальную клетку питательные вещества подвергаются в ней сложным превращениям и служат материа-

лом для синтеза новых органических соединений, входящих в состав клетки, а также источником энергии. Процесс усвоения питательных веществ, т. е. ассимиляции, сопровождается диссимиляцией — распадом веществ организма. Продукты диссимиляции выделяются в окружающую среду или частично вновь используются в обмене веществ. За сутки некоторые виды бактерий перерабатывают питательных веществ в 30—40 раз больше собственной массы.

Кроме органического вещества для жизнедеятельности микроорганизмов требуются минеральные биогенные элементы (N, P, K, Mg, Ca, Na, Cl, Fe и др.). Азот и фосфор являются основными биогенными элементами и подлежат контролю. Для ориентировочных расчетов рекомендуется на каждые 100 г БПК_{полн} иметь в сточных водах 5 г азота и 1 г фосфора. Остальные биогенные элементы не нормируются, так как обычно содержатся в сточных водах в достаточных для микрофлоры количествах.

Для нормального функционирования микроорганизмов важное значение имеет наличие в воде микроэлементов и факторов роста. Это витамины и другие соединения: тиамин, рибофлавин, пантотеновая кислота, никотин, биотин, инозит, нафтенаты, Mn, Ni, Co, Mo и другие факторы роста.

Биогенные элементы лучше усваиваются в форме тех соединений, которые имеются в бактериальной клетке: азот в восстановленном состоянии (NH_4^+), фосфор в окисленном состоянии (соли фосфорных кислот). Недостаток азота тормозит биохимическое окисление загрязнений и приводит к образованию труднооседающего осадка. При недостатке фосфора интенсивно развиваются нитчатые бактерии. Это вызывает снижение интенсивности роста биомассы, окисление органических веществ, сопровождаемое плохим уплотнением осадка.

Производственные сточные воды, и в частности нефтесодержащие, содержат мало биогенных элементов, и поэтому в них надо добавлять различные азотные, фосфорные и калийные соединения (лучше из числа широко распространенных удобрений, применяемых в земледелии). Наиболее доступный и универсальный источник биогенных элементов — бытовые сточные воды. В расчете на одного человека, пользующегося канализацией, в сутки в сточные воды поступает азота 8 г (в расчете на NH_3), фосфора 3,3 г (в расчете на P_2O_5). Оптимальное количество бытовых сточных вод для разбавления производственных вод зависит от состава последних и определяется в каждом отдельном случае экспериментально. Непормированное использование бытовых сточных вод может привести к ослаблению функционирования адаптированной («приученной») к определенному виду загрязнений производственных сточных вод микрофлоры, так как появляются в избыток привычные объекты питания.

Многие из загрязнений производственных сточных вод, включая нефтепродукты, могут нарушать нормальную жизнедеятельность бактерий-минерализаторов. Однако чаще всего токсичное действие этих веществ проявляется лишь при высоких концентрациях. Оно ослабляется при разбавлении и может стать совсем незначительным, практически не препятствующим нормальному функционированию бактерий. Микроорганизмы можно приспособить (адаптировать) к использованию различных органических соединений, если постепенно, начиная с малых концентраций, вводить их в привычную среду. Адаптация к различным органическим веществам происходит с различной скоростью, от 1—2 сут до нескольких месяцев.

Нормальная жизнедеятельность микроорганизмов протекает при активной реакции среды $pH=6,5 \div 8,5$, температурах 20—25 °С. При уменьшении температуры от оптимума биохимическое окисление замедляется и при 5—6 °С прекращается совсем (микроорганизмы впадают в оцепенение). Увеличение температуры приводит к гибели мезофильных бактерий. Потребность в растворенном кислороде зависит от количества и состава микроорганизмов, состава сточной воды, ее температуры. Обычно исходят из соотношения 1,1 г O_2 на 1 г БПК_{полн}. Концентрация его в очищаемой воде не должна быть ниже 2—3 мг/л.

На биохимическую очистку нефтесодержащие сточные воды должны поступать после механической или физико-химической очистки, после которых они и представляют собой главным образом эмульсию с размером частиц 1—50 мкм. Скорость биохимического окисления эмульгированных нефтепродуктов зависит от площади суммарной поверхности этих примесей. В расчете на 1 г биомассы, отнесенной к 1 дм² поверхности вещества, она составляет: при диаметре частиц эмульсии меньше 10 мкм 12—15 мг/сут, при диаметре частиц более 20 мкм 8 мг/сут. Бензиновые и лигроиновые фракции нефтепродуктов плохо окисляются микроорганизмами по сравнению с керосиновыми и другими фракциями [87].

Критерием степени пригодности биохимического окисления для обезвреживания органических загрязнений в сточных водах является биохимический показатель. Этот показатель определяется как отношение полной биохимической потребности в кислороде (БПК_{полн}) к химической потребности в кислороде (ХПК).

Под показателем БПК понимается количество кислорода, израсходованное за определенный период времени микроорганизмами на аэробное биохимическое окисление (разложение) нестойких органических примесей в воде. По значению БПК_{полн} примерно равна БПК двадцатисуточной (БПК₂₀), учитываемой при технологических расчетах и проектировании. Текущий контроль действующих очистных сооружений допускается осуществлять по пятисуточной БПК (БПК₅).

Химическая потребность в кислороде выражает количество кислорода, необходимое для окисления всех углеродсодержащих соединений до двуокси углерода, серосодержащих до сульфатов, азотсодержащих до нитратов, фосфорсодержащих до фосфатов. В стандартной методике определения ХПК в качестве химического окислителя используется бихромат калия $K_2Cr_2O_7$. Поэтому ХПК иногда называют бихроматной окисляемостью.

ХПК различных фракций нефтепродуктов равна, г O_2 /г: бензиновой 3,5; лигроиновой 3,2; керосиновой 3,6; газойлевой 4,0; мазута 4,2. БПК_{полн} этих фракций составляет, г O_2 /г: бензиновой 0,12; лигроиновой 0,15; керосиновой 0,18; газойлевой 0,40; мазута 0,46. Биохимический показатель соответственно равен 0,03; 0,04; 0,05; 0,1 и 0,12, а скорость биохимического окисления у первых трех фракций 6 мг/(г·ч), у последних двух — 8 мг/(г·ч).

При подаче нефтесодержащих сточных вод на биологические очистные сооружения бытовой канализации концентрация нефтепродуктов в смеси не должна превышать 25 мг/л. Согласно общепринятой в странах СЭВ методике здесь под нефтепродуктами понимаются малополярные или неполярные органические вещества, растворимые в гексане. При этом степень их удаления из сточных вод при полной биологической очистке в соответствии со СНиП II-32—74 составит 85—90 %.

При очистке морских нефтесодержащих вод практический интерес представляют животные организмы, приспособленные к получению необходимых веществ из воды путем фильтрации через соответствующие органы своего тела. Наиболее характерными фильтраторами являются двустворчатые моллюски — мидии. Сюда могут быть отнесены и некоторые планктонные ракообразные (калянусы). Последние способны пропускать через свой фильтрующий аппарат до 15 л воды в сутки. В процессе фильтрации эмульгированные нефтяные частицы, возможно, частично потребляются организмом, а остальная их масса концентрируется в комочки, которые всплывают на поверхность воды [Мионов О. Г., Степанец Л. Г., 1981 г.].

§ 9.2. Сооружения для биохимической очистки сточных вод

Биохимическая очистка сточных вод осуществляется в естественных и искусственных условиях. Наиболее простыми и дешевыми являются сооружения биохимической очистки в естественных условиях: поля фильтрации, поля орошения и биологические пруды. На полях фильтрации и полях орошения используется жизнедеятельность почвенных биоценозов, а в биологических прудах — биоценозов пресных водоемов. Устройство этих сооружений и технология очистки сточных вод описыва-

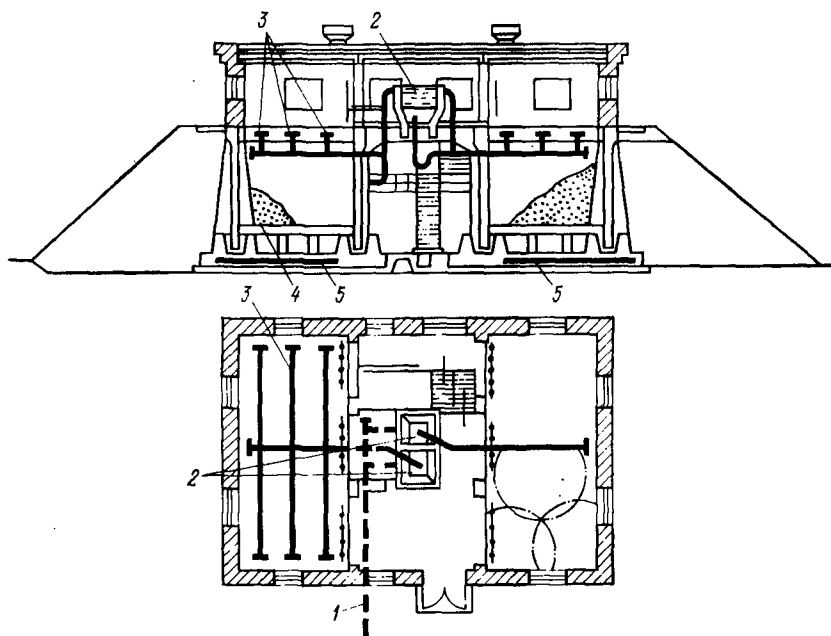


Рис. 9.1. Схема устройства биологического фильтра со спринклерным орошением.

1 — подводящий трубопровод; 2 — дозирующие баки; 3 — спринклерная (разбрызгивающая) система распределения воды по поверхности биофильтра; 4 — загрузка биофильтра; 5 — воздуховод от вентиляционной камеры.

ются в литературе по бытовому водоотведению [Яковлев С. В. и др., 1975 г.].

Для доочистки нефтесодержащих сточных вод наибольшее применение получили сооружения биохимической очистки сточных вод в искусственных условиях — биологические фильтры (биофильтры) и аэротенки. В биофильтрах функционируют биоценозы почвенного типа, в аэротенках — биоценозы, близкие к биоценозам водоемов.

Биологический фильтр представляет собой прямоугольный или круглый резервуар из железобетона (кирпича) с двойным дном (рис. 9.1). На верхнее дырчатое дно в виде колосниковой решетки с общей площадью отверстий не менее 5—8 % площади фильтра укладывается загрузка из прочных химически стойких материалов: щебня, гравия, кокса, керамзита, пластмассовых блоков. Крупность загрузки от 20 до 70 мм. Нижнее сплошное дно располагается на расстоянии 0,4—0,6 м от дырчатого дна и служит для сбора воды, прошедшей загрузку. Высота загрузки биофильтра 1,5—4,0 м. Стенки биофильтра возвышаются над загрузкой на 0,5 м.

Сточная вода на биофильтры подается после осветления в первичных отстойниках (предельное содержание взвешенных

веществ 150 мг/л) и распределяется по поверхности загрузки стационарной спринклерной сетью на биофильтрах прямоугольной формы и подвижными реактивными оросителями на биофильтрах круглой формы. Вентиляция загрузки биофильтров при высоте 1,5—2 м естественная, при высоте больше 2 м искусственная, с помощью вентиляционных агрегатов. В последнем случае биофильтры называют *аэрофильтрами*. В процессе работы биофильтра на поверхности загрузки формируется биопленка — совокупность микроорганизмов-минерализаторов с сорбированными загрязнениями сточных вод и продуктами их жизнедеятельности.

По технологическим особенностям работы биофильтры делятся на *капельные и высоконагружаемые*. В капельных биофильтрах процесс окисления органических веществ осуществляется преимущественно на поверхности загрузки в биопленке. Они работают с малой гидравлической нагрузкой. В высоконагружаемых биофильтрах биопленкой главным образом сорбируются примеси сточных вод и лишь частично окисляются. Под сильным воздействием потоков жидкости (при большой гидравлической нагрузке) биопленка с сорбированными загрязнениями интенсивно удаляется с загрузки и уносится водой во вторичные отстойники. Этому способствуют увеличенные размеры частиц загрузки, имеющие к тому же более или менее гладкую поверхность. Технологические характеристики работы биологических фильтров приведены в табл. 9.1.

Определение размеров биофильтра сводится к определению объема загрузки

$$W_3 = Q(L_a - L_t) / OM, \quad (9.1)$$

где Q — расход сточных вод, м³/сут; L_a и L_t — начальная и конечная (после очистки) БПК_{полн} сточных вод, г/м³; OM — окислительная мощность, г БПК_{полн}/м³ загрузки.

Таблица 9.1

Технологические характеристики биологических фильтров

Технологические показатели	Капельные биофильтры	Высоконагружаемые биофильтры
Гидравлическая нагрузка, м ³ /м ²	1—3	10—30
Окислительная мощность, г БПК _{полн} /м ³	150—300	500—2000
Высота загрузки, м	1,5—2,0	2,0—4,0
Размер частиц загрузки, мм	25—40	40—70
Допустимая начальная БПК _{поли} , г/м ³	220	300
Количество вынесенной биопленки, г/сут на 1 эквивалентного жителя	8	28
Рекомендуемая производительность по сточным водам, м ³ /сут	До 1000	До 50 000

Развитием идеи биологической очистки сточных вод с помощью биоценозов природных водоемов явилось создание искусственных сооружений — аэротенков. В основе их работы лежит жизнедеятельность микроорганизмов — минерализаторов, обитающих в водной среде. Совокупность этих микроорганизмов носит название активного ила (АИ).

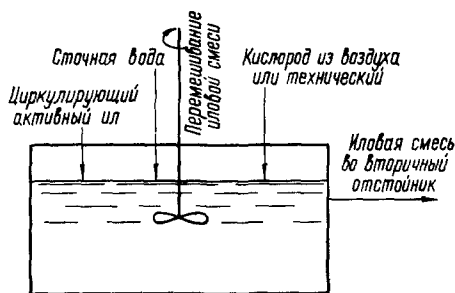


Рис. 9.2. Принципиальная схема работы аэротенка.

Принципиальная схема работы аэротенка показана на рис. 9.2. По технологическим особенностям работы различают аэротенки без регенерации и с регенерацией активного ила (рис. 9.3), аэротенки-вытеснители, аэротенки-смесители и аэротенки-отстойники (см. рис. 9.7).

Регенерация активного ила перед подачей в аэротенк из вторичного отстойника необходима для восстановления его сорбирующей способности. При регенерации осуществляется лишь аэрация возвратного активного ила, в ходе которой окисляются ранее сорбированные загрязнения сточных вод.

По типу аэрационных устройств аэротенки делятся на три вида: с пневматической аэрацией, с механической аэрацией и пневмомеханической аэрацией. Пневматическая аэрация осуществляется с помощью мелко-, средне- и крупнопузырчатых аэраторов. Мелкопузырчатая аэрация (диаметр пузырьков 1—4 мм) осуществляется с помощью пористых пластин (фильтросов) (рис. 9.4, а), среднепузырчатая аэрация (5—10 мм) — посредством перфорированных труб (рис. 9.4, б), крупнопузырчатая аэрация (10—30 мм) — с применением трубчатых патрубков (рис. 9.4, в). По глубине расположения аэраторов различают также высоконапорную пневматическую аэрацию (4—6 м с применением воздуховодов) (рис. 9.4, г) и низконапорную аэрацию (0,8—1,0 м с применением вентиляторов высокого давления), рис. 9.4, д, е.

Механическая аэрация иловой смеси в аэротенках может производиться с помощью различных механических аэраторов (рис. 9.5). Пневмомеханическая аэрация осуществляется сочетанием пневматических и механических элементов аэрационных систем.

Работа аэротенков характеризуется следующими основными технологическими показателями:

- 1) дозой активного ила a , г/л;
- 2) нагрузкой на активный ил $R = La/a$, г БПК/г АИ;
- 3) окислительной способностью активного ила $c = (La - Lt)/a$, г БПК/г АИ;

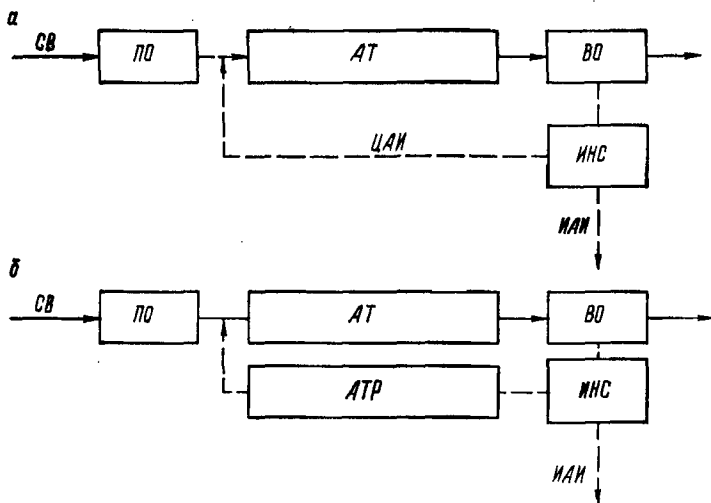


Рис. 9.3. Схема работы аэротенков без регенерации (а) и с регенерацией активного ила (б).

СВ — сточная вода; ПО — первичный отстойник; АТ — аэротенк; ВО — вторичный отстойник; ЦАИ — циркулирующий (возвратный) активный ил; ИНС — иловая насосная станция; ИАИ — избыточный активный ил на минерализацию и обезвоживание; АТР — аэротенк-регенератор.

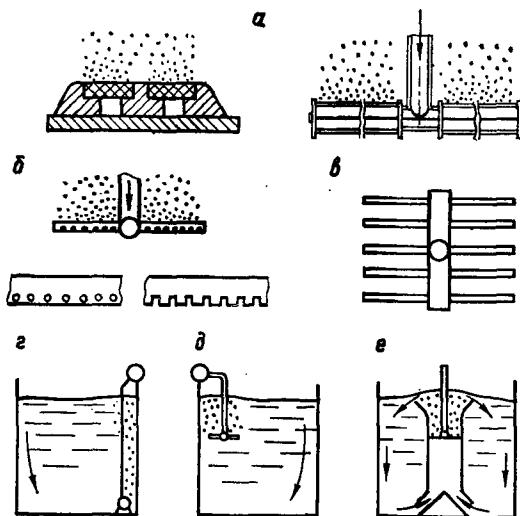


Рис. 9.4. Пневматические аэраторы в аэротенках.

а — мелкопузырчатые (фильтровые пластины, пористые трубы); б — среднепузырчатые (перфорированные трубы); в — крупнопузырчатые (коллекторы с патрубками); г — высконапорная пневматическая аэрация; д и е — низконапорная пневматическая аэрация.

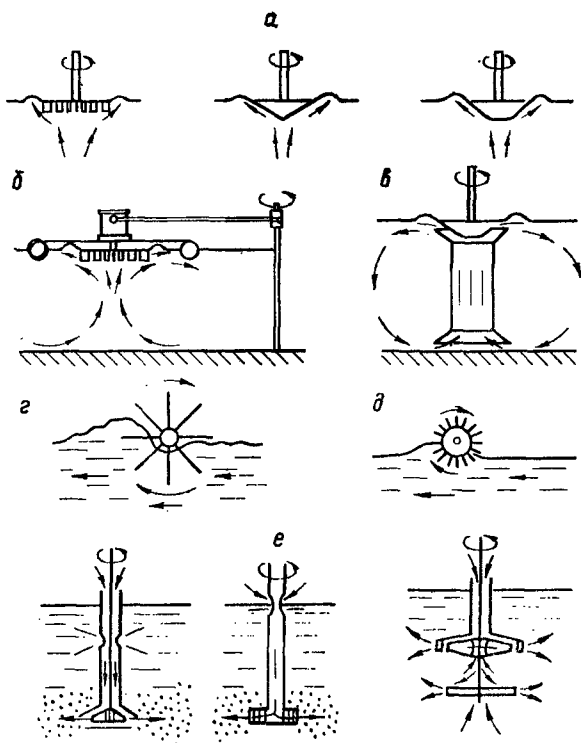


Рис. 9.5. Механические аэротенки.

a — поверхностные дисковые; *b* — подвижный поверхностный; *в* — дисковый с трубой; *г* — горизонтальный колесного типа; *д* — горизонтальный щеточного типа; *e* — глубинные импеллерного типа.

4) скоростью окисления $\rho = c/t$, г · БПК/(г ЛИ · ч);

5) окислительной мощностью аэротенка $OM = (L_a - L_t) Q/W$, г БПК/(м³ · сут).

Здесь L_a — БПК_{полю} поступающей в аэротенк воды, г/м³; L_t — конечная БПК_{полю} после очистки, г/м³; W — рабочий объем аэротенка, м³; Q — расход сточных вод, м³/сут; t — время аэрации, ч.

Технологические показатели используемых на практике аэротенков приведены в табл. 9.2.

Рабочий объем аэротенка

$$W = Q_{расч} t, \quad (9.2)$$

где $Q_{расч}$ — расход сточных вод в часы максимального притока, м³/ч.

Высоконагруженные аэротенки обеспечивают лишь неполную биологическую очистку сточных вод (остаточная

Т а б л и ц а 9.2

Технологические показатели работы аэротенков

Показатели	Тип аэротенков		
	Высоко-нагруженные	Нормально-нагруженные	Низко-нагруженные
Нагрузка на активный ил R, г БПК/г АИ	0,5—5,0	0,1—0,5	0,05—0,10
Доза активного ила a, г/л	2—6	1,2—3,0	3—5
Скорость окисления ρ, мг БПК/(г АИ·ч)	—	20—80	2—6
Окислительная мощность OM, г БПК/(м ³ ·сут)	1200—6000	500—1200	150—500
Время аэрации t, ч	1—3	6—8	20—30

БПК_{полн} существенно больше 10—15 мг/л). В этом варианте происходит главным образом биосорбция (захват) загрязнений; их окисление в течение непродолжительного времени аэрации происходит лишь частично. При этом объем избыточного активного ила получается очень большим, а возвратный ил должен подвергаться регенерации.

Нормальнонагруженные аэротенки позволяют осуществить полную биологическую очистку сточных вод (до БПК_{полн} = 10 ÷ 15 мг/л). В них активно протекают окислительные процессы и объем избыточного активного ила получается меньше, чем в первом случае. В режиме нормальной нагрузки работают все существующие аэротенки бытовой канализации городов с населением свыше 10—15 тыс.

В низконагруженных аэротенках можно производить полную и неполную биологическую очистку сточных вод. Процесс очистки здесь происходит в условиях «голодания» активного ила и поэтому имеет место процесс «самоокисления», которое приводит к уменьшению объема активного ила, что является положительным качеством для установок малой производительности. Дополнительной обработки его с целью минерализации не требуется. Он может быть сразу сброшен на иловые площадки для обезвоживания. Низконагруженные аэротенки называют также аэротенками *продленной аэрации* или аэротенками *полного окисления*. Они рекомендуются для применения без первичного отстаивания на малых объектах с количеством сточных вод до 200 м³/сут.

Процесс самоокисления активного ила может быть осуществлен и в самостоятельном варианте, т. е. без контакта с очищаемой сточной жидкостью. В этом случае аэротенк делится на две части: первую в виде аэротенка нормальной нагрузки с продолжительностью аэрации 4—6 ч и вторую в виде *аэробного стабилизатора*, в котором осуществляется длительная аэрация (8—10 сут) одного избыточного активного ила или в смеси

A-A

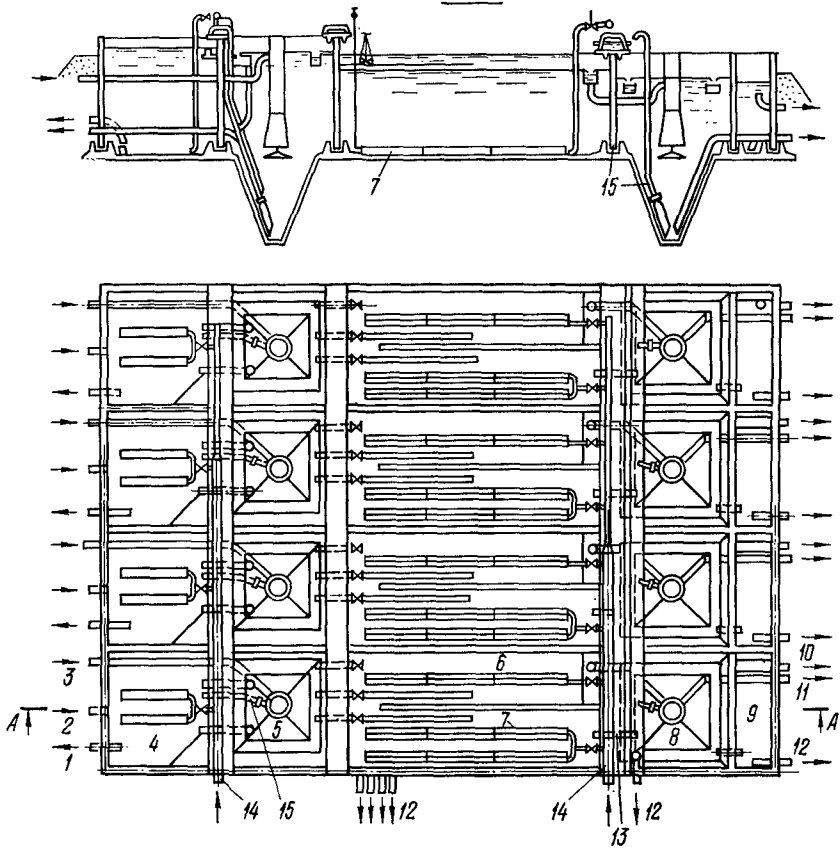
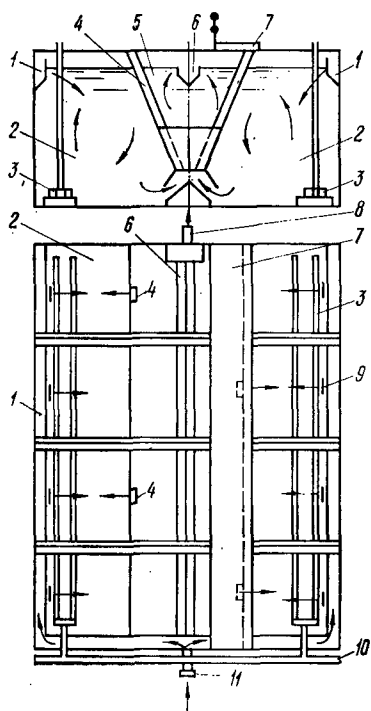


Рис. 9.6. Блок аэротенков с отстойниками и аэробными стабилизаторами (типовой проект).

1 — выпуск минерализованной смеси осадка и активного ила; 2 — подача активного ила на минерализацию; 3 — впуск сточных вод; 4 — аэробные стабилизаторы; 5 — первичные отстойники; 6 — двухкоридорные аэротенки с пневматической аэрацией; 7 — фильтросный канал; 8 — вторичные отстойники; 9 — контактные резервуары; 10 — выпуск очищенных сточных вод; 11 — выпуск избыточного активного ила; 12 — трубопроводы опорожнения; 13 — трубопровод возвратного активного ила; 14 — воздухопровод; 15 — эрлифт.

с осадком из первичного отстойника. В процессе аэробной стабилизации происходит достаточно полная минерализация био-разлагаемого органического вещества осадка, который затем обезвоживается на иловых площадках. Аэротенки с аэробной стабилизацией являются экономически выгодными на станциях с производительностью до 50 тыс. м³/сут. Для малых населенных пунктов они рекомендуются к применению на очистных станциях производительностью более 200 м³/сут. Устройство блока аэротенков с аэробной стабилизацией и отстойных сооружений очистной станции показано на рис. 9.6.

Рис. 9.7: Схема устройства аэротенка-отстойника полного окисления.



1 — распределительные лотки; 2 — аэрационная зона; 3 — дырчатые трубы-аэраторы; 4 — эрлифт; 5 — отстойная зона; 6 — сборный лоток; 7 — мостик для обслуживания; 8 — отводящая труба; 9 — отверстия с регулируемые водосливами; 10 — воздуховод; 11 — подводящая труба.

В связи с большим объемом работ по оборудованию малых населенных мест очистными сооружениями канализации и необходимостью индустриализации строительного-монтажных работ разработаны и выпускаются заводами в комплекте аэротенки малой производительности. В технологическом отношении они представляют собой аэротенки низкой нагрузки (полного окисления) или аэротенки нормальной нагрузки с аэробной стабилизацией активного ила.

У нас в стране аэротенки полного окисления выпускаются

нескольких марок: КУ (компактные установки), «БИО», УКО (установка компактная). Наиболее распространены установки КУ, на базе которых разработаны общесоюзные типовые проекты. Они выпускаются на производительность 12, 25, 50, 100 и 200 м³/сут (марки соответственно КУ-12, КУ-25, КУ-50, КУ-100 и КУ-200). Установка КУ-12 имеет горизонтальный щеточный аэратор. Установки КУ-25, КУ-50, КУ-100 и КУ-200 представляют собой аэротенк-отстойник, т. е. аэротенк с пневматической аэрацией, заблокированный с вторичным отстойником (рис. 9.7). Отстойная зона КУ-50, КУ-100 и КУ-200 расположена в центре. Глубина воды в сооружении 2,7 м, ширина 6 м. Производительность установки изменяется в зависимости от длины; она собирается из элементов длиной 2 м производительностью по 25 м³/сут. Заводами изготавливаются три вида элементов: передний, средний и задний, соединяемые на болтах.

Сточная вода поступает непосредственно в аэрационную зону через решетку-дробилку РД-100. На случай выхода ее из строя параллельно устанавливается решетка с ручной очисткой. Воздух на установку подается воздуходувками в количестве 35—50 м³/м³.

Установки заводского изготовления, работающие в режиме аэротенков с аэробной стабилизацией избыточного активного

ила, разработаны для очистных станций производительностью 200, 400 и 700 м³/сут. Они изготавливаются в виде секций на производительность 200 м³/сут. Из них при необходимости монтируются установки производительностью 400 и 700 м³/сут.

§ 9.3. Обработка осадков и обеззараживание сточных вод

Биохимическая очистка сточных вод сопровождается образованием большого количества разнообразных осадков. Их характеристика применительно к бытовой канализации, принимающей нефтесодержащие воды на доочистку, приведена в табл. 9.3. Как видно из таблицы, общий объем образующегося осадка при нормальных режимах отстаивания и биохимической очистке составляет не менее 1 л на эквивалентного человека в сутки, а объем только что выпавшего (свежего) осадка, особенно в схемах с аэротенками, достигает 5—7 л на эквивалентного человека в сутки. При этом его влажность колеблется в пределах 96—99,5 %, не считая осадка из песколовок и двухъярусных отстойников. В последних осадок в септической камере в течение длительного времени сбраживания существенно уплотняется.

Важнейшей особенностью свойств осадков сточных вод является высокое содержание органических примесей (в среднем 65—75 %). Органические вещества осадка способны очень быстро разлагаться, гнить, являются средой для развития вредных микроорганизмов и насекомых, служат опасным источником ухудшения санитарно-гигиенических условий населенных мест.

Осадки относятся к труднофильтруемым суспензиям и очень плохо отдают воду. Вода в осадках находится в трех состояниях: свободном (60—65 %), коллоидно-связанном (22—30 %) и капиллярно-связанном (гигроскопическом) (4—10 %).

Таблица 9.3

Характеристика осадков, образующихся при биохимической очистке сточных вод

Осадки очистных сооружений	Количество, л (чел.-сут)	Влажность, %	Содержание органических веществ, %
Отбросы с решеток	0,02	85	80
Из песколовок	0,02	60	10—40
Из первичных отстойников	0,5—2,0	97—99	65—75
Из первичных двухъярусных отстойников	0,2	90	65—75
Из вторичных отстойников после биофильтров	0,5—0,7	96	70—75
Из вторичных отстойников после аэротенков	0,5—5,0	97—99,5	70—75
Из контактных резервуаров	0,05	96	65—75

Значительная часть свободной воды может удаляться из осадков при гравитационном уплотнении, сушке в естественных условиях, фильтрации, центрифугировании, отжиме. Удалением свободной воды можно снизить влажность осадков до 70—65 %. При этом уменьшается и их объем согласно отношению

$$V_2 = \frac{V_1 C_1}{C_2} = \frac{V_1 (100 - W_1)}{100 - W_2}, \quad (9.3)$$

где V_1 и V_2 — объем осадка в начале и в конце обезвоживания; C_1 и C_2 — начальная и конечная концентрация твердого в осадке; W_1 и W_2 — начальная и конечная влажность осадка, %.

Коллоидно-связанная вода находится в осадке в основном в виде гидратной оболочки твердых частиц. Разрушение этой оболочки возможно лишь с помощью коагуляции или кратковременной термической обработки. Полное удаление всей коллоидно-связанной воды достигается лишь сушкой при повышенных температурах. Гигроскопическая вода не удаляется даже при термической сушке.

Осадки бытовых сточных вод заражены бактериальной, в том числе патогенной, микрофлорой и яйцами гельминтов (10^6 — 10^7 ед./г осадка).

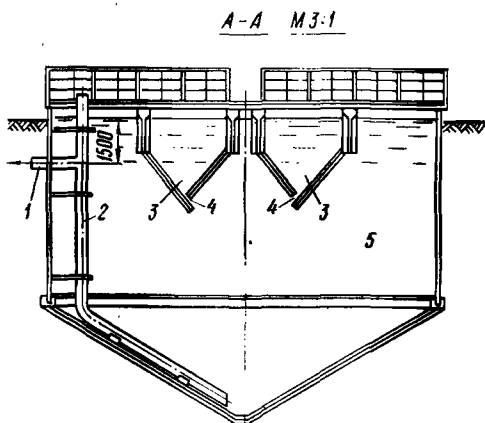
Для предохранения окружающей среды от загрязнения осадками и возможности их утилизации они подвергаются специальной обработке с целью:

- 1) минерализации (стабилизации) органического вещества;
- 2) обезвоживания (сушки);
- 3) обеззараживания.

Минерализация осадка может быть осуществлена в анаэробных или аэробных условиях. В основе анаэробного процесса лежит жизнедеятельность анаэробных микроорганизмов-минерализаторов, которые разлагают органическое вещество осадка до конечных продуктов — воды, углекислоты, метана, сероводорода и др. Анаэробная минерализация (сбраживание) может протекать в двух температурных областях: *мезофильной* и *термофильной*. Оптимальной температурой мезофильного сбраживания является 33—35 °С. С ее уменьшением скорость процесса замедляется. Оптимальной температурой термофильного процесса является 50—55 °С. На скорость сбраживания оказывает большое влияние доза загрузки осадка, т. е. соотношение всего объема сбраживаемого осадка и вновь подаваемого. Существенное значение имеет и перемешивание осадка в процессе сбраживания. Анаэробная минерализация (сбраживание) осадка осуществляется в основном в двухъярусных отстойниках и метантенках. Реже для этой цели применяют септики (для станций производительностью до 25 м³/сут) и осветлители-перегниватели (до 20 000 м³/сут).

Рис. 9.8. Двухъярусный отстойник в групповой компоновке.

1 — выпуск осадка; 2 — иловая труба; 3 — осадочные желоба; 4 — щели с козырьками; 5 — септическая камера; 6 — отводящие лотки; 7 — полупогружные доски; 8 — подающий лоток; 9 — илопровод на иловые площадки; 10 — распределительная камера.

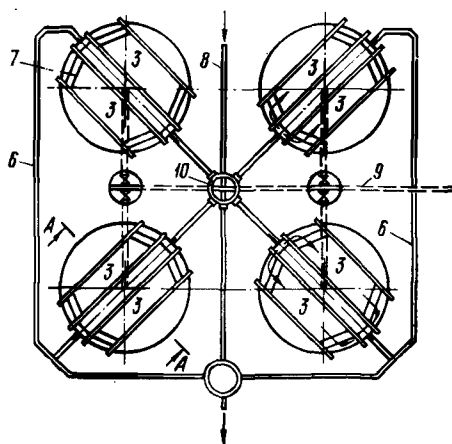


Двухъярусные отстойники применяются на очистных станциях производительностью до 10 000 м³/сут. Устройство двухъярусного отстойника показано на рис. 9.8. Он возводится из монолитного или сборного железобетона и состоит из двух частей: верхней — отстойной и нижней — септической. В отстойной части, которая представляет собой осадочные желоба по типу горизонтальных отстойников, выделяются взвешенные вещества и по наклонному днищу (50° к горизонту) через щель с козырьком ноступают в септическую камеру для сбраживания.

Уровень осадка в септической камере должен находиться не ближе 0,5 м от низа желобов.

Объем осадочных желобов рассчитывается на продолжительность отстаивания сточной жидкости 1,5 ч. Эффективность очистки по взвешенным веществам 45—50 %. Глубина желобов принимается в пределах 1,2—2,5 м. Свободная поверхность водного зеркала двухъярусного отстойника для всплывания осадка (корки) принимается не менее 20 % площади сооружения. Объем септической камеры двухъярусных отстойников определяется дозой загрузки или нормативным объемом камеры на одного жителя (табл. 9.4).

Как видно из табл. 9.4, продолжительность сбраживания осадка в двухъярусном отстойнике в зависимости от средней зимней температуры сточных вод составляет от 30 до 220 сут. За это время органическое вещество минерализуется на 45—



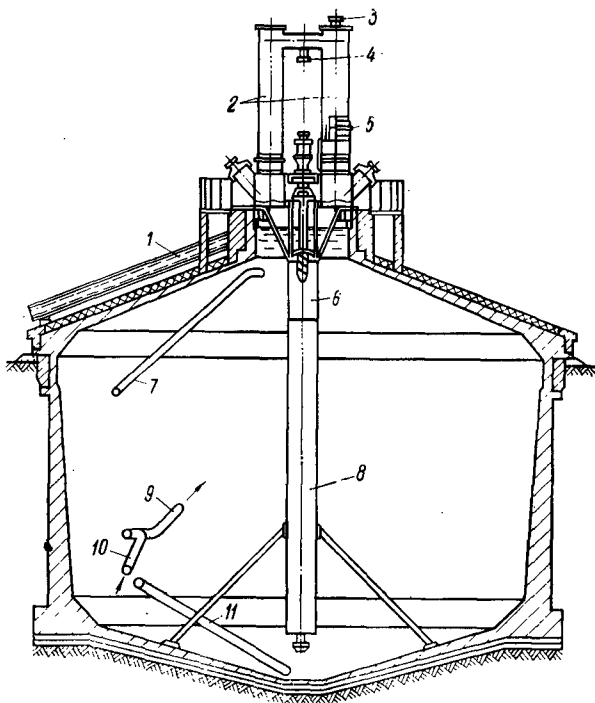


Рис. 9.9. Метантенк.

1 — газопровод; 2 — газовые колпаки; 3 — выпуск газа в атмосферу; 4 — блок для монтажа смесителя; 5 — предохранительное устройство; 6 — пропеллерный смеситель; 7 — труба для загрузки сырого осадка; 8 — напорная труба смесителя; 9 и 10 — напорная и всасывающая трубы инжекторного подогревателя; 11 — труба для выгрузки сброженного осадка.

Таблица 9.4

Расчетные параметры септической камеры двухъярусных отстойников

Показатели	Средняя зимняя температура сточных вод, °С						
	6	7	8,5	10	12	15	20
Объем септической камеры на одного жителя, л	110	95	80	65	50	30	15
Время перегнивания, сут	220	190	160	130	100	60	30
Суточная доза загрузки, % от объема септической камеры	0,40	0,50	0,60	0,80	1,0	1,7	3,0

Примечание. При подаче в септическую камеру осадка после аэротенков и высоконагружаемых биофильтров объем камеры увеличивается на 70 %, после капельных биофильтров — на 30 %.

50 %, осадок приобретает черный (темно-коричневый) цвет, неприятные запахи исчезают. Нормальным режимом сбраживания является щелочной, метановый (рН=7,2÷7,6). Осадок из сооружения удаляется по иловой трубе 1 раз в 7—10 сут под гидростатическим напором 1,5 м.

Метантенк представляет собой металлический или железобетонный герметичный резервуар, в котором осуществляется только сбраживание (минерализация) осадка с подогревом и перемешиванием (рис. 9.9). При подогреве до 33—35 °С режим работы метантенка является *мезофильным*, при температуре 50—55 °С — *термофильным*. В метантенках, работающих под избыточным давлением до 300 мм вод. ст.*, распадается 40—50 % органического вещества осадка и образуется 12—15 м³ газа на 1 м³ осадка. Газ содержит около 60 % метана, 33 % диоксида углерода и 2 % азота. Его удельная теплота сгорания 4000—5000 ккал/м³**, и он может сжигаться в котельной.

Размеры метантенков определяются дозой суточной загрузки (табл. 9.5).

Продолжительность анаэробного сбраживания в метантенках самая малая из всех известных сооружений. Однако метантенки нуждаются в квалифицированной эксплуатации и характеризуются значительными расходами энергии. Они рекомендуются для применения на очистных станциях производительностью более 10—20 тыс. м³/сут. Диаметры типовых применяемых метантенков 10—24 м, объем 500—5200 м³.

В основе аэробной стабилизации осадков лежит жизнедеятельность аэробных микроорганизмов, которые аналогично процессам в аэротенках минерализуют органическое вещество осадков. Аэробная минерализация заключается в длительном аэрировании осадка, в результате чего биоразлагаемые органические вещества окисляются до конечных продуктов: CO₂, NO₂, NO₃.

Таблица 9.5

Расчетные параметры метантенков

Режимы сбраживания	Влажность загружаемого осадка, %				
	93	94	95	96	97
Мезофильный	7	8	9	10	11
	14	12	11	10	9
Термофильный	14	16	18	20	22
	7	6	5,5	5	4,5

Примечание. В числителе — доза загрузки, %, в знаменателе — время, сут.

* 1 мм вод. ст.=9,81 Па.

** 1 ккал/м³=4,19 кДж/м³.

Таблица 9.6

Расчетные параметры аэробных стабилизаторов

Вид осадка	Длительность аэрации, сут	Расход воздуха, м ³ /(м ³ ·ч)	Распад органического вещества осадка, %
Неуплотненный активный ил	7—10	1,0	20—30
Смесь неуплотненного активного ила с осадком первичных отстойников	10—12	1,2—1,5	30—40

H₂ и др. Оставшиеся органические вещества относятся к категории стабильных, т. е. неспособных к последующему загниванию.

Сооружения для аэробной стабилизации — *аэробные стабилизаторы*, по конструкции аналогичны аэротенкам и рассчитываются на основе параметров, приведенных в табл. 9.6.

По экономическим соображениям выгоднее осадок первичных отстойников сбрасывать в метантенках (высокий выход газа), а избыточный активный ил минерализовать в аэробных стабилизаторах. Допускается подвергать аэробной стабилизации смесь активного ила с осадком из первичных отстойников.

Из других технологических особенностей можно указать на то, что уплотнять активный ил перед аэробной стабилизацией нецелесообразно, так как ухудшаются условия его последующего обезвоживания. При аэробной стабилизации погибает 95 % бактерий, но яйца гельминтов остаются. По этой причине стабилизированный осадок перед употреблением в качестве удобрения должен быть дополнительно дегельминтизирован, например, тепловой обработкой при 70—80 °С. Аэробная стабилизация активного ила может быть осуществлена и совместно с очисткой сточных вод в одном сооружении (аэротенки полного окисления). Экономический анализ показал, что аэробная стабилизация по приведенным затратам может быть выгоднее анаэробной в метантенках на станциях производительностью до 50—100 тыс. м³/сут.

Наиболее простым и распространенным способом обезвоживания осадков является их сушка на иловых площадках. Более сложными и дорогими методами обезвоживания осадков являются механические и термические.

Иловые площадки (рис. 9.10) представляют собой грунтовые емкости, разделенные на карты, в которые периодически для подсушивания запускается осадок. На хорошо фильтрующих грунтах при залегании грунтовых вод не менее 1,5 м от поверхности иловые площадки устраивают на *естественном основании*. При отсутствии фильтрующих грунтов и в случае за-

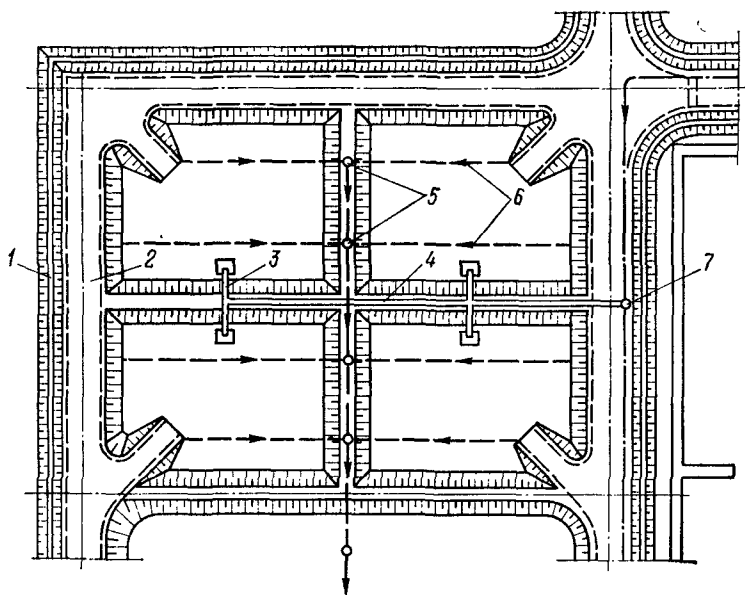


Рис. 9.10. Иловые площадки.

1 — осушительная канава; 2 — оградительный валик с дорогой; 3 — сливной лоток; 4 — илоразводящий лоток; 5 — дренажные колодцы; 6 — дренажные трубы; 7 — распределительная камера.

прещения выпуска иловой воды в грунт устраивают иловые площадки на естественном или искусственном водонепроницаемом основании с дренажем.

Сушка осадков на иловых площадках производится за счет фильтрации и естественного испарения до влажности 70—80 %, позволяющей производить транспортно-перегрузочные операции как с влажным грунтом.

Потребная площадь иловых площадок зависит от грунтовых и климатических условий, количества и свойств осадков. Расчетным параметром иловых площадок является нагрузка, нормативные значения которой для районов со среднегодовой температурой $+3 \div +6^\circ\text{C}$ и среднегодовым количеством атмосферных осадков до 500 мм приведены в табл. 9.7.

Для других климатических районов к указанной в таблице норме нагрузки применяется поправочный коэффициент от 0,6 до 1,6 согласно указаниям СНиП II-32—74. Норма нагрузки на иловые площадки осадка, стабилизированного в аэробных условиях, принимается как для сброженных в мезофильных условиях.

В зимнее время иловые площадки работают на намораживание. Для этой цели обычно выделяется до 80 % рабочей площади иловых площадок.

Таблица 9.7

Среднегодовая нагрузка осадков на иловые площадки

Виды осадков	Нагрузка на иловые площадки с естественным основанием, м ³ /(м ² ·год)
Сброженная в мезофильных условиях смесь осадков из первичных отстойников и активного ила	1,2
То же, в термофильных условиях	0,8
Сброженный осадок из первичных отстойников, двухъярусных отстойников, осветлителей-перегнивателей	2,0

Общая площадь иловых площадок определяется по выражению

$$F_{\text{общ}} = V_{\text{год}} k / q, \quad (9.4)$$

где $V_{\text{год}}$ — годовой объем подсушиваемых осадков, м³; q — норма нагрузки осадков на иловые площадки, м³/(м²·год); k — коэффициент, учитывающий потребность во вспомогательной площади (дороги, разделительные валики и др.), принимаемый равным 1,2—1,4.

При проектировании иловых площадок принимают число карт не менее 4, рабочую глубину карт 0,7—1,0 м, ширину ограждающих валиков по верху 0,7—2,0 м, уклон разводящих лотков и труб не менее 0,01.

На средних и крупных очистных станциях применяют иловые площадки на водонепроницаемом основании (бетон, асфальт) с отстаиванием и поверхностным отводом иловой воды, а также площадки-илоуплотнители. Нагрузка на первые принимается с коэффициентом 1,2, на вторые — с коэффициентом 2.

Механическое обезвоживание осадков применяется на средних и крупных очистных станциях производительностью более 50 тыс. м³/сут. Оно осуществляется с помощью *вакуум-фильтров, центрифуг и фильтр-прессов*. Термические способы обезвоживания осадков обычно сопровождают механические, которые снижают влажность осадка с 70—80 до 20—40 %. Термическая сушка производится в *барабанных сушилках, сушилках со взвешенным или фонтанирующим слоем*, в которых поддерживается температура 200—600 °С. Термическая обработка осадков позволяет произвести их полное обеззараживание.

В ходе биохимической очистки бытовых сточных вод погибает 90—98 % бактерий. В связи с этим перед сбросом в водоем сточные воды должны быть обеззаражены. Наибольшее распространение получило *обеззараживание воды хлором*. К числу перспективных можно отнести *озонирование*. Бактерицидные установки для обеззараживания сточных вод малоэффективны ввиду наличия в них остаточной взвеси.

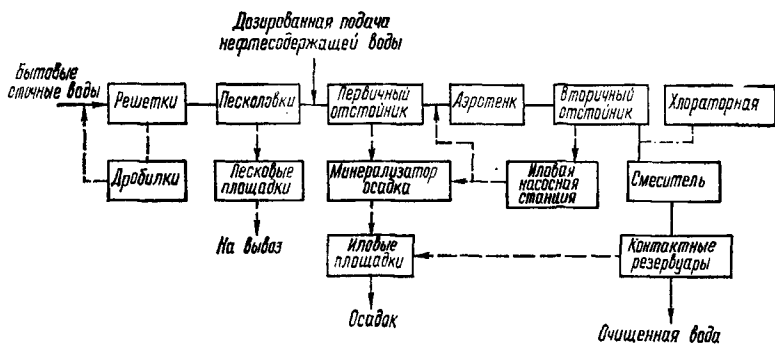


Рис. 9.11. Принципиальная технологическая схема биохимической очистки бытовых сточных вод в смеси с нефтесодержащими сточными водами.

Для технологических расчетов устанавливается доза хлора в размерах: после механической очистки 10, после биологической очистки 3—5 г/м³. В процессе эксплуатации доза хлора уточняется с учетом того, чтобы остаточное количество хлора в воде после контакта 30 мин было не менее 1,5 мг/л.

Для проведения обеззараживания воды на очистных станциях устраиваются *хлораторные*, в которых с помощью хлораторов производится дозирование хлора и приготовление хлорного раствора, *смесители* для смешения хлорного раствора с потоком сточной жидкости, *контактные резервуары* для обеспечения получасового контакта хлора с водой. В качестве контактных резервуаров применяются горизонтальные и вертикальные отстойники.

Для обеззараживания воды на малых и средних очистных сооружениях можно применять *гипохлорит натрия*, получаемый путем электролиза раствора поваренной соли NaCl в специальных электролизерах.

Технологическая схема биохимической очистки сточных вод в смеси с нефтесодержащими сточными водами приведена на рис. 9.11. Более подробные данные по всем элементам технологической схемы приводятся в специальной литературе [Яковлев С. В. и др., 1975 г.].

ВСПОМОГАТЕЛЬНЫЕ УСТРОЙСТВА И ЭКСПЛУАТАЦИЯ ОЧИСТНЫХ СТАНЦИЙ НЕФТЕБАЗ

§ 10.1. Вспомогательные сооружения очистных станций

Для сбора и переработки уловленных нефтепродуктов и осадков в составе очистной станции предусматривают *сборные и разделочные резервуары*, а также *накопители осадков (шламонакопители)*.

Уловленные нефтепродукты из нефтеловушек, отстойных прудов и иногда с флотационных установок поступают сначала в сборные резервуары, из которых они затем перекачиваются в разделочные резервуары. Вместимость сборных резервуаров назначается не менее 10-минутной производительности откачивающего насосного агрегата, но во всех случаях не менее 5 м³. Для удобства эксплуатации сборные резервуары при поступлении в них темных и высоковязких нефтепродуктов оборудуются устройствами для подогрева.

Задержанные в нефтеловушках и других очистных сооружениях нефтепродукты сильно обводнены (до 50—60 %), и для освобождения от воды они подаются в разделочные резервуары. Последние оборудуются змеевиковыми подогревателями и имеют теплоизоляцию, предохранительные и дыхательные клапаны, сифонный кран, огневой предохранитель, приборы для замера и контроля уровня, температуры, отбора проб.

Время пребывания воды в разделочных резервуарах, включая время наполнения, достигает 3 сут и складывается из периода нагревания от 10—20 до 60—70 °С (24—36 ч) и периода отстаивания нагретой воды в условиях полного покоя (12—24 ч). Обычно число разделочных резервуаров на очистной станции принимают не менее трех.

Суточный объем нефтепродуктов, поступающих на разделение, определяется по формуле

$$V_{\text{нп}} = \frac{24Q C_{\text{нп}}}{\rho_{\text{нп}} (100 - W) \cdot 10^{-2}}, \quad (10.1)$$

где Q — расход сточных вод, м³/ч; $C_{\text{нп}}$ — концентрация нефтепродуктов в сточных водах, кг/м³; $\rho_{\text{нп}}$ — плотность нефтепродуктов, кг/м³; W — обводненность нефтепродуктов, %.

Обезвоживание ведется до содержания воды в уловленном нефтепродукте 3—4 %. Уловленные нефтепродукты передаются

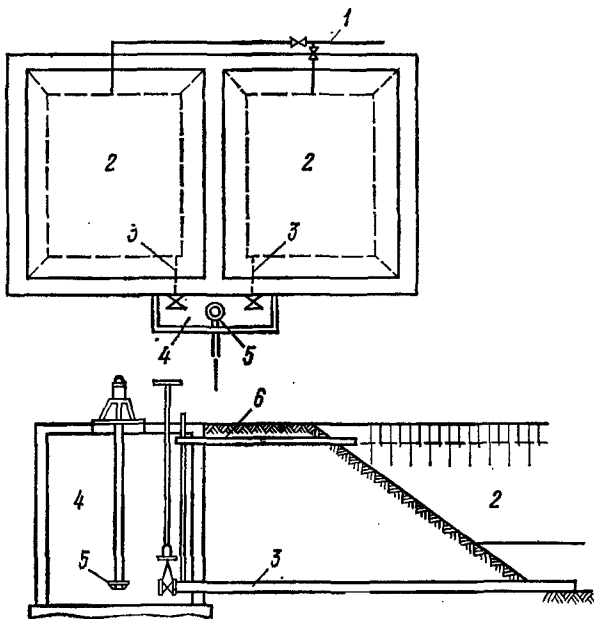


Рис. 10.1. Устройство накопителя осадка.

1 — подводный трубопровод; 2 — секции накопителя; 3 — дренажные трубы; 4 — дренажный колодец; 5 — насос для откачки воды; 6 — переливная труба.

в емкость для котельного топлива, а выделившаяся вода направляется в нефтеловушки.

Осадки, образующиеся в песколовках, нефтеловушках, отстойных прудах, собираются и накапливаются в специальных резервуарах-накопителях, которые по заполнении опорожняются. Накопители осадков (шламонакопители) представляют собой открытые грунтовые емкости, снабженные изолирующим экраном для предотвращения загрязнения грунтовых вод. Устройство накопителя показано на рис. 10.1. Вода из накопителя подается в нефтеловушку.

Размеры периодически опорожняемых накопителей определяются исходя из нагрузки $1-1,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$. Высота ограждений 1 м, уклоны откосов $1:1,3-1:1,5$; уклон дна $0,005-0,01$.

Площадь непоорожняемых накопителей определяется по формуле

$$F_{\text{нак}} = \frac{V_{\text{ос}} (100 - W_1) n \cdot 365}{(100 - W_2) h}, \quad (10.2)$$

где $V_{\text{ос}}$ — количество осадков, $\text{м}^3/\text{сут}$; n — продолжительность накопления осадков, год; W_1 — влажность поступающего осадка (95 %); W_2 — влажность осадка в накопителе (70—75 %); h — высота слоя осадка в накопителе (2—2,5 м).

В составе очистных станций кроме вышерассмотренного основного и вспомогательного оборудования предусматривают *насосные станции* для перекачки сточных вод, уловленных нефтепродуктов, осадков, дренажных вод. Они могут быть отдельными и совмещенными. Насосное оборудование подбирается с учетом свойств перекачиваемой среды. Насосы для перекачки сточных вод, содержащих нефтепродукты, должны размещаться в отдельно стоящих, прismaticно незаглубленных зданиях. Приемный резервуар в таких случаях располагается не ближе 10 м от здания насосной станции. Всасывающие и напорные трубопроводы насосов для перекачки осадков должны иметь устройства для промывки их водой, напор которой должен в 2 раза превышать напор насосов. Электродвигатели насосов должны соответствовать степени взрывопожароопасности помещений.

Для обеспечения эксплуатации станции в ее составе должны предусматриваться устройства для равномерного распределения воды между отдельными сооружениями (распределительные колодцы), для измерения расходов, выключения, опорожнения, промывки сооружений и трубопроводов, а также для аварийного приема (сброса) сточной жидкости. Обслуживающие станцию объекты (котельная, мастерская, управление) на площадке очистных сооружений обычно не устраиваются. Их функции возлагаются на соответствующие службы нефтебазы.

§ 10.2. Планировочные и компоновочные решения очистных станций

Планировочные и компоновочные решения очистных станций при проектировании должны обеспечивать наилучшую организацию технологического процесса, а также рациональное использование территории и производственных площадей. Компоновка сооружений и оборудования должна позволять осуществлять строительство по очередям и производить расширение станций в связи с увеличением притока сточных вод. Все устройства станции должны быть доступными для ремонта и обслуживания. Протяженность коммуникаций должна быть минимальной, а число перекачек сточных вод максимально сокращено.

Основным режимом движения сточных вод по коммуникациям и сооружениям очистной станции должен быть самотечный. По этой причине на планировочно-компоновочную схему очистной станции значительное влияние оказывает высотное расположение отдельных сооружений. Для определения взаимного высотного расположения элементов очистной станции одновременно с разработкой генерального плана производят построение профилей по воде и осадку. Высотное расположение сооружений должно учитывать расчетные перепады напора

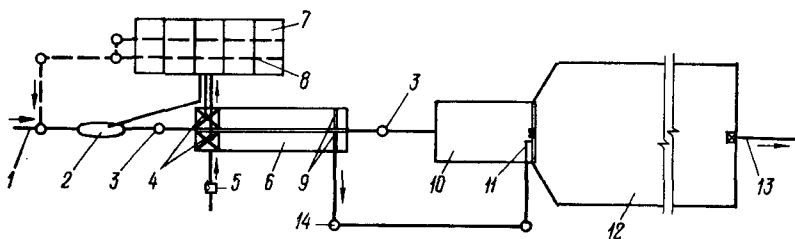


Рис. 10.2. Схема очистной станции с прудом дополнительного отстаивания. 1 — трубопровод канализации; 2 — песколовка с решеткой; 3 — колодцы с гидрозатвором; 4 — гидроэлеваторы; 5 — колодец управления подачей рабочей воды в гидроэлеватор; 6 — нефтеловушка; 7 — шламовая площадка (накопитель); 8 — дренаж; 9 — нефтесборные трубы; 10 — первая секция пруда; 11 — нефтесборное устройство (шарнирная труба, лоток); 12 — вторая секция пруда; 13 — выпуск воды; 14 — сборный резервуар уловленных нефтепродуктов.

в сооружениях, коммуникациях и измерительных устройствах. При разработке планировочно-компоновочных решений необходимо стремиться к объединению (блокированию) отдельных элементов.

В связи с повышенной пожароопасностью обрабатываемых на очистных сооружениях нефтебаз сред при разработке генпланов необходимо учитывать следующие требования:

1) расстояние от песколовок, нефтеловушек, отстойных прудов и других сооружений с открытым слоем всплывающих неф-

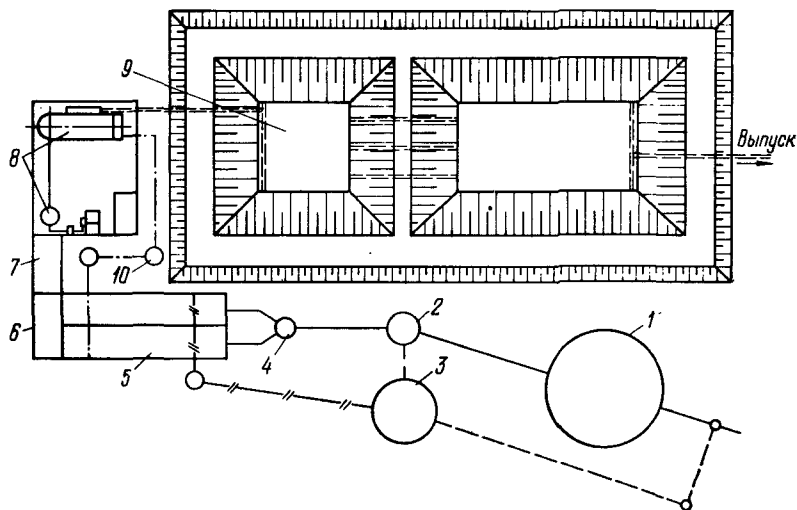


Рис. 10.3. Схема очистной станции с горизонтальной напорной флотационной установкой.

1 — насосная станция производственно-дождевой канализации; 2 — вертикальная песколовка; 3 — шламонакопитель; 4 — распределительный колодец; 5 — нефтеловушка; 6 — промежуточный резервуар; 7 — насосная станция; 8 — флотационная установка; 9 — буферный пруд; 10 — сборный резервуар уловленных нефтепродуктов.

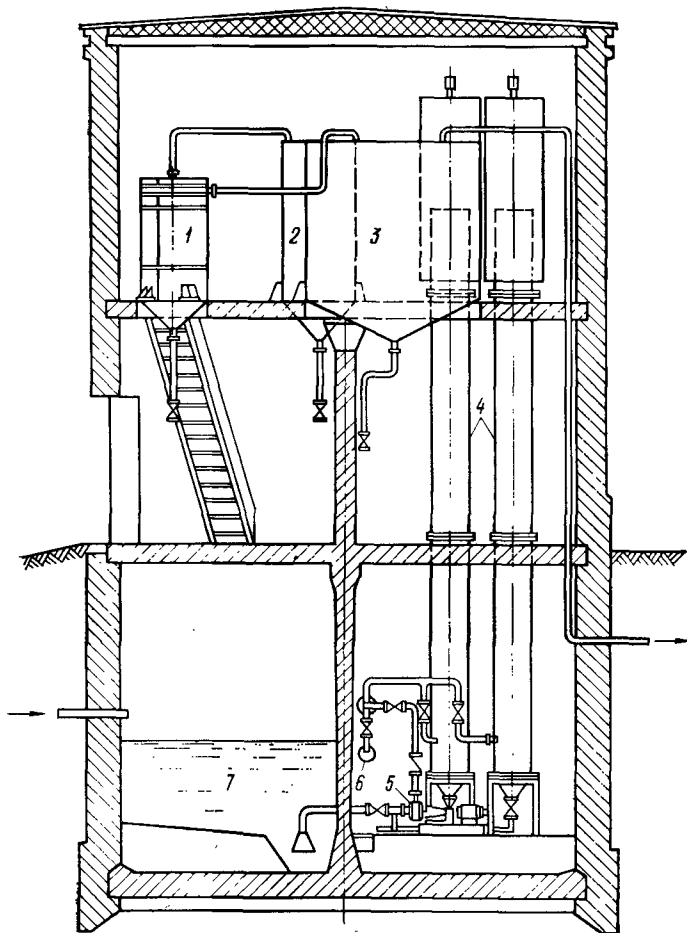


Рис. 10.4. Компонировка очистной станции с применением колонных флотаторов.

1 — гидроциклон; 2 — сборник уловленных нефтепродуктов; 3 — резервуар очищенной воды; 4 — колонные флотаторы; 5 — центробежные насосы; 6 — напорные резервуары со струйной аэрацией; 7 — приемный резервуар сточных вод.

тепродуктов до зданий и сооружений, не связанных с обслуживанием этих сооружений, должно быть не менее 30 м, а до обслуживающих сооружений (насосные, разделочные резервуары) — не менее 15 м (сборные резервуары и ручные насосы можно располагать непосредственно у нефтеловушки);

2) для нефтеловушек закрытого типа вместимостью 150 м³ указанные в п. 1 расстояния можно уменьшить на 50 %, а вместимостью до 50 м³ — на 75 %;

3) расстояние от отстойных прудов до жилой застройки должно быть не менее 1000 м.

На рис. 1.1, 10.2—10.4 приведены наиболее характерные схемы компоновки очистных станций нефтебаз.

В компоновочной схеме на рис. 10.2 предусмотрена доочистка сточных вод в пруду дополнительного отстаивания. Для обезвоживания осадка служат шламовые площадки с дренажем. Подсушенный осадок периодически отвозится в отвал. Удаление осадков из песколовки и нефтеловушки осуществляется с помощью гидроэлеватора (гидроэжектора). В качестве рабочей среды используется вода из системы водоснабжения нефтебазы.

На рис. 10.3 показана схема очистной станции с применением горизонтальной напорной флотационной установки. В здании флотационной установки размещены необходимые устройства для приготовления и дозирования реагентов (коагулянта, флокулянта). В целях предохранения водоема от загрязнения нефтепродуктами в аварийных случаях технологическая схема завершается отстойным прудом, выполняющим здесь задачу буферной емкости.

На рис. 10.4 представлен компоновочный вариант очистной станции производительностью 20—50 м³/ч с применением колонных флотаторов и напорных резервуаров со струйной аэрацией. Возможно размещение такой станции и в здании котельной нефтебазы в сочетании с нефтеловушкой, располагаемой за ее пределами.

При наличии на нефтебазе этилированных вод создают самостоятельный узел их обезвреживания в составе общей очистной станции.

§ 10.3. Эксплуатация очистных станций нефтебаз

Эксплуатация очистных станций нефтебаз включает в себя следующие мероприятия:

- 1) прием сооружений и оборудования в эксплуатацию;
- 2) пуск и наладку всех элементов очистной станции;
- 3) организацию технической эксплуатации;
- 4) ремонтно-профилактические работы;
- 5) технологический контроль работы элементов очистной станции.

После окончания строительно-монтажных работ комплекс очистной станции принимается рабочей и государственной комиссиями, которые устанавливают соответствие построенных сооружений проекту, наличие оборудования, приборов и их работоспособность.

Работы по пуску и наладке устройств физико-химической, химической и биологической очистки производятся специализированными пусконаладочными организациями, которые выво-

дят их на заданный проектом режим, готовят и передают нефтебазе детальную эксплуатационную документацию. Сооружения механической очистки сточных вод (песколовки, нефтеловушки, отстойные пруды) пускаются в работу и налаживаются обычно силами эксплуатационного персонала станции.

Основными условиями эффективной технической эксплуатации очистных сооружений являются: организация установленного технологического режима, систематический контроль работы сооружений, регулярное удаление уловленных нефтепродуктов и осадка, профилактика и своевременный ремонт всех элементов очистной станции.

При организации правильного технологического режима очистки нефтесодержащих сточных вод необходимо иметь в виду нижеследующие особенности работы основных очистных сооружений станции.

В песколовках скорость движения воды должна находиться в пределах 0,15—0,3 м/с, а в щелевых — не более 0,6—1,0 м/с. Высоту слоя осадка надлежит замерять не реже 1 раза в 2—3 сут, строго следить за равномерным распределением воды между отделениями песколовки с помощью шиберов. Удаление осадка производить не реже 1 раза в 2—3 сут.

В нефтеловушках необходимо следить за равномерностью распределения воды между секциями, не допуская превышения расчетных расходов. Сбор всплывших нефтепродуктов осуществлять 1—2 раза в смену с одновременным сгребанием осадка с помощью скребкового механизма. Продолжительность сбора не должна превышать 1 ч. В случае аварийной остановки скребкового механизма на продолжительное время включение его вновь в работу должно осуществляться только после освобождения нефтеловушки от осадка во избежание поломки скребков и обрыва цепи. В этих случаях, а также при отсутствии скребковых механизмов у нефтеловушек сооружение от осадка освобождается с помощью передвижных шламовых насосов с разрыхлением отложений брандспойтами.

При эксплуатации прудов дополнительного отстаивания необходимо не допускать его переполнения выше установленного уровня, образования сплошного слоя нефтепродуктов в секциях пруда. Количество и положение уровня осадка в прудах с составлением профиля его поверхности необходимо определять 1—2 раза в год. Очистка прудов осуществляется в зависимости от количества накопившегося осадка, но не реже 1 раза в 2 года.

Эксплуатация песчаных фильтров заключается в контроле за равномерным распределением воды по поверхности фильтрующей загрузки и скоростью фильтрации, в проверке качества очистки и своевременной регенерации (отмывки) загрузки фильтров. Необходимость промывки определяется по устойчивому нарастанию содержания нефтепродуктов в фильтрате.

При малой эффективности промывки загрузки ее нужно заменять. Загрязненный песок можно прокалить на огне, промыть, рассортировать и вновь применять для загрузки.

Напорные флотационные установки относятся к новой технике, опыт эксплуатации которой только начинает складываться.

Главным технологическим условием эффективной очистки воды от нефтепродуктов на напорных флотационных установках является оптимальное соотношение между дисперсным составом и электрокинетическими свойствами эмульсии сточных вод, с одной стороны, и дисперсным составом, счетной концентрацией пузырьков воздуха и гидродинамическим режимом во флотаторах — с другой. В случае применения коагулянтов (флокулянтов) очень важно режим напорной флотации увязать с режимом коагуляции или флокуляции. Конкретные параметры работы напорной флотационной установки в тех или иных условиях устанавливаются путем оптимизационных расчетов на основе технологических зависимостей, приведенных в гл. 4—6.

Частные рекомендации по эксплуатации отдельных элементов напорной флотационной установки сводятся к следующему [88]. Напорные резервуары барботажного типа удовлетворительно работают при поддержании постоянного уровня, недопущении скопления нерастворившегося воздуха, устойчивой подаче воздуха через эжектор. Последний следует включать, когда давление в напорном резервуаре достигнет $2,5—3 \text{ кгс/см}^2$ *. Регулирование подачи воздуха необходимо осуществлять с помощью ротаметра или измерительной диафрагмы с жидкостным манометром на воздушном патрубке эжектора. Расход воздуха не должен превышать $1,5—3 \%$ от расхода насыщенной воды.

Обязательным технологическим параметром работы напорного резервуара со струйной аэрацией является поддержание в нем установленного уровня (на половине диаметра) и перепада давления на соплах. Контроль уровня жидкости осуществляется по водомерному стеклу, а регулирование его производится вентилем подачи воздуха. В напорный резервуар со струйной аэрацией необходимо подавать столько воздуха, сколько его может раствориться в данных условиях. Большой, чем необходимо, расход воздуха приводит к вытеснению воды из напорного резервуара и проскоку его во флотатор, что вредно отражается на ходе процесса очистки и является недопустимым. Меньший, чем необходимо, расход воздуха вызовет подъем уровня жидкости в аппарате и залив водой сопел, т. е. прекращение насыщения воды воздухом.

* $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} \approx 0,1 \text{ МПа}$.

Перепад давления на соплах зависит от производительности насоса, параметров работы эжектора, производительности флотатора и устанавливается в процессе наладки путем регулирования числа рабочих сопел (лишние можно заглушить). С целью предотвращения попадания крупных, нерастворившихся пузырьков из напорного резервуара в колонный флотатор предусмотрена шлюзовая камера, в которой пузырьки должны выделяться из воды. В процессе эксплуатации уровень жидкости в шлюзовой камере должен контролироваться через смотровое окно в торце напорного резервуара. Избыток воздуха из шлюзовой камеры надлежит сбрасывать через воздушный кран. Периодически и особенно в первый период эксплуатации необходим регулярный профилактический осмотр сопел. Причиной засорения сопел может быть мусор, образующийся в системе после строительно-монтажных работ и при работе механизмов.

Важнейшим технологическим условием высокой эффективности работы флотаторов является отсутствие флотоагрегатов и пузырьков воздуха в уходящем потоке воды. Об этом можно судить по анализам воды, нефелометрическому контролю и визуально. Для удобства визуального контроля целесообразно предусматривать смотровые окна с подсветкой потока жидкости.

Всплывший пенный слой с извлеченными частицами нефтепродуктов необходимо регулярно удалять в пеносборный карман и далее в сборный резервуар. Удаление пенного слоя производится скребковым устройством с электроприводом. Толщина удаляемого слоя устанавливается в процессе эксплуатации. Целесообразно удалять пенную массу с минимальным обводнением, т. е. несколько осушенную. Наиболее обводненные слои пены находятся внизу, а менее обводненные — наверху. Рекомендуется высоту пенного слоя поддерживать не менее 50—100 мм и сверху этого слоя удалять по 1—2 мм пенной массы за оборот скребкового механизма. С учетом данных обстоятельств при наладке регулируется высота кромки пеносборного кармана и отметка нижнего обреза лопастей скребкового устройства. Несфлотируемые тяжелые примеси сточных вод могут выпадать в осадок, который будет накапливаться в нижней зоне флотатора. Осадок периодически должен удаляться.

Наиболее существенным вопросом наладки и пуска сооружений биохимической очистки сточных вод является наращивание активного ила в аэротенках или биопленки в биологических фильтрах.

Активный ил в аэротенках можно получить несколькими способами. Первый из них заключается в аэрации бытовой сточной воды с добавлением небольшого количества производственной сточной воды (БПК_{полн} смеси не более 150 мг/л)

в контактных условиях. После образования в воде мелких хлопьев активного ила в количестве 200—300 мг/л по сухому веществу можно вводить проточный режим с перекачкой активного ила из вторичных отстойников. На это обычно требуется 2—3 сут.

Постепенно, по мере возрастания концентрации активного ила, количество производственной воды увеличивают. Скорость роста активного ила зависит от состава сточной жидкости и температуры. В летний период адаптированный активный ил наращивается от трех недель до двух месяцев.

Вторым способом является использование активного ила из действующих очистных сооружений на полную биологическую очистку. Производственная сточная вода вначале на этот ил подается также ограниченно с последующим постепенным увеличением.

Третий способ заключается в использовании поверхностного слоя донных отложений малозагрязненных водоемов. Вначале донные отложения (ил) нужно регенерировать, т. е. подвергнуть аэрации без добавления органических загрязнений. При отсутствии в иле аммонийного азота и фосфора их следует добавить в виде минеральных солей (растворов удобрений). После регенерации ила на сооружение можно постепенно подавать сточную воду вначале с БПК_{полн} не более 150 мг/л.

Наконец, наращивание активного ила можно осуществить без специального заражения с использованием микрофлоры, обитающей в воде водоемов и в атмосфере. В этом случае аэротенк заполняют на $\frac{1}{3}$ объема разбавленной производственной водой, обеспечивают содержание азота 10—15 мг/л, фосфора 2—3 мг/л, pH=7,5÷8 и аэрируют воду до тех пор, пока не начнут образовываться хлопья активного ила. Далее в течение 7—10 сут постепенно заполняют аэротенк до полного объема. За 10 сут концентрация ила по сухому веществу обычно достигает 200—300 мг/л, и аэротенк можно переводить на проточный режим. Концентрация активного ила в аэротенке должна быть не менее 2 г/л.

Пуск в работу биофильтров лучше осуществлять с помощью биопленки или активного ила с действующих очистных сооружений. Для этого биофильтр орошают водой, содержащей биопленку (активный ил), в течение 1—2 сут. После этого на сооружение начинают подавать бытовую сточную жидкость с небольшой примесью производственной воды (БПК_{полн} не должно превышать 100 мг/л) при нагрузке 0,5 объема жидкости на 1 объем загрузочного материала. Затем нагрузку можно увеличить до соотношения 1:1. По мере получения устойчивых результатов очистки можно увеличивать концентрацию загрязнений в подаваемой воде и объем подаваемой производственной сточной жидкости. В летний период пуск биофильтров по данной схеме потребует 3—4 недель.

При отсутствии поблизости работающих биологических очистных сооружений биофильтр длительно орошают отстойной бытовой сточной жидкостью с добавлением первоначально очень малого количества производственной воды. Нагрузка на биофильтр вначале не должна превышать 1 объема воды на 1 объем загрузки сооружения в сутки. По мере образования биопленки и получения стабильных результатов очистки расход сточных вод увеличивают. Продолжительность пуска биофильтра в летний период по этой схеме достигает двух месяцев.

Сокращение пускового периода биологических очистных сооружений, а также периода восстановления после аварийных ситуаций возможно с применением высушенного активного ила, адаптированного к специфическим загрязнениям. Так, активный ил, высушенный при температуре 60 °С до влажности около 10 %, восстанавливает биологическую активность в течение 3—4 сут. Храниться он может до 2 лет и более.

Технологический контроль работы очистной станции осуществляется по следующим показателям: расходу сточных вод, содержанию нефтепродуктов до и после очистки, активной реакции (рН), щелочности, оптимальной дозе коагулянта, содержанию тетраэтилсвинца в воде и др. Кроме того, на отдельных этапах очистки этот контроль дополняется частным контролем, проводимым по специальным инструкциям (биологическая очистка, озонирование, хлорирование, сорбция и др.). Важное практическое значение для очистки сточных вод в напорных флотационных установках имеет количественная оценка растворенного воздуха в воде. Средства автоматического и лабораторного технологического контроля рассмотрены в § 10.4 и 10.5.

Численность персонала, обслуживающего систему водоотведения нефтебазы, устанавливается с учетом сложности очист-

Т а б л и ц а 10.1

Численность персонала очистных станций нефтебаз

Состав очистных сооружений	Состав персонала и его численность				
	Начальник	Механик	В смену		
			Оператор	Машинист	Слесарь-сантехник
Песколовка, нефтеловушка	—	—	—	—	1
Песколовка, нефтеловушка, пруды, узел обезвреживания этилированных вод	—	—	—	1	1
Песколовка, нефтеловушка, флотационная установка с реагентным хозяйством	1	1	1	1	1

ного комплекса, территориального расположения, технического оснащения службы эксплуатации и автоматизации работ. Примерные нормативы численности персонала приведены в табл. 10.1.

Численность персонала узлов биологической очистки и озонирования устанавливается по специальному штатному расписанию. Обслуживание береговых станций приема и очистки балластных и других вод с судов осуществляется персоналом по особому расчету. Сооружения, включающие в себя сложные установки (флотационные и др.), целесообразно выделять в самостоятельный цех.

§ 10.4. Автоматический технологический контроль

Для проведения эффективного технологического контроля работы очистных станций нефтебаз их надлежит оснащать контрольно-измерительными приборами для измерения расхода, давления, температуры, регистрации уровней, концентрации водородных ионов, содержания растворенного кислорода, взвешенных веществ, нефтепродуктов. Крайне желательно, чтобы указанные параметры регистрировались непрерывно. Контрольно-измерительные приборы целесообразно снабжать устройствами для дистанционной передачи показаний на диспетчерский пункт и сигналов на управляющие элементы очистной станции. Ниже приводятся сведения о принципе работы и устройстве основных автоматических контрольно-измерительных приборов, серийно выпускаемых промышленностью.

Приборы для автоматического измерения расхода жидкости. Из многочисленных типов известных расходомеров на станциях очистки сточных вод надлежит применять такие, которые могут удовлетворительно работать при измерении расходов загрязненных жидкостей и суспензий. К их числу относятся измерительные лотки Вентури, сужающие устройства, индукционные (электромагнитные) расходомеры. Последние относятся к дорогостоящим приборам и поставляются лишь при особых обоснованиях.

Для измерения расходов сточных вод в открытых лотках и каналах по рекомендации Международной организации по стандартизации вместо ранее применяемых измерительных лотков Паршала с треугольным порогом на дне надлежит применять лотки Вентури, представляющие собой местное сужение канала без изменения профиля дна.

Расход жидкости в лотке Вентури измеряется в условиях свободного истечения, которое обеспечивается превышением уровня в подводящем канале над отводящим не менее чем на 25 %. Расход жидкости через лоток Вентури определяется выражением

$$Q = 0,1941c_v b h^3. \quad (10.3)$$

где Q — расход сточных вод, м³/ч; b — ширина горловины лотка, м; h — высота воды над дном в мерном створе, мм; c_1 — коэффициент, учитывающий конфигурацию лотка, шероховатость поверхности и другие свойства; c_2 — коэффициент, учитывающий влияние скорости в подводящем канале.

Расчет лотка при заданных значениях расхода, ширины канала и верхнего предела измерения дифманометра или уровня в подводящем канале сводится к определению ширины горловины и коэффициентов.

Для всех типов сужающих устройств с перепадом давления в качестве измерительного элемента применяются разнообразные дифманометры. В случае использования их для автоматического управления следует применять дифманометры с электрической или пневматической передачей. К их числу относятся мембранные дифманометры типа ДМ завода «Манометр» (Москва) и типа ДМ-66 Московского завода тепловой автоматики. Эти приборы можно использовать для измерения уровней в лотках и водосливах, а также перепада давления в сужающих устройствах. В первом случае годятся модели 3564 и 3566 (перепад 25—16 кПа), во втором — модель 3577 (перепад 40—630 кПа). Кроме того, наша промышленность выпускает дифманометры ДМК с ферродинамическими преобразователями сигнала, а также дифманометры унифицированной системы ГСП с пневматической и электрической передачами сигнала (завод «Теплоприбор», г. Рязань).

Совместно с дифманометрами типа ДМ можно применять вторичные приборы различных типов. Более всего подходят приборы марок ДС-1, ДСР1, КСД1 и КСД2. Для дифманометров с ферродинамическими преобразователями применяются вторичные приборы типов ВФСМ и ВЧС. Пневматические сигналы дифманометров можно передавать на различные вторичные приборы. При использовании в системах автоматического управления вторичные приборы в зависимости от их типов должны иметь контактное позиционное, реостатное, ферродинамическое или пневматическое изодромное регулирующее устройство.

Приборы для автоматического измерения рН. Водородный показатель рН является универсальным параметром многих процессов физико-химической и химической очистки сточных вод. Количественно он равен отрицательному десятичному логарифму числа ионов водорода в растворе. В настоящее время из всех известных методов измерения рН применяют главным образом потенциометрический, который основан на измерении электрического потенциала на металлическом электроде, погруженном в раствор соли того же металла. Потенциал зависит от активной концентрации ионов и описывается уравнением Нернста:

$$E = [RT/(zF)] \lg a + E_0, \quad (10.4)$$

где E — потенциал электрода, мВ; R — универсальная газовая постоянная; T — температура, К; z — валентность металла; F — число Фарадея; a — активная концентрация ионов металла; E_0 — потенциал электрода при активной концентрации его ионов, равной единице (нормальный потенциал).

В настоящее время измерения потенциала производят с помощью стеклянного электрода, а в качестве сравнительных (вспомогательных) получили распространение насыщенные хлорсеребряные электроды. Они выпускаются двух типов: заполненные и проточные. В заполненном электроде объем раствора хлористого калия практически постоянный. Контакт с измеряемой средой достигается с помощью полупроницаемой пробки либо через поверхности резиновых перегородок-мембран внутри трубки. Серебряная проволока, погруженная в раствор, помещается в верхней части трубки и соединяется с выводным проводом.

Проточный электрод помещается в сосуде с насыщенным раствором хлористого калия, располагаемом над уровнем контролируемой жидкости. Взаимодействие электрода с жидкостью осуществляется с помощью электролитического ключа, состоящего из гибкого шланга и наконечника с пакетом прокладок. Раствор хлористого калия медленно вытекает через зазоры между прокладками, создавая условия для непрерывного обновления поверхности раздела сред.

На очистных станциях наибольшее применение получают промышленные рН-метры типа рН-261 Гомельского завода измерительных приборов. В их комплект входят датчик и высокоомный преобразователь с показывающим прибором. Для технологии очистки сточных вод лучше всего применять погружные датчики в связи с их меньшей загрязненностью взвешенными веществами. Длина рабочей части погружных датчиков 1200, 1600 и 2000 мм, их корпус изготавливается из стали Х18Н9Т и титана ВТ1-1, а электролитический ключ — из фторопласта или полипропилена. Показания измерительного прибора могут регистрироваться с помощью автоматических потенциометров типов ЭПД, ЭПП, НСП-4 и др.

Приборы для автоматического измерения растворенного кислорода. В основе современных приборов для непрерывного измерения концентрации растворенного в воде кислорода лежит полярографический метод химического анализа. Этим методом измеряется предельный диффузионный ток при напряжении, которое соответствует восстановлению молекулярного кислорода, находящегося в воде. Сила этого тока пропорциональна концентрации кислорода.

В полярографических анализаторах кислорода применяют твердые металлические электроды, защищенные тонкой (10—80 мкм) полимерной мембраной (фторопласт-4, полиэтилен, полипропилен). Она непроницаема для молекул воды и многих

растворенных в ней веществ, но не препятствует диффузии кислорода и других газов при наличии градиента их концентрации по обе стороны пленки. Пленка предохраняет электроды от загрязнения, препятствует проникновению веществ, электровосстановление которых происходит при том же потенциале, что и кислорода, позволяет поддерживать постоянный состав электролита. Мембрана замедляет диффузию кислорода, в связи с чем в приборах имеется инерционность показаний, которая зависит от толщины пленки.

В качестве электродов в анализаторах кислорода применяются: для катода золото, платина, серебро, для анода металлы, имеющие сравнительно большой отрицательный потенциал (свинец, цинк, кадмий). Электроды подбираются таким образом, чтобы напряжение на них соответствовало потенциалу восстановления кислорода (от $-0,5$ до $-0,9$ В).

Поскольку концентрация растворенного в воде кислорода зависит от температуры, необходимо вносить поправки в показания приборов по тарировочным графикам или таблицам. Для непрерывного контроля содержания кислорода в приборе должна быть автоматическая температурная компенсация. На точность измерений полярографическим методом оказывают влияние рН, если он выходит за пределы 5,5—8,5, а также растворенные соли, если их концентрация превышает 10 г/л.

В нашей стране выпускаются несколько типов автоматических кислородомеров: ОКБ аналитической химии АН СССР, Таллинского политехнического института, Тартуского университета, СКБ биологического приборостроения АН СССР, НПО «Аналитприбор» (г. Тбилиси) и др.

Наиболее современными и совершенными приборами являются кислородомеры ОКБ аналитической химии, которые выпускаются двух марок: для лабораторных условий — АКВА-Л и производственных условий (стационарных) — АКВА-С.

Анализатор кислорода АКВА-Л представляет собой непрерывно действующий, показывающий прибор для измерения концентрации кислорода в жидкости (отобранные пробы, в элементах лабораторных установок). Он включает в себя электрохимическую ячейку (датчик) и электронный блок. При необходимости к электронному блоку может быть присоединен какой-либо регистрирующий прибор (например, типа ПСР-02 и др.).

Электрохимическая ячейка выполнена из органического стекла. Она состоит из корпуса, заполненного электролитом (0,1 н. раствор уксуснокислого натрия) и расположенных внутри трех электродов: измерительного из золотой сетки, цинкового вспомогательного и антидиффузионного тоже из золотой сетки. Последние замкнуты между собой внутри ячейки. Электрохимическая система со средой соприкасается через пленку-мембрану из тефлона толщиной 25—30 мкм. Измерение темпе-

ратуры осуществляется с помощью терморезистора, расположенного на внешней стороне корпуса ячейки. Для предохранения от повреждения в период между измерительными операциями датчик закрывается специальным защитным отсеком. Электрический ток от датчика поступает на электронный блок, в котором он усиливается и преобразуется. Там же происходит изменение температуры, компенсация температурной зависимости сигнала ячейки и компенсация остаточного тока.

Технические характеристики кислородомера АКВА-Л: диапазон концентраций кислорода в воде 0—30 мг/л, время начала реагирования и установления показаний 30 с и 3 мин; температура среды 10—45 °С, солесодержание анализируемой жидкости не более 2 г/л; рН=4÷10; время непрерывной работы (электрохимический ресурс) датчика 720 ч, после чего он должен подвергаться перезарядке или замене.

Анализатор кислорода стационарного типа АКВА-С представляет собой непрерывно действующий показывающий, регистрирующий и регулирующий прибор. Он состоит из датчика, преобразователя и регистрирующего амперметра типа КСУ2-003. Датчик представляет собой электрохимическую ячейку, аналогичную прибору АКВА-Л. Преобразователь предназначен для усиления и преобразования снимаемого с датчика напряжения (0—10 мВ) в нормализованный сигнал 0—5 мА с температурной компенсацией. Прибор имеет три диапазона измерения: 0—15, 10—45 и 5—35 мг/л растворенного кислорода. Условия эксплуатации прибора: температура окружающей среды от —50 до +50 °С, температура воды 5—35 °С, относительная влажность 30—95 %, солесодержание в воде не более 2 г/л, рН=4÷10.

В кислородомерах Таллинского политехнического института и Тартуского университета датчики построены по принципу гальванического элемента, в которых катодом является серебряная проволока, навитая на каркас, а анодом — кадмиевая стружка. Мембрана на датчик надета «чулком». Приборы выпускаются по заказу.

Кислородомер СКБ биологического приборостроения АН СССР носит название измеритель парциального давления кислорода ИПДК-1. Он работает в комплекте со специальным источником поляризационного напряжения ИПН-1, усилителем постоянного тока И-37 и самопишущим прибором Н-37/1. Катод датчика этого кислородомера выполнен из платины высокой чистоты, анод — из серебряной проволоки, электролитически покрытой хлоридом серебра. Мембрана полиэтиленовая, электролит — 0,1 н. КСl. Недостатками этих приборов являются громоздкость и малая надежность усилителя.

Кислородомер НПО «Аналитприбор» предназначен для определения содержания кислорода в водоемах. Катод датчика изготовлен из платиновой проволоки, анод — из серебра, мем-

брана — из тефлона. Пригоден лишь для разовых или кратковременных измерений.

В настоящее время проходят проверку приборы, основанные на более простом в практическом применении потенциометрическом методе измерения растворенного кислорода, в котором в качестве индикаторного применяется таллиевый металлический электрод. При этом методе не требуется специальной аппаратуры, так как могут быть использованы преобразователи и арматура датчиков рН-метров, вполне освоенных промышленностью и надежных в эксплуатации.

Приборы для измерения содержания взвешенных веществ (мутномеры). Специальные серийно выпускаемые приборы для автоматической оценки концентрации эмульгированных примесей в воде в настоящее время отсутствуют. В СКБ НПО «Нефтехимавтоматика» разработаны автоматический поточный анализатор АВИ-73В и лабораторный полуавтоматический прибор ЛИКА-71 для определения содержания нефтепродуктов в воде. Для определения содержания в сточных водах механических примесей и эмульгированных нефтепродуктов можно применять существующие промышленные мутномеры. По принципу действия мутномеры являются фотометрами, в которых оценивается интенсивность первичного светового потока и светового потока, прошедшего через кювету с исследуемой жидкостью. Из разнообразных отечественных и зарубежных приборов практическое значение для очистных станций нефтебаз могут иметь мутномер М-101, фотометры Ф-201 и Ф-202, разработанные СКБ аналитической техники (г. Тбилиси).

Мутномер М-101, выпускаемый серийно, состоит из трех блоков: измерительного блока, погружного датчика, проточного датчика. Датчики представляют собой однолучевой фотометр, в котором луч света от источника формируется конденсором и проходит через слой исследуемой среды. Необходимый спектральный диапазон (длина волны 500—620 нм) обеспечивается цветным светофильтром из молекулярно окрашенного стекла. В качестве светоприемника используются фоторезисторы. Серийные мутномеры тарированы на стандартную мутность (суспензии каолина). В случае их использования для анализа нефтяной эмульсии тарировку нужно произвести на новой среде.

Во вновь разработанных более совершенных приборах Ф-201 и Ф-202 оптическая плотность измеряется при помощи двухканальной дифференциальной оптической схемы с автоматическим выравниванием световых потоков.

Для контроля качества очистки нефтесодержащих сточных вод нефтебаз целесообразно применить мутномер М-101, рассчитанный на определение концентрации взвешенных веществ от 0 до 500 мг/л, и фотометр Ф-201, удовлетворительно рабо-

тающий при малых концентрациях взвешенных веществ (5—35 мг/л). Прибор Ф-202 предназначен для определения концентраций суспензий (осадки, активный ил) в интервале от 1 до 12 г/л. Из зарубежных анализаторов нефтепродуктов в воде хорошо зарекомендовали себя анализаторы «Ойли», поставляемые фирмами Финляндии.

Приборы для контроля уровня осадка. Они являются важным средством высококачественной эксплуатации очистных сооружений. Они должны устанавливаться в песколовках, нефтеловушках, буферных резервуарах, некоторых вспомогательных сооружениях. Пригодны они и для контроля уровня всплывших нефтепродуктов. СКБ аналитической техники (г. Тбилиси) и ВНИИ Водгео разработаны приборы марок СУФ-42 и СУ-101.

Сигнализатор уровня осадка СУФ-42 работает на основе фотоэлектрического эффекта. Он представляет собой фотореле, которое срабатывает при увеличении оптической плотности просвечиваемого слоя вследствие достижения уровня осадка или иной границы различных сред зоны местонахождения датчика сигнализатора.

Прибор СУФ-42 состоит из трех частей: погружного датчика, трансформатора и измерительного блока. Основными элементами датчика являются источник света — электрическая лампа А-26 и фоторезистор ФСК-Г1, размещенные в герметических капсулах со стеклами. Капсулы закреплены на дугообразной трубе, внутри которой располагается кабель. База датчика составляет 30 или 50 мм.

Измерительный блок представляет собой двухкаскадный полупроводниковый усилитель возникающего в резисторе фототока, который вызывает срабатывание исполнительного реле, соединенного со схемой сигнализации или автоматического управления. Трансформатор служит для питания датчика и измерительного блока.

Срок службы прибора до 7 лет, порог срабатывания сигнализатора не более 3 % по светопропусканию, погрешность срабатывания на заданном уровне ± 50 мм, глубина погружения не более 5 м; температура жидкости 2—35 °С.

При наличии на очистных станциях нескольких точек контроля уровня можно для дистанционного контроля применять многоточечный сигнализатор марки СУ-101. Он состоит из измерительного блока, многоточечного обгающего устройства, 4—12 датчиков и трансформаторов к ним. Конструкция датчиков и тип трансформаторов аналогичны СУФ-42. Обгающее устройство позволяет подключать несколько датчиков на один измерительный блок.

Автоматизация работы очистных сооружений. На отдельных сооружениях, работающих круглосуточно, могут быть автоматизированы следующие процессы:

1) в песколовках — управление процессом выгрузки осадка в зависимости от его уровня или по установленному графику;

2) в нефтеловушках — включение нефтесборных труб в зависимости от уровня всплывших нефтепродуктов или по графику; пуск и остановка скребкового устройства по графику, увязанному с графиком работы системы по удалению осадка из нефтеловушки;

3) в песчаных фильтрах — отключение фильтра при достижении установленной потери напора; включение промывного насоса горячей воды с одновременным изменением режима работы воздуходувок; отключение промывного насоса и включение фильтра в работу; регулирование скорости фильтрования; пуск и остановка насоса для перекачки осветленной воды; аварийное отключение насосов при нарушении параметров нормальной работы и включение резервных насосов;

4) на насосных станциях по перекачке воды и нефтепродуктов — пуск и остановка насосов в зависимости от уровня воды или нефтепродуктов в резервуаре; аварийное отключение рабочего насоса при нарушении параметров нормальной работы и включение резервного насоса; контроль залива насоса.

Другие очистные сооружения, относящиеся к устройствам немассового использования (озонаторные, хлораторные, сорбционные, электрокоагуляционные и электрофлотационные установки) автоматизируются в соответствии с технологическими особенностями их работы.

ВНИИ Водгео разработал и рекомендует для применения систему автоматического контроля и регулирования установок напорной флотации, с помощью которой обеспечивается контроль степени очистки, стабилизация значения рН и поддержание установленной дозы реагентов [71].

Качество очистки воды от нефтепродуктов при отсутствии специальных анализаторов можно оценивать косвенно — по оптической плотности очищенной воды, которая может регистрироваться с помощью мутномера М-101 и фотометра Ф-201.

Контроль рН сточных вод рекомендуется осуществлять с помощью серийных рН-метров марки рН-261, П-201, П-205, укомплектованных сравнительным электродом типа ЭПС-01-14 (изопотенциальная точка $pH=7$) и вспомогательным — ЭХВС-1. Стабилизацию рН в процессе флотационной очистки можно производить с помощью типовых систем регулирования по отклонению рН от заданного значения. При наличии в технологической схеме камер смешения сточной воды с реагентами (щелочь, коагулянт, флокулянт) датчики рН-метров следует устанавливать на выходе из этих емкостей. При подаче реагентов в подводящий трубопровод к напорному резервуару или непосредственно в напорный резервуар датчик устанавливается в выходной камере напорного резервуара или в специальной емкости объемом

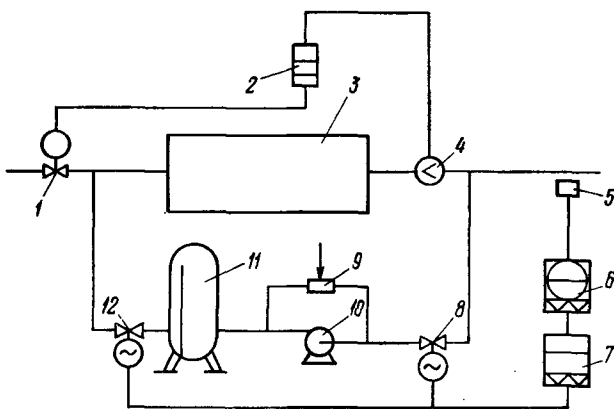


Рис. 10.5. Система регулирования количества выделяющегося воздуха в напорной флотационной установке.

1 — заслонка; 2 и 7 — регуляторы; 3 — флотатор; 4 — расходомер; 5 — мутномер; 6 — вторичный прибор; 8 — клапан; 9 — водовоздушный эжектор; 10 — насос; 11 — напорный резервуар; 12 — клапан.

5—7 л для размещения погружного датчика, расположенной на выходе из резервуара.

Для автоматического дозирования реагентов рекомендуются дозирующие устройства типа «Димба» или насосы-дозаторы Рижского завода химического машиностроения. Коагулянты и флокулянты дозируются с помощью систем регулирования, построенных по принципу подачи реагента пропорционально расходу сточной воды. В качестве регулятора соотношения могут быть использованы промышленные регуляторы типа РПИВ-III или РПИВ-IV.

Для непрерывного поддержания соответствия между нагрузкой по загрязнению на флотационную установку при частых и значительных ее изменениях и дозой реагентов надлежит применять системы оптимального дозирования. Они строятся на базе типовых схем пропорционального дозирования реагентов путем подключения к ним корректирующего контура, устанавливающего автоматически такую дозу реагента, при которой обеспечивается заданное значение выходного показателя очистки, например по мутности очищенной воды. В контур коррекции обычно включаются датчик и измерительный блок мутномера, его вторичный прибор, импульсный регулятор и серводвигатель, реостатный датчик которого включен на вход регулятора соотношения контура пропорционального дозирования. Доза реагента (коагулянта), поддерживаемая контуром дозирования по расходу воды, корректируется по сигналу с мутномера при отклонении значения мутности от заданного.

Системы автоматического регулирования дисперсного состава и счетной концентрации пузырьков в напорной флота-

ции пока отсутствуют. Однако можно применять системы регулирования количества выделяющегося воздуха во флотаторе. Наиболее просто это осуществляется в циркуляционной схеме напорной флотации путем управления расходом воды, циркулирующей через напорный резервуар.

Система автоматического регулирования в этом случае включает в себя два контура регулирования: циркуляционного потока и расхода воды через флотатор. В контур регулирования циркуляционного потока входят мутномер, устанавливаемый на выходе из флотатора, вторичный прибор, импульсный регулятор и два регулирующих клапана (рис. 10.5). Изменение расхода циркулирующего потока осуществляется регулятором при появлении сигнала разбаланса посредством синхронного воздействия на клапаны, один из которых установлен перед насосом и эжектором, а второй — после напорного резервуара.

Стабилизация общего расхода воды через флотатор при изменении циркуляционного расхода осуществляется соответствующим увеличением или уменьшением подачи очищаемой воды во флотатор с помощью второго контура регулирования, который состоит из расходомера, регулятора и привода регулирующей заслонки на подающем трубопроводе.

§ 10.5. Лабораторный технологический контроль

Основными специфическими технологическими параметрами, подлежащими определению лабораторным путем на нефтебазах, являются концентрации растворенного воздуха (при использовании напорных флотационных установок) и нефтепродуктов в воде.

Наиболее простым способом оценки концентрации растворенного воздуха в воде служит определение растворенного кислорода, по которому на основе физических соотношений приведенных в справочной литературе, можно судить о содержании воздуха в воде. Для определения растворенного кислорода в воде применяются иодометрический, полярографический и электрометрический методы. В лабораторных условиях наибольшее применение получил иодометрический метод Винклера.

В основе иодометрического метода лежит реакция растворенного кислорода с гидроокисью марганца с последующим иодометрическим определением образовавшихся соединений марганца.

В специальную посуду вместимостью 200—300 мл, заполненную пробой сточной воды доверху, прибавляют 2 мл сульфата марганца с помощью пипетки, опускаемой до самого дна сосуда. Другой пипеткой под уровень пробы добавляют 2 мл раствора едкого калия с азидом натрия. После этого посуда осторожно закрывается так, чтобы под пробкой не остались пузырьки воздуха, и содержимое перемешивается переворачи-

ванием до образования хлопьевидного осадка гидроокиси марганца.

После выделения осадка на дне сосуда прозрачный раствор аккуратно сливают и сразу же по стенке сосуда приливают 5 мл разбавленной (1:4) серной кислоты и перемешивают. Затем добавляют 2 мл раствора иодида калия и содержимое вновь перемешивают. Через 5 мин выделившийся иод титруют раствором тиосульфата натрия до светло-желтой окраски. Прибавляют раствор крахмала и продолжают титрование до обесцвечивания.

При определении кислорода в воде оказывают мешающее влияние присутствующие в воде примеси, взаимодействующие с иодом или адсорбирующие иод, а также другие причины. В частности, при наличии в воде нитритов более 0,1 мг/л анализ ведется по следующей схеме. В пробу добавляют 2 мл сульфата марганца и 2 мл смеси едкого калия и азидата натрия. После образования осадка и слива воды добавляют серной кислоты, перемешивают и переливают в колбу для титрования. Перед титрованием добавляют 0,3 мл 40 %-ного раствора сульфаминовой кислоты или мочевины, затем 2 мл 15 %-ного раствора иодида калия.

Содержание растворенного кислорода (в миллиграммах на литр) определяют по формуле

$$X = \frac{aK \cdot 1000N \cdot 8}{V_1 - V_2},$$

где a — объем раствора тиосульфата натрия, израсходованного при титровании; K — поправочный коэффициент к нормальности титрованного раствора тиосульфата натрия; N — нормальность раствора тиосульфата натрия; 8 — грамм-эквивалент кислорода; V_1 — объем посуды, мл; V_2 — объем всех реактивов, прибавленных к пробе в ходе определения, мл.

Количество растворенного в воде воздуха при флотации может оцениваться и как сумма выделившегося в газообразном состоянии и оставшегося в растворе после дросселирования с помощью специального прибора [24]. Прибор состоит из двух цилиндров Лисенко вместимостью 500—1000 мл, укрепленных на щите конусными частями друг к другу. Между ними на резиновых муфтах размещена тарированная стеклянная трубка длиной 300—400 мм с краником сверху и тройником с уравнительной трубкой внизу.

Измерения с помощью такого прибора производились следующим образом. Прибор резиновым шлангом соединялся с напорным резервуаром через пробоотборный патрубок, в котором помещалась диафрагма с калиброванным отверстием. В начале определения после открытия вентиля на патрубке прибор заполнялся водой до предельного верхнего уровня и ожидалось полное выделение всех пузырьков воздуха, образовавшихся при

впуске воды. Затем начинались измерения, при которых снова открывался вентиль на пробоотборном патрубке, и в прибор выпускалась определенная порция воды из напорного резервуара таким образом, чтобы выделившиеся в нижнем сосуде пузырьки воздуха при открытом верхнем кране не попали в тарированную трубку. По достижении пузырьков горловины нижнего сосуда вентиль и кран на трубке закрывались. Выделившийся в виде пузырьков воздух собирался под краном в градуированной с точностью 0,1 мл стеклянной трубке. Для приведения давления выделившегося в приборе воздуха к атмосферному открывался кран на заполненной водой уравнивательной трубке и измерялось объемное количество выделившегося воздуха. Объем поступившей в прибор воды измерялся мерным цилиндром, в который она сливалась из верхнего сосуда.

Количество выделившегося воздуха (в миллиграммах на литр) определялось из выражения

$$C_{\text{выд}} = \rho_r V_r / V_{\text{ж}},$$

где ρ_r — плотность воздуха, мг/л; V_r — объем выделившегося в приборе воздуха, л; $V_{\text{ж}}$ — объем жидкости, поступившей в прибор, л.

Концентрация воздуха, оставшегося в воде в растворенном состоянии после дросселирования и выделения пузырьков, оценивалась по содержанию кислорода, определяемому иодометрическим методом в пробе, отбираемой из верхнего сосуда с помощью специальной колбы. Для каждого режима производилось 8—10 измерений, результаты которых затем усреднялись.

В процессе определения концентрации растворенного в воде воздуха упомянутым прибором установлено, что объем выделяющегося в виде пузырьков воздуха после дросселирования зависит от степени пересыщения и характеризуется соотношениями, показанными на рис. 6.11.

При лабораторном определении содержания нефтепродуктов в воде под ними понимается смесь неполярных и малополярных соединений (алифатических, алициклических и ароматических углеводородов), растворенных в гексане.

Основным методом лабораторного анализа содержания нефтепродуктов в воде является гравиметрическое определение. Наряду с этим все более широкое применение получает метод инфракрасной спектроскопии. При гравиметрическом методе органические вещества первоначально экстрагируются из сточной воды хлороформом или четыреххлористым углеродом. Затем от них отделяются нефтепродукты путем растворения в гексане. Освобождение от примесей полярных соединений осуществляется пропуском раствора через слой окиси алюминия. После удаления растворителей извлеченные нефтепродукты взвешиваются.

При анализе сточных вод, содержащих летучие нефтепродукты (низкокипящие), необходимо предварительно определять их количество и извлекать из пробы жидкости.

Детальные рекомендации по методике лабораторного анализа сточных вод на нефтебазах приведены в эксплуатационной технической документации [3].

§ 10.6. Техничко-экономические показатели

Основными технико-экономическими показателями систем водоотведения нефтебаз являются строительная стоимость (капитальные затраты) и эксплуатационные расходы. При расчетах и обоснованиях проектных решений пользуются «Типовой методикой определения экономической эффективности капитальных вложений», утвержденной Госпланом СССР, Госстроем СССР и Президиумом АН СССР в 1969 г. Конкретные указания по практическому применению Типовой методики содержатся в «Инструкции по определению экономической эффективности капитальных вложений в строительстве» (СН 423—71), утвержденной Госстроем СССР в 1971 г. и переизданной в 1979 г. [89, 90].

Анализ вариантов проектных решений осуществляется путем выявления минимума приведенных затрат. Приведенные затраты по каждому рассматриваемому варианту определяются по формуле

$$P = C + E_n K, \quad (10.5)$$

где C — эксплуатационные расходы; E_n — нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений; K — капитальные затраты.

Нормативный коэффициент эффективности капитальных вложений для систем водоотведения принимается, как правило, равным 0,12, что соответствует сроку окупаемости дополнительных капитальных вложений 8,3 года.

Для комплексов (объектов), выполняемых на основе новой техники, изобретений или рационализаторских предложений, нормативный коэффициент эффективности принимается 0,15.

Капитальные затраты определяются на основе укрупненных сметных норм (УСН), укрупненных показателей стоимости сооружений (УПСС), смет на конкретные объекты. Для примера в табл. 10.2 приведена структура капитальных затрат на строительство очистной станции с нефтеловушками и напорными флотационными установками производительностью 200 м³/ч.

Эксплуатационные расходы определяются сметой, составляемой на основе технологической части проекта очистной станции. Она включает в себя годовые затраты на заработную плату обслуживающего персонала, расходы на реагенты, тепловую и электрическую энергию, амортизационные отчисления, текущий ремонт и прочие расходы. По нефтебазам накоплен

Таблица 10.2

Стоимость основных сооружений очистной станции производительностью 200 м³/ч, тыс. руб.

Сооружения	Строительно-монтажные работы	Общестроительные работы	Технологическое оборудование	Электрооборудование	КИП и автоматика	Всего
Приемные резервуары (два по 200 м ³)	11,7	1,1	16,7	—	0,4	29,9
Насосная станция	6,3	0,6	2,7	1,6	0,5	11,7
Нефтеловушка производительностью 110 л/с	22,9	—	25,8	1,0	—	49,7
Промежуточные резервуары (два по 35 м ³)	7,1	—	0,2	—	0,2	7,5
Флотатор производительностью 200 м ³ /ч	4,6	—	2,0	0,2	—	6,8
Резервуары для осадка и уловленного продукта (два по 35 м ³)	9,6	—	0,4	—	0,2	10,2
Резервуар очищенной воды вместимостью 100 м ³	10,6	—	0,1	—	0,3	11,0
Производственный корпус, включающий все остальные элементы очистной станции	74,5	8,0	65,6	16,5	2,7	167,3
Итого:						294,1

Таблица 10.3

Эксплуатационные расходы очистных станций мазутных хранилищ

Расходы	Состав основных очистных сооружений			
	Нефтеловушки, напорные флотационные установки		Нефтеловушки, напорные флотационные установки, механические и сорбционные фильтры	
	тыс. руб.	°	тыс. руб.	°
Заработная плата	7,2	12	7,4	4
Энергия	14,5	26	60,7	36
Замена загрузки фильтров	—	—	16,0	9
Амортизационные отчисления	20,4	36	52,7	30
Текущий ремонт	4,1	7	10,5	6
Прочие расходы	9,5	19	21,2	15
Итого:	55,7	100	168,5	100

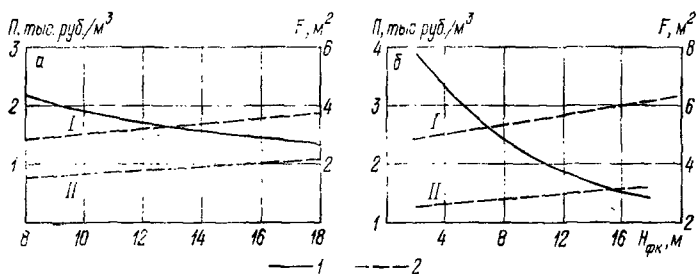


Рис. 10.6. Техничко-экономические показатели напорных флотационных установок с дросселированием насыщенной воздухом воды (а) и без дросселирования (б).

1 — с подачи воздуха через эжектор; II — с подачи воздуха от компрессора или технологической сети.

I и 2 — зависимости соответственно занимаемых производственных площадей F и приведенных затрат P от высоты флотационной камеры (колонны) $H_{фк}$.

пока незначительный опыт строительства и эксплуатации систем водоотведения. По аналогичным объектам Минэнерго (мазутные хранилища тепловых электростанций) фактические эксплуатационные расходы очистных станций производительностью 200—400 м³/ч показаны в табл. 10.3.

Как следует из данных, приведенных в табл. 10.3, повышение степени очистки воды от нефтепродуктов до остаточного содержания 1—2 мг/л от обычных 10—15 мг/л влечет за собой увеличение капитальных вложений в 2,2 раза, а эксплуатационных расходов более чем в 3 раза. Такое удорожание обусловлено применением механических антрацитовых фильтров и сорбционных угольных фильтров. В первом случае приведенные затраты составили 120 тыс. руб./год, во втором — 311,2 тыс. руб./год, а себестоимость очистки составила соответственно 4,25 и 13 коп./м³ [85].

Если приведенные затраты в сравниваемых вариантах отличаются незначительно, то следует учитывать дополнительные показатели. При этом целесообразно отдавать предпочтение решениям, позволяющим уменьшить производственные площади, снизить расход дефицитных материалов, упростить эксплуатацию, сократить трудоемкость строительно-монтажных работ, ускорить ввод объектов в эксплуатацию и др.

Для примера на рис. 10.6 приведены результаты дополнительного технико-экономического анализа напорной флотационной установки очистной станции производительностью 20 м³/ч. В частности, рассмотрено влияние высоты флотационной камеры $H_{фк}$ на размеры приведенных затрат P и занимаемых производственных площадей F . Оказалось, что флотационная установка, включающая напорный резервуар со струйной аэрацией и вертикальные флотаторы, с увеличением высоты от 3—4 до 18—20 м требует производственных площадей меньше при-

мерно в 1,5 раза при режиме работы с дросселированием насыщенной воздухом воды и в 3 раза при режиме работы без дросселирования насыщенной воздухом воды. Естественно, что при этом с увеличением высоты несколько возрастают и приведенные затраты. В варианте с дросселированием такое увеличение произошло в 1,15 раза, в варианте без дросселирования — в 1,35 раза. Следовательно, для принятия решения здесь следует провести оптимизацию по минимуму общих затрат. Флотаторы колонного типа чаще всего устраиваются в зданиях значительной высоты, определяемой другими, наиболее характерными для объекта, технологическими и компоновочными требованиями. На приведенных рисунках наглядно показаны экономические преимущества применения компрессоров или технологической сети сжатого воздуха для насыщения им воды в напорных резервуарах флотационных установок.

1. *СНиП II-106—79*. Склады нефти и нефтепродуктов. М., Стройиздат, 1980. 24 с.
2. *Ржавский Е. Л.* Морские и речные нефтебазы. М., Недра, 1976. 248 с.
3. *Правила и инструкции по технической эксплуатации металлических резервуаров и очистных сооружений*. М., Недра, 1977. 464 с.
4. *Нунупаров С. М.* Предотвращение загрязнения моря судами. М., Транспорт, 1979. 336 с.
5. *Резник Н. Ф.* Кинетика выделения нефтепродуктов из балластных вод.— Водоснабжение и сан. техника, 1965, № 7, с. 17—18.
6. *Монгайт И. Л., Родзиллер И. Д.* Методы очистки сточных вод. М., Гостоптехиздат, 1958. 250 с.
7. *Покровский В. Н., Аракчеев Е. П.* Очистка сточных вод тепловых электростанций. М., Энергия, 1980. 255 с.
8. *Степанец Л. Г., Егоров Э. Н., Прохоров А. Д.* О некоторых закономерностях процесса отстаивания балластных вод в глубоких резервуарах-отстойниках.— В кн.: Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов. Реферативный научно-технический сборник № 12. М., ВНИИОЭНГ, 1980, с. 30—33.
9. *Скирдов И. В., Пономарев В. Г.* Очистка сточных вод в гидроциклонах. М., Стройиздат, 1975. 176 с.
10. *Пушкарев В. В., Южаинов А. Г., Мэн С. К.* Очистка маслосодержащих сточных вод. М., Металлургия, 1980. 200 с.
11. *Класен В. И., Мокроусов В. А.* Введение в теорию флотации. М., Госгортехиздат, 1959. 636 с.
12. *Мещеряков Н. Ф.* Флотационные машины. М., Недра, 1972. 250 с.
13. *Стрижевская Э. А.* Методы очистки сточных вод при хранении нефти и нефтепродуктов. М., ВНИИОЭНГ, 1980. 36 с.
14. *Лукиных Н. А.* Напорная флотация в технологии биологической очистки городских сточных вод.— Науч. труды АКХ, 1979, № 164, с. 3—19.
15. *Перевалов В. Г., Алексеева В. А.* Очистка сточных вод нефтепромыслов. М., Недра, 1969. 224 с.
16. *Караваев И. И., Резник Н. Ф.* Опыт применения флотаторов типа ЦНИИ для очистки сточных вод. М., Транспорт, 1972. 36 с.
17. *Дикаревский В. С., Караваев И. И., Краснянский И. И.* Канализационные сооружения железнодорожного транспорта. М., Транспорт, 1973. 288 с.
18. *Мацнев А. И.* Очистка сточных вод флотацией. Киев, Будівельник, 1976. 132 с.
19. *Копылов В. А.* Очистка сточных вод напорной флотацией. М., Лесн. пром-сть, 1978. 96 с.
20. *Стахов Е. А., Акульшин В. А.* Исследование напорной вертикальной флотационной установки.— В кн.: Новые исследования сетей и сооружений

водоснабжения и канализации. Межвузовский тематический сборник трудов № 4. Л., ЛИСИ, 1976, с. 146—154.

21. *Стахов Е. А., Акульшин В. А., Петрушин Е. Д.* Очистка сточных вод ТЭЦ от мазута на вертикальной флотационной установке.— В кн.: Водоподготовка, водный режим и химконтроль на паросиловых установках. Вып. 6. М., Энергия, 1978, с. 175—180.

22. *Стахов Е. А.* Классификация флотационных установок с выделением воздуха из раствора и характеристика механизма образования флотоагрегатов.— В кн.: Исследования сетей и сооружений водопровода и канализации. Межвузовский тематический сборник трудов № 6. Л., ЛИСИ, 1977, с. 136—141.

23. *Стахов Е. А.* Исследование схем напорной флотации для очистки мазутосодержащих сточных вод.— В кн.: Сооружения по очистке природных и сточных вод. Межвузовский тематический сборник трудов № 7. Л., ЛИСИ, 1977, с. 125—130.

24. *Стахов Е. А., Акульшин В. А.* Исследование закономерностей изменения концентрации растворенного воздуха во флотаторе.— Изв. вузов. Строительство и архитектура, 1977. № 9, с. 118—121.

25. *Эпштейн Л. А.* Возникновение и развитие кавитации.— Тр. ЦАГИ, 1948, № 655, с. 41—118.

26. *Шальнев К. Н.* Кавитация в гидродинамике.— Изв. АН СССР. Отд-ние техн. наук, 1956, № 8, с. 10—92.

27. *Перник А. Д.* Проблемы кавитации. Л., Судостроение, 1966. 436 с.

28. *Карелин В. Я.* Кавитационные явления в центробежных и осевых насосах. М., Машиностроение, 1975. 336 с.

29. *Арзуманов Э. С.* Кавитация в местных гидравлических сопротивлениях. М., Энергия, 1978. 304 с.

30. *Киреев В. А.* Курс физической химии. М., Химия, 1975. 776 с.

31. *Френкель Я. И.* Собр. избр. трудов. Т. 3. Кинетическая теория жидкостей. М.—Л. Изд-во АН СССР, 1959. 460 с.

32. *Тодес О. М.* Кинетика процессов кристаллизации и конденсации.— В кн.: Статистические явления в гетерогенных системах. М.—Л., Изд-во АН СССР, 1949, с. 91—122.

33. *Зельдович Я. Б.* К теории возникновения новой фазы. Кавитация.— ЖЭТФ, 1942, т. 12, № 11—12, с. 525—538.

34. *Дерягин Б. В.* Общая теория нуклеации. Теория гомогенной конденсации при умеренных пересыщениях.— ДАН СССР, 1970, т. 193, № 5, с. 1096—1098.

35. *Дерягин Б. В., Прохоров А. В.* Уточненная теория гомогенной конденсации и ее сравнение с опытом.— ДАН СССР, 1972, т. 207, № 6, с. 1311—1313.

36. *Дерягин Б. В.* Общая теория образования новой фазы. Статическая кавитация в пелетучей жидкости.— ЖЭТФ, 1973, № 6 (12), с. 2261—2271.

37. *Перепелкин К. Е., Матвеев В. С.* Газовые эмульсии. Л., Химия, 1979. 200 с.

38. *Шмидт Л. И., Консетов В. В., Проскуряков В. А.* Образование пузырей при дросселировании пересыщенных жидкостей.— Инж.-физ. журн., 1971, т. 20, № 2, с. 261—267.

39. *Хинце И. О.* Турбулентность. М., Физматгиз, 1963. 393 с.

40. *Стахов Е. А., Шапиро В. А.* Оценка дисперсного состава и концентрации пузырьков воздуха при напорной флотации.— В кн.: Сооружения по очистке природных и сточных вод. Межвузовский тематический сборник трудов № 5. Л., ЛИСИ, 1976, с. 123—131.

41. *Мэнсон Н.* Микрофотографическое исследование распыливания жидких топлив.— *Вопр. ракет. техники*, 1956, № 4, с. 37—39.

42. *Буловская В. П.* Измерение концентрации газообразной фазы в жидкостных потоках.— *Тр. Ерван. политехи. ин-та*, 1973, т. 38, вып. 5, с. 28—30.

43. *Стахов Е. А., Шапиро В. А.* Исследование характеристик пузырьков воздуха при дросселировании пересыщенной жидкости в напорных флотационных установках.— В кн.: Новые методы и сооружения для водоотведения и очистки сточных вод. Межвузовский тематический сборник трудов. Л., ЛИСИ, 1979, с. 58—62.

44. *Стахов Е. А., Шапиро В. А.* Расчет равновесной концентрации газов в системе пузырек — жидкость при напорной флотации.— В кн.: Новые методы и сооружения для водоотведения и очистки сточных вод. Межвузовский тематический сборник трудов. Л., ЛИСИ, 1980, с. 112—118.

45. *Смирнов Н. И., Рубан Б. Л.* Движение капель в среде.— *Журн. прикл. химии*, 1953, т. 26, вып. 1, с. 531—533.

46. *Муравьев И. Н., Репин Н. Н.* Исследование многокомпонентных смесей в скважинах. М., Недра, 1972. 168 с.

47. *Волнов О. В., Петров А. Г.* Движение пузырей в жидкости.— В кн.: Итоги науки и техники. Сер. Механика жидкости и газа. Т. 10. М., ВИНТИ, 1976, с. 78—84.

48. *Богдевич В. Г., Рубан Н. К.* Всплытие сферического пузырька с растворением в покоящейся жидкости.— *Изв. СО АН СССР. Сер. техн. наук*, 1977, № 8, вып. 2, с. 121—125.

49. *Стахов Е. А., Шапиро В. А.* Анализ влияния диффузии растворенного газа на характеристики газожидкостной смеси при напорной флотации.— В кн.: Исследование сетей и сооружений систем водоснабжения и канализации. Межвузовский тематический сборник трудов № 8. Л., ЛИСИ, 1978, с. 133—137.

50. *Стахов Е. А., Шапиро В. А.* Кинетика дисперсного состава и счетной концентрации пузырьков воздуха при напорной флотации.— В кн.: Новые методы и сооружения для водоотведения и очистки сточных вод. Межвузовский тематический сборник трудов. Л., ЛИСИ, 1980, с. 118—124.

51. *Стахов Е. А., Акульшин В. А., Шапиро В. А.* Скорость движения пузырьков воздуха в пересыщенной жидкости при напорной флотации.— *Изв. вузов. Строительство и архитектура*, 1978, № 6, с. 119—125.

52. *Стахов Е. А., Акульшин В. А., Шапиро В. А.* Всплывание пузырьков воздуха в спутном потоке пересыщенной жидкости при напорной флотации.— *Изв. вузов. Строительство и архитектура*, 1980, № 6, с. 90—94.

53. *Глембоцкий В. А., Классен В. И.* Флотация. М., Недра, 1973. 384 с.

54. *Годен А. М.* Флотация. М., Госгортехиздат, 1959. 653 с.

55. *Дерягин Б. В., Духин С. С., Рулев Н. Н.* Кинетическая теория флотации малых частиц.— В кн.: Теоретические основы и контроль процессов флотации. М., Наука, 1980, с. 5—21.

56. *Дерягин Б. В.* Теория гетерокоагуляции, взаимодействия и слипания

разнородных частиц в растворах электролитов.— Коллоид. журн., 1954, т. 16, № 6, с. 425—438.

57. *Фукс М. А.* Механика аэрозолей. М., Изд-во АН СССР, 1955. 352 с.

58. *Левин Л. И.* Исследования по физике грубодисперсных аэрозолей. М., Изд-во АН СССР, 1961. 267 с.

59. *Рулев Н. Н.* Эффективность захвата частиц пузырьком при безынерционной флотации.— Коллоид. журн., 1978, т. 40, № 5, с. 898—907.

60. *Рулев Н. Н., Ососков В. К., Скрылев Л. Д.* Эффективность захвата капель нефтяной эмульсии пузырьком воздуха при флотации.— Коллоид. журн., 1978, т. 39, № 2, с. 590—594.

61. *Рулев Н. Н.* Коллективная скорость всплывания пузырьков.— Коллоид. журн., 1977, т. 39, № 1, с. 80—85.

62. *Рулев Н. Н., Дерягин Б. В., Духин С. С.* Кинетика флотации мелких частиц коллективом пузырьков.— Коллоид. журн., 1977, № 39, № 1, с. 314—323.

63. *Белоглазов К. Ф.* Закономерности флотационного процесса. М., Металлургиздат, 1947. 144 с.

64. *Скрылев Л. Д., Ососков В. К.* Флотационная очистка морской воды от эмульгированных нефтепродуктов.— Хим. технология, 1977, № 1 (90), с. 50—51.

65. *Стахов Е. А., Шапиро В. А.* Влияние дзета-потенциала эмульсии нефтепродуктов на скорость флотационной очистки воды.— В кн.: Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов. Реферативный научно-технический сборник № 10. М., ВНИИОЭНГ, 1979, с. 30—32.

66. *Шмидт Л. И., Хайнман В. Я., Проскуряков В. А.* О механизме процесса очистки сточных вод напорной флотацией.— Журн. прикл. химии, 1970, № 11, с. 2553—2558.

67. *Касагкин А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии. М., Химия, 1971. 784 с.

68. *Рамм В. М.* Абсорбция газов. М., Химия, 1976. 655 с.

69. *Хоблер Т.* Массопередача и абсорбция. М., Химия, 1964. 479 с.

70. *Кастальский А. А.* Проектирование устройств для удаления из воды растворимых газов в процессе водоподготовки. М., Госстройиздат, 1957. 147 с.

71. *Руководство по проектированию и расчету флотационных установок для очистки сточных вод.* М., Стройиздат, 1978.— 32 с. (ВНИИ Водгео).

72. *Стахов Е. А.* Насыщение воды воздухом в напорном резервуаре флотационной установки.— Теплоэнергетика, 1975, № 12, с. 74—76.

73. *Стахов Е. А.* К вопросу о методике оценки влияния расхода воздуха через аэратор на величину поверхности соприкосновения фаз при барботаже.— Тр. Высш. воен. инж.-техн. училища, 1964, вып. 77, с. 161—168.

74. *Карелин Я. А., Первалов В. Г.* Очистка сточных вод от нефтепродуктов (зарубежный опыт). М., Госстройиздат, 1961. 131 с.

75. *Стахов Е. А.* Устройство для очистки производственных сточных вод. Авт. свидетельство № 155456.— Открытия, изобрет., пром. образцы, товарн. знаки, 1963, бюл. № 12.

76. *Стахов Е. А.* Исследование напорного резервуара со струйной аэрацией.— Изв. вузов. Строительство и архитектура, 1975, № 3, с. 124—128.

77. *Стахов Е. А.* К расчету напорного резервуара со струйной аэрацией.— Изв. вузов. Строительство и архитектура, 1975, № 12, с. 132—135.

78. *Стахов Е. А.* Расчет напорных резервуаров барботажного типа для

флотационных установок.— В кн.: Новые методы и сооружения для водоотведения и очистки сточных вод. Межвузовский тематический сборник трудов. Л., ЛИСИ, 1981, с. 64—68.

79. *Стахов Е. А.* Расчет напорного резервуара со струйной аэрацией для флотационных установок.— Водоснабжение и сан. техника, 1976, № 1, с. 7—8.

80. *Проскуряков В. А., Шмидт Л. И.* Очистка сточных вод в химической промышленности. Л., Химия, 1977. 464 с.

81. *Яковлев С. В., Карелин Я. А., Ласков Ю. М., Воронов Ю. В.* Очистка производственных сточных вод. М., Стройиздат, 1979. 320 с.

82. *Стахов Е. А.* Влияние температуры на кинетику коагуляции мазуто-содержащих сточных вод.— В кн.: Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов. Научно-технический реферативный сборник № 2. М., ВНИИОЭНГ, 1978, с. 32—35.

83. *Беляева З. Г.* Очистка сточных вод от нефтепродуктов электрофлотацией.— В кн.: Транспорт и хранение нефтепродуктов и углеводородного сырья. Научно-технический реферативный сборник № 5. М., ЦНИИТЭнефтехим, 1980, с. 33—36.

84. *Манусова Н. Б., Смирнов Д. Н., Фролов С. И.* Автоматизация процессов очистки сточных вод в текстильной промышленности. М., Легкая индустрия, 1979. 240 с.

85. *Гусар Ф. Г.* Техничко-экономический анализ эффективности очистки от нефтепродуктов сточных вод электростанций.— Электр. станции, 1979, № 6, с. 9—10.

86. *Краснобородько И. Г., Светашова Е. С.* Электрохимическая очистка сточных вод. Л., ЛИСИ, 1978. 89 с.

87. *Поруцкий Г. В.* Биохимическая очистка сточных вод органических производств. М., Химия, 1975. 256 с.

88. *Руководство по расчету и применению напорных флотационных установок для очистки мазутных сточных вод на объектах Минобороны/ Сост. Е. А. Стахов.* М., 1981. 48 с.

89. *Федоров Н. Ф., Шифрин С. М.* Канализация. М., Высш. школа, 1968. 592 с.

90. *Канализация населенных мест и промышленных предприятий. Справочник проектировщика.* М., Стройиздат, 1981. 639 с.

Предисловие	3
Введение	5
Глава 1. Сточные воды предприятий хранения и транспорта нефтепродуктов	8
§ 1.1. Водоотведение нефтебаз и перекачивающих станций	—
§ 1.2. Особенности состава сточных вод нефтебаз	14
§ 1.3. Условия спуска в водоемы нефтесодержащих сточных вод и порядок оформления специального водопользования	19
§ 1.4. Схема и системы водоотведения нефтебаз	21
Глава 2. Очистка сточных вод от нефтепродуктов механическими методами	26
§ 2.1. Технологические схемы очистки	—
§ 2.2. Очистка сточных вод в нефтеловушках	28
§ 2.3. Отстаивание сточных вод в буферных резервуарах	36
§ 2.4. Отстаивание в песколовках	38
§ 2.5. Дополнительное отстаивание сточных вод в прудах	41
§ 2.6. Очистка сточных вод в гидроциклонах	44
§ 2.7. Очистка сточных вод фильтрованием	49
Глава 3. Очистка сточных вод от нефтепродуктов флотационными методами	57
§ 3.1. Общие сведения	—
§ 3.2. Очистка нефтесодержащих вод механической и пневматической флотацией	58
§ 3.3. Классификация и технологические схемы напорных флотационных установок	61
§ 3.4. Исследование схем напорной флотации для очистки нефтесодержащих сточных вод	70
Глава 4. Аэрация жидкости при напорной флотации	75
§ 4.1. Процессы образования газовой фазы в пересыщенной жидкости	—
§ 4.2. Методика экспериментального изучения дисперсного состава и счетной концентрации пузырьков воздуха при напорной флотации	81
§ 4.3. Характеристики пузырьков воздуха при дросселировании пересыщенной жидкости в напорных флотационных установках	85
Глава 5. Процессы во флотационных резервуарах (флотаторах)	90
§ 5.1. Равновесная концентрация газов в системе пузырек—жидкость при напорной флотации	—

§ 5.2.	Дисперсный состав и счетная концентрация пузырьков воздуха во флотаторе	94
§ 5.3.	Скорость движения пузырьков воздуха во флотаторе	101
§ 5.4.	Особенности механизма образования флотоагрегатов при очистке нефтесодержащих сточных вод	114
§ 5.5.	Скорость движения флотоагрегатов во флотаторе	125
§ 5.6.	Устройство и расчет флотаторов	128
Глава 6.	Насыщение воды воздухом в напорных резервуарах флотационных установок	136
§ 6.1.	Теоретические основы растворения газов в жидкости и обзор существующих абсорбционных аппаратов	—
§ 6.2.	Насыщение воды воздухом в напорном резервуаре барботажного типа	146
§ 6.3.	Насыщение воды воздухом в напорном резервуаре со струйной аэрацией	152
§ 6.4.	Насыщение воды газами в напорных резервуарах (абсорберах) насадочного типа	160
§ 6.5.	Расчет напорных резервуаров для флотационных установок	162
§ 6.6.	Пример расчета вертикальной напорной флотационной установки	167
Глава 7.	Очистка сточных вод от нефтепродуктов физико-химическими, химическими и термическими методами	172
§ 7.1.	Коагуляция и флокуляция	—
§ 7.2.	Сорбция	178
§ 7.3.	Озонирование	182
§ 7.4.	Обезвреживание сточных вод, содержащих тетраэтилсвинец	185
§ 7.5.	Испарительное и термическое обезвреживание нефтесодержащих сточных вод	189
Глава 8.	Очистка сточных вод от нефтепродуктов электрохимическими методами	194
§ 8.1.	Сущность электрохимических методов	—
§ 8.2.	Электрохимическая коагуляция	196
§ 8.3.	Электрохимическая флотация	203
Глава 9.	Очистка сточных вод от нефтепродуктов биохимическими методами	208
§ 9.1.	Сущность биохимических методов	—
§ 9.2.	Сооружения для биохимической очистки сточных вод	212
§ 9.3.	Обработка осадков и обеззараживание сточных вод	221
Глава 10.	Вспомогательные устройства и эксплуатация очистных станций нефтебаз	230
§ 10.1.	Вспомогательные сооружения очистных станций	—
§ 10.2.	Планировочные и компоновочные решения очистных станций	232
§ 10.3.	Эксплуатация очистных станций нефтебаз	235
§ 10.4.	Автоматический технологический контроль	241
§ 10.5.	Лабораторный технологический контроль	250
§ 10.6.	Технико-экономические показатели	253
	Список литературы	257

ОЧИСТКА НЕФТЕСОДЕРЖАЩИХ
СТОЧНЫХ ВОД
ПРЕДПРИЯТИЙ ХРАНЕНИЯ
И ТРАНСПОРТА НЕФТЕПРОДУКТОВ

Редактор издательства В. С. Селиванов. Переплет художника Ю. И. Прошлецова. Технический редактор И. Г. Сидорова. Корректор В. Н. Малахова.

ИБ № 5137

Сдано в набор 18.11.82. Подписано в печать 18.04.83. М-27866. Формат 60×90¹/₁₆. Бумага тип. № 2. Гарнитура литературная. Печать высокая. Усл. печ. л. 16,5. Усл. кр.-отт. 16,5. Уч.-изд. л. 17,49. Тираж 4000 экз. Заказ 23/633. Цена 1 р. 20 к.

Ордена «Знак Почета» издательство «Недра». Ленинградское отделение. 193171, Ленинград, С-171, ул. Фарфоровская, 12.

Ленинградская типография № 4 ордена Трудового Красного Знамени Ленинградского объединения «Техническая книга» им. Евгении Соколовой Союзно-лигграфпрома при Государственном комитете СССР по делам издательств, полиграфии и книжной торговли. 191126, Ленинград, Социалистическая ул., 14.