

В. Х. Шаймарданов

Процессы и аппараты технологий сбора и подготовки нефти и газа на промыслах

Под редакцией Заслуженного деятеля науки и техники РФ,
доктора технических наук, профессора В. И. Кудинова

*Допущено учебно-методическим объединением вузов
Российской Федерации по нефтегазовому образованию в качестве
учебного пособия для студентов высших учебных заведений,
обучающихся по направлению подготовки бакалавров и магистров
130500 «Нефтегазовое дело» и подготовки дипломированных
специалистов по специальности 130500 «Разработка
и эксплуатация нефтяных и газовых месторождений»
и «Проектирование, сооружение и эксплуатация
газонефтепроводов и газонефтехранилищ»*



Москва ♦ Ижевск

2013

УДК 665:63.048
ББК 35.514, 622.692., 39.71
Т-38, Ш-17

Утверждено Редакционно-издательским Советом УдГУ
в качестве учебного пособия

Шаймарданов В. Х.

Процессы и аппараты технологий сбора и подготовки нефти и газа на промыслах: учебное пособие / Под ред. В.И. Кудинова. — М.–Ижевск: НИЦ «Регулярная и хаотическая динамика», Институт компьютерных исследований, 2013. — 508 с.

Данная книга является обобщением 25-летнего научно-прикладного труда лаборатории подготовки продукции скважин ОАО «Удмуртнефть», результаты которой были опубликованы в виде многочисленных отчетов о НИР и частично в журналах профессиональной направленности, в материалах научно-технических конференций, симпозиумов и выставок российского и международного масштабов. Практически все рекомендуемые в книге техника и технологии являются используемыми на нефтепромыслах изобретениями, запатентованные в РФ.

Книга предназначена для научных и инженерно-технических работников нефтяной промышленности, студентов вузов, колледжей, техникумов и учащихся систем профессионального образования нефтегазового профиля.

ISBN 978-5-4344-00??-?

© В. Х. Шаймарданов, 2012

© НИЦ «Регулярная и хаотическая динамика», 2013

<http://shop.rcd.ru>

<http://ics.org.ru>

Оглавление

Предисловие	10
Введение	12
ГЛАВА 1. Общие сведения о свойствах нефти и газа и подготовке нефти и газа на промыслах	18
1.1. Физико-химические свойства продукции скважин	18
1.2. Требования к продукции скважин	26
1.2.1. Требования к товарной нефти	26
1.3. Принципиальная технологическая схема сбора и подготовки нефти и газа	29
ГЛАВА 2. Основы гидравлики	40
2.1. Определения, понятия и термины	40
2.2. Гидростатика	58
2.2.1. Применение законов гидростатики в технологических аппаратах, устройствах и приборах	62
2.3. Гидродинамика	68
2.3.1. Законы гидродинамики	68
2.3.2. Применение законов гидродинамики в технологических аппаратах, устройствах и приборах	73
2.4. Течение реальных жидкостей и газов	78
2.5. Гидравлическое сопротивление трубопроводов	85
2.6. Характеристика перекачивающего устройства	94
ГЛАВА 3. Дезэмульсация нефти	97
3.1. Общие сведения	97
3.2. Природные эмульгаторы	98
3.3. Реагенты-деэмульгаторы	99

3.4.	Особенности деэмульсации нефти	103
3.5.	Техника и технология деэмульсации нефти	105
3.5.1.	Кавитационно-ультразвуковой диспергатор	107
ГЛАВА 4.	Обезвоживание нефти	112
4.1.	Общие сведения	112
4.2.	Гравитационное отстаивание	116
4.2.1.	Закономерности отстаивания одиночной капли воды	117
4.2.2.	Обезвоживание нефти на промыслах	133
4.2.3.	Пленочная модель обезвоживания нефти	135
4.2.3.1.	Межфазный слой	137
4.2.4.	Способы снижения накапливания межфазного слоя и «ловушечной» нефти	138
4.3.	Методика расчета процесса обезвоживания нефти отстаиванием	143
4.3.1.	Расчет отстойника обезвоживания нефти	143
4.4.	Конструкции отстойных аппаратов	145
4.4.1.	Резервуары типа РВС	145
4.4.2.	Горизонтальные отстойники типа ОГ-200	149
4.4.3.	Высокоэффективная аппаратура обезвоживания нефти	152
4.4.3.1.	Отстойник на базе резервуара типа РВС	156
4.5.	Расчет отдельных узлов и систем РВС предварительного обезвоживания	165
4.5.1.	Расчет змеевикового теплообменника	165
4.5.2.	Расчет отборного устройства ШВ обезвоженной нефти	166
4.5.3.	Расчет лоткового отборного устройства обезвоженной нефти	167
4.5.4.	Расчет устройства снижения накопления межфазного слоя (смесителя)	170
4.6.	Отстойник вертикального исполнения	173
4.7.	Обезвоживание нефти под действием центробежных сил	176
4.7.1.	Гидроциклон	177
4.7.2.	Центробежный делитель фаз	180
4.8.	Многофункциональные отстойные аппараты	181
4.8.1.	Трубный делитель фаз	181
4.8.2.	Каскадный делитель фаз	182

ГЛАВА 5. Теплообменные процессы	186
5.1. Общие сведения	186
5.2. Тепловые балансы	188
5.2.1. Методы составления тепловых балансов	191
5.3. Кинетика теплопередачи	193
5.3.1. Передача тепла теплопроводностью	193
5.3.1.1. Передача тепла теплопроводностью через стенку	196
5.3.2. Передача тепла конвекцией	198
5.3.2.1. Коэффициент теплоотдачи	198
5.3.2.2. Коэффициент теплоотдачи	206
5.3.2.3. Средняя разность температур	209
5.3.3. Передача тепла излучением	217
5.3.3.1. Теплообмен излучением между твердыми телами	221
5.3.3.2. Излучение газов	223
5.3.3.3. Значение лучеиспускания в суммарной теплоотдаче: газ–стенка	224
5.4. Конструкции теплообменных аппаратов	225
5.4.1. Поверхностные теплообменники	225
5.4.1.1. Кожухотрубные теплообменники	225
5.4.1.2. Теплообменники типа «труба в трубе»	231
5.4.1.3. Спиральные теплообменники	232
5.4.1.4. Змеевиковые теплообменники	233
5.4.1.5. Пластинчатые теплообменники	234
5.4.2. Огневой обогрев	236
5.4.2.1. Печь нагрева жидкости типа ПТБ	237
5.4.2.2. Путьевой подогреватель типа ПП	239
5.4.2.3. Нагреватель жидкости ШВ	241
5.4.3. Разработка нагревателя жидкости ШВ	243
5.4.3.1. Разработка камеры сгорания (топки) топливного газа	243
5.4.3.2. Пример расчета печи ШВ	246
5.4.4. Использование печи ШВ в качестве нагревателя ВНЭ нефтяным газом на промыслах	260
5.4.4.1. Технологическая схема работы Як-Бодьинской ДНС с печью ШВ	260

ГЛАВА 6. Абсорбция газов	263
6.1. Основные определения	263
6.2. Статика процесса абсорбции	264
6.3. Материальный баланс процесса абсорбции	269
6.4. Кинетика процесса абсорбции	272
6.4.1. Диффузия	273
6.4.1.1. Молекулярная диффузия	274
6.4.1.2. Конвективная диффузия	277
6.4.2. Коэффициент массопередачи (абсорбции)	278
6.4.2.1. Определяющие факторы коэффициентов мас- соотдачи	284
6.4.3. Средняя движущая сила абсорбции	288
6.5. Хемосорбция	294
6.6. Конструкции абсорберов	296
6.6.1. Поверхностные и пленочные абсорберы	297
6.6.2. Насадочные абсорберы	299
6.6.2.1. Гидродинамические режимы и эффектив- ность массопередачи	300
6.6.2.2. Конструктивные элементы насадочных аб- сорберов	304
6.6.2.3. Распределительные устройства	304
6.6.2.4. Вывод жидкости из абсорбера	307
6.6.2.5. Насадки, применяемые для заполнения аб- сорберов	307
6.6.2.6. Расчет размеров насадочного абсорбера	309
6.6.3. Барботажные абсорберы	316
6.6.3.1. Расчет барботажных абсорберов	319
6.6.3.2. Конструктивные элементы барботажных аб- сорберов	329
6.6.4. Распыливающие абсорберы	332
6.6.4.1. Полный распыливающий абсорбер	333
6.6.4.2. Абсорбер Вентури	335
6.6.4.3. Механические распыливающие абсорберы	337
6.6.5. Абсорберы с подвижной насадкой	338
6.6.5.1. Абсорберы с подвижной насадкой для обра- ботки газов жидкостями	340

6.6.5.2.	Абсорбер с подвижной насадкой ШВ для промывки нефтяных газов	345
6.6.5.3.	Абсорбер с подвижной насадкой для очистки нефти от H_2S	350
6.7.	Технологии использования АПН ШВ на нефтепромыслах Удмуртии	351
6.7.1.	Технологическая схема очистки нефтяного газа от H_2S в промысловых условиях	351
6.7.2.	Технологическая схема очистки товарной нефти от H_2S в промысловых условиях	354
ГЛАВА 7.	Сепарация газа	358
7.1.	Общие сведения	358
7.2.	Статистика процесса сепарации газа	359
7.2.1.	Материальный баланс процесса сепарации газа на стадии ее десорбции	364
7.2.2.	Пример расчета сепарации газа на нефтепромысле	365
7.3.	Кинетика процесса сепарации газа	369
7.3.1.	Кинетика процесса сепарации газа на стадии его десорбции	370
7.3.2.	Кинетика процесса сепарации газа на стадии всплытия его в сепараторе	377
7.3.3.	Кинетика процесса сепарации газа на стадии преодоления сил поверхностного натяжения	379
7.4.	Конструкции сепарационных аппаратов	381
7.4.1.	Сепараторы газа горизонтального типа	383
7.4.1.1.	Сепаратор газа Грозненского нефтяного института	384
7.4.1.2.	Установка блочная сепарационная «ТатНИ-Инефтемаш»	385
7.4.1.3.	Сепаратор газа Центрального конструкторского бюро нефтеаппаратуры (ЦКБН)	387
7.4.2.	Сепараторы газа вертикального исполнения	388
7.4.2.1.	Оросительный сепаратор ШВ	389
7.4.2.2.	Расчет поверхности сепарации в оросительном сепараторе	391
7.4.3.	Трехфазные сепараторы	392

7.4.3.1.	Сепаратор на базе горизонтальных отстойников типа ОГ	393
7.4.3.2.	Трубный делитель фаз ШВ (ТДФ)	394
ГЛАВА 8.	Обессоливание нефти	408
8.1.	Особенности обессоливания нефти	408
8.2.	Кристаллизация	412
8.2.1.	Статика процесса кристаллизации	413
8.2.2.	Материальные балансы процесса кристаллизации	415
8.2.3.	Кинетика процесса кристаллизации	416
8.3.	Растворение	425
8.3.1.	Статистика процесса растворения	426
8.3.2.	Кинетика процесса растворения	427
8.3.3.	Кинетика растворения солей, содержащихся в нефти	427
8.4.	Техника и технология растворения солей	431
8.4.1.	Смеситель жидких сред (растворитель соли) с подвижной насадкой	432
8.5.	Техника и технология обезвоживания (обессоливания) нефти, промытой пресной водой	437
8.5.1.	Коалесценция капель воды под действием электрического поля	438
8.5.2.	Электродегидраторы	444
ГЛАВА 9.	Подготовка воды	448
9.1.	Проблемы сточных вод на нефтепромыслах	448
9.2.	Влияние химических реагентов на качество воды	450
9.2.1.	Влияние ингибитора коррозии на содержание нефтепродуктов в СВ	450
9.2.2.	Влияние реагента-деэмульгатора на содержание нефтепродуктов в СВ	455
9.3.	Очистка СВ от механических примесей	456
9.3.1.	Фракционный состав КВЧ	458
9.4.	Подготовка СВ к утилизации в пласт	464
9.4.1.	Очистка СВ гидрофобной фильтрацией	464
9.5.	Техника и технология подготовки СВ к утилизации в пласт	467
9.5.1.	Осветлитель СВ на базе остойника типа РВС	467
9.5.2.	Осветлитель СВ на базе вертикального отстойника	468

9.5.3.	Гидроциклон	470
9.5.4.	Гидрофобные фильтры	471
9.5.4.1.	Гидрофобный фильтр института «ТатНИ- Пинефть» на базе отстойника типа ОГ	471
9.5.4.2.	Гидрофобный фильтр ШВ на базе горизон- тального отстойника типа ОГ	474
9.5.4.3.	Гидрофобный фильтр на базе отстойника ти- па РВС	474
9.5.4.4.	Гидрофобный фильтр вертикального испол- нения	475
9.6.	Технологические схемы подготовки СВ к утилизации в пласт	476
9.6.1.	Напорные технологические схемы подготовки СВ	477
9.6.1.1.	Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе РВС	478
9.6.1.2.	Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе вертикального отстойника	478
9.6.1.3.	Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе горизонтального отстой- ника типа ОГ	479
9.6.1.4.	Напорная схема очистки СВ с двухступенча- тым осветлением в отстойниках типа РВС	480
9.6.1.5.	Напорная схема очистки СВ с последователь- ным осветлением в отстойнике вертикально- го исполнения и в отстойнике типа РВС	480
9.6.2.	Безнапорные технологические схемы подготовки СВ	482
9.6.2.1.	Резервуарно-безнапорная схема очистки СВ	482
9.6.2.2.	Безнапорная схема очистки СВ с гидрофоб- ным фильтром на базе горизонтального от- стойника типа ОГ	483
9.6.3.	Подавление жизнедеятельности сульфатовосстанавли- вающих бактерий	483
9.7.	Промышленное использование напорной схемы очистки СВ с использованием ТДФ типа ШВ в ОАО «Удмуртнефть»	485
Литература		489
Список сокращений		506

Предисловие

Основой написания книги послужили результаты лабораторных и промысловых данных подготовки нефти в ОАО «Удмурнефть» за период с 1984 по 2009 годы, создание и внедрение новых аппаратов и оборудования, позволивших значительно улучшить подготовку нефти и газа на промыслах.

Нефть Удмуртских месторождений характеризуется как высоковязкая, тяжелая и высокосернистая. В связи с этим в книге рассмотрены особенности процессов сбора и подготовки нефти и газа. Рассмотрены особенности процессов трубопроводного транспорта водонефтяной эмульсии, нефтяного газа, сточной воды и товарной нефти до пунктов сбора и хранения, а также ведения технологий деэмульсации, обезвоживания, обессоливания и газовой сепарации нефти и очистки ее от H_2S . Кроме того, рассмотрены процессы очистки от H_2S нефтяного газа и очистки водной фазы от нефтепродуктов и механических примесей.

Все представленные процессы промысловых технологий и техника характеризуются как высокоэффективные, адаптированы к производству в полном сочетании с классической теоретической основой. Среди них впервые в нефтяной отрасли показана возможность ведения с высокой эффективностью соответствующих технологий с использованием аппаратов с подвижными насадками и утилизации тепла сгорания нефтяного газа с высоким содержанием азота, сжигаемого зачастую на факельных свечах.

Автор приносит особую благодарность за содействие в организации исследований и реализации описанных в данной книге работ заместителю генерального директора по производству АОА «Удмуртнефть» Е. П. Масленникову, главному технологу – начальни-

ку отдела подготовки и реализации нефти И. Н. Усанову, ведущему инженеру производственного отдела департамента по добыче, подготовке и реализации нефти И. Н. Головину, начальникам НГДУ С. Л. Обухову, Н. И. Вакатову, Д. В. Емельянову, А. Г. Маннапову, И. И. Бекмансурову, А. М. Шайхулову, начальникам цехов подготовки нефти А. Е. Четину, А. Р. Абдрахманову, В. Г. Ложкину, Р. Х. Хайбуллину, главному технологу НГДУ «Игра» В. Е. Шкляеву, ведущему технологу НГДУ Е. Г. Касаткиной, ведущему технологу отдела подготовки и реализации нефти Л. В. Лоскутовой, ведущему инженеру группы мониторинга технологических процессов М. М. Мухаметшину, инженеру этой же группы Н. А. Ястребчикову, сотрудникам промысловых лабораторий и многим другим.

Книга может быть полезной для инженерно-технических работников нефтепромысловых предприятий, аспирантов, студентов высших учебных заведений и учащихся колледжей нефтегазовых специальностей.

Введение

Урало-Волжский регион месторождения нефти в северо-западной части включает Удмуртскую Республику. Территория Удмуртии составляет 42,06 тыс. км², где проживает 1610 тыс. человек. Она простирается с севера на юг на 320 км, с запада на восток — на 200 км. Имеет холмистую структуру, покрыта на 44 % смешанными лесами. По территории Удмуртии протекает 1500 больших и малых рек. Все они относятся к бассейну главной реки республики — Камы. Следующие наиболее крупные реки Удмуртии — Чепца, Вала, Кильмезь и Сива.

Республика богата нефтью, каменным углем и торфом. Общие прогнозные оценки запасов нефти на территории Удмуртии составляют 800 млн т, из них подтверждены 650. Самые крупные торфяные залежи находятся в бассейнах рек Кильмезь и Чепца.

Удмуртия является экономически развитым и благоустроенным нефтедобывающим районом.

Первое Вятское нефтяное месторождение было открыто в 1955 году. По состоянию на 1 января 2002 года в Удмуртской Республике было открыто 108 нефтяных месторождений, на базе которых развивалась и развивается нефтедобывающая промышленность Удмуртской Республики. За 40 лет в Удмуртии добыто более 300 млн т нефти. В настоящее время 62 месторождения находятся в разработке.

Месторождения нефти в Удмуртии разрабатываются нефтяными компаниями ОАО «Удмуртнефть», ОАО «Белкамнефть», НГДУ ГП «Удмуртторф», «Селена», «Цетан-Гео», «Футэк», ООО «Удмуртгеология», ОАО «Нефть», ОАО «Удмуртская национальная нефтяная компания», «Чепецкое НГДУ» и др., которые в 2008 году добыли

10,5 млн т нефти. Все месторождения нефти в Удмуртии приурочены к северному борту Камско-Кинельской впадины. Геологический разрез на территории Удмуртии вскрыт до глубины 5500 м скважиной № 1 на сарапульской площади.

Глубина разрабатываемых залежей нефти составляет 1000–2100 м. Нефтегазопроявления отмечены в широком стратиграфическом диапазоне как в палеозойских, так и в протерозойских отложениях. При этом в одних горизонтах отмечены незначительные их проявления, а в других открыты залежи нефти.

Залежи нефти наблюдаются в широких пределах: с одним или несколькими этажами нефтеносности толщиной от 0,8 м до 72 м. При этом 87 % продуктивных пластов разрабатываемых месторождений имеют толщину менее 10 м. Пористость и проницаемость продуктивного пласта составляют 2–23 % и 0,104–2,86 мкм² соответственно, а начальная нефтенасыщенность — 26–94 %.

Все залежи нефти пластовые сводные, часть из них имеют газовые шапки. 78 % запасов нефти разрабатываемых месторождений приурочено к карбонатным коллекторам и 22 % — к терригенным.

Запасы нефти относятся к трудноизвлекаемым. Добыча нефти осуществляется только механизированным способом с дебитами скважин 2,5–15,5 т/сут. При этом совместно с нефтью добывается нефтяной газ (газовый фактор равен 3,3–22,0 м³/т), в котором содержание азота и сероводорода достигает до 80 % и 3,5 % соответственно.

Нефть месторождений Удмуртии характеризуется высокой вязкостью — 0,018–0,339 Па·с, плотность ее 830–963 кг/м³, содержание серы 0,3–3,5 %, асфальтенов — 0,5–7,4 %, смол — 14,2–29,9, парафинов — 0,7–5,2 %.

В Удмуртской Республике на протяжении 35 лет функционирует ведущее нефтедобывающее предприятие ОАО «Удмуртнефть». Максимальная добыча объемом 9,25 млн. т/год относится к 1988 году. В настоящее время компания разрабатывает 24 месторождения.

ОАО «Удмуртнефть» до начала периода перестройки и приватизации имела большой научно-производственный потенциал: научно-исследовательский и проектный институты, нефтяной факультет при Удмуртском государственном университете и стройную систему производств бурения, добычи, сбора, промысловой подготовки нефти, капитального ремонта скважин и т. д. В этот период здесь были созданы передовые промысловые технологии добычи и подготовки высоковязкой трудноизвлекаемой нефти, не имеющие аналогов в мировой нефтепромысловой практике.

В настоящее время в ОАО «Удмуртнефть» имеется пять нефтегазодобывающих управлений (НГДУ). Каждая из НГДУ включает цеха добычи нефти и газа (ЦДНГ) и подготовки нефти (ЦПН), где на 7 установках подготовки (УПН) нефть готовится до товарной кондиции.

Подготовленная товарная нефть сдается АК «Транснефть» через узлы внутреннего учета, установленные на площадках ЦПН и в пункте сдачи продукции (ПСП) «Малая Пурга».

Таким образом, краткий анализ истории развития ОАО «Удмуртнефть» показывает, что все инфраструктурные производства из состава ОАО «Удмуртнефть» выведены и выполняют работы для нее на договорной основе.

В результате сегодня ОАО «Удмуртнефть» имеет структуру, показанную на рисунке 1.

Опыт работы нефтяников ОАО «Удмуртнефть» в содружестве с институтами ВНИИ, «Союзтермнефть» и др. позволил им стать создателями в России и за рубежом ряда новых высокоэффективных технологий. Среди них наиболее значимыми явились перечисленные ниже работы:

1. Работы, выполненные и реализованные на нефтепромыслах под руководством и авторством создателя нефтяной отрасли в Удмуртии, лауреата Государственной премии, академика, д. т. н., профессора Валентина Ивановича Кудинова [1–3]:

- импульсно-дозированное тепловое воздействие на пласт (ИДТВ);



Рис. 1. Структура ОАО «Удмуртнефть»

- импульсно-дозированное тепловое воздействие на пласт с паузой (ИДТВП);
- теплоциклическое воздействие на пласт (ТЦВП);
- термополимерное воздействие на залежи вязкой нефти (ТПВ);
- разработка месторождений с применением горизонтальных скважин (ГС);
- разработка месторождений с применением боковых горизонтальных стволов (БГС);
- технологии обработки призабойной зоны (ОПЗ) пласта на основе жидкофазного окисления легких углеводородов, щелевой разгрузки продуктивных пластов и др.

Внедрение технологий академика В. И. Кудинова позволяет повышать коэффициент нефтеизвлечения с 25–27% до 40–45%. При

этом дебит горизонтальных скважин увеличился в сравнении с вертикальными до 7 раз. В результате дополнительная добыча нефти к плану составила более 30 млн т.

2. Работы, выполненные под руководством и авторством академика, д. т. н. Б. М. Сучкова [4, 5]: технологии обработки призабойной зоны (ОПЗ) на основе соляно-кислотного воздействия в динамическом режиме, термохимического воздействия с образованием высокореактивной смеси.

3. Работы, выполненные под руководством и авторством Заслуженного изобретателя Российской Федерации, академика, доктора Honoris Causa по основным процессам и технике промышленных технологий В. Х. Шаймарданова [6–15].

1) Теоретически обоснованные высокоэффективные технологии:

- деэмульсации, сепарации, обезвоживания и обессоливания нефти, а также очистки нефти и нефтяного газа от сероводорода с использованием эффекта псевдооживления в слое подвижных насадок;
- предварительного обезвоживания нефти и очистки утилизируемых в пласт сточных вод под действием центробежных сил;
- подготовки ловушечной нефти до нефти товарной кондиции;
- подготовки водной фазы продукции скважин до качества, которое делает ее пригодной к утилизации в пласт;
- подготовки водных растворов полиакриламида для полимерного заводнения пласта;
- очистки централизованных газовых выбросов от вредных выбросов в окружающую среду.

2) Аппаратурное совершенствование процессов деэмульсации, сепарации, обезвоживания и обессоливания нефти, утилизации тепла сгорания нефтяных газов, содержащих большое количество азота, абсорбции сероводорода, подготовки сточных вод к утилизации в пласт, подготовки ловушечной нефти до нефти товарной кондиции,

растворения полиакриамида и фильтров мокрой и сухой очистки газов от вредных примесей.

Годовой экономический эффект от внедрения разработок по совершенствованию систем сбора и подготовки нефти на нефтепромыслах Удмуртии превысил сотни млн руб.

В основу содержания представленной книги положены результаты успешного использования на нефтепромыслах Удмуртии новых технологий по совершенствованию систем сбора и подготовки высоковязкой нефти, которые явились следствием выполнения исследовательских работ в лаборатории подготовки скважинной продукции института «УдмуртНИПИнефть» в тесной связи с нефтепромыслами на протяжении последних 20 лет.

Данная книга освещает технологические вопросы, связанные с системами сбора и подготовки нефти на промыслах. Поэтому она названа «Процессы и аппараты технологий сбора и подготовки нефти и газа на промыслах». В ней впервые дается систематизированное описание теоретических основ процессов деэмульсации, сепарации, обезвоживания под действием гравитационных и центробежных сил и обессоливания нефти, теплопередачи, абсорбции (очистки нефти и нефтяного газа от сероводорода) газов. Кроме того, в книге описываются разработанные автором технологии профилактики накопления межфазного слоя, подготовки ловушечной нефти до товарной кондиции, подготовки сточных вод к утилизации в пласт, утилизации тепла сгорания нефтяного газа, содержащего большое количество азота. Описаны устройства, принцип работы и методика расчета разработанных автором конструкций узлов и аппаратов, показаны примеры технологического оформления каждого из процессов в единую технологию и теоретически обоснованы пути повышения эффективности процессов сбора и подготовки нефти на промыслах.

ГЛАВА 1

Общие сведения о свойствах нефти и газа и подготовке нефти и газа на промыслах

1.1. Физико-химические свойства продукции скважин

Продукцией нефтяных скважин на начальной стадии освоения месторождения являются нефть и попутный нефтяной газ (нефтяной газ). По мере увеличения срока разработки месторождения нефть обводняется минерализованной, в основном хлористыми солями, водой. В результате продукцией нефтяных скважин становятся водонефтяная эмульсия (ВНЭ) и нефтяной газ.

Вместе с нефтью из скважин на поверхность выносятся и механические примеси. Их количество в общей массе добываемой нефти незначительно — в среднем не более 0,1 % масс. Но, так как диаметр механических примесей редко превышает 10 мкм, их поверхность контакта с добываемой нефтью оказывается чрезвычайно большой. Это обстоятельство на промыслах часто отрицательно влияет на технологический процесс подготовки нефти. Кроме этого, в добываемой продукции содержатся и такие вещества, как хлорорганические соединения, метил и этилмеркаптаны, сероводород и др., при контакте с которыми нефтепромысловое оборудование подвергается коррозионному износу с последующими отрицательными технологическими, экономическими и экологическими последствиями. Поэтому в процессе сбора, транспорта и подготовки нефти на промыслах применяют технологии по снижению или предотвращению коррозионного разрушения нефтепромыслового оборудования, являющие-

ся одним из основных факторов снижения вредного воздействия на окружающую среду и стабильного ведения целенаправленных технологий разделения продукции скважин на составляющие фазы: нефть, минерализованную воду, нефтяной газ и при необходимости механические примеси и соли. При этом каждая из фаз должна отвечать отраслевым требованиям.

Товарная нефть, поставляемая потребителю, согласно ГОСТ Р51858-2002 подразделяется на три группы. При этом в каждой из групп содержание воды не должно превышать 0,5, 0,5 и 1,0 % масс., содержание хлористых солей не должно превышать 100, 300 и 900 мг/дм³ соответственно, а механических примесей должно быть не более 0,05 % масс [17].

Загрязненность воды, утилизируемой в систему поддержания пластового давления, нефтепродуктами и механическими примесями не должна превышать по 50 мг/дм³ для каждой группы [18].

Если в нефтяном газе содержание азота не превышает 60 % об., то он должен использоваться в технологических процессах или подвергаться сбору и переработке [19].

Системы сбора и подготовки нефти на промыслах должны обеспечивать разделение продукции скважин на нефть, пластовую воду, нефтяной газ, механические примеси и соли.

Для успешной реализации промысловых технологий подготовки нефти необходимы знания физико-химических свойств продукции скважин, в том числе нефти, пластовой воды, нефтяного газа, механических примесей и солей.

Нефть — это маслянистая жидкость с характерным специфическим запахом, обнаруживаемым при наличии даже очень малых ее количеств. Свойства нефти исключительно разнообразны. Цвет нефти изменяется от черного и бурого до желтого и белого. Чаще всего встречается нефть зелено-бурого и черного цвета. Это зависит от наличия различных примесей смолистого характера. Темный цвет нефти обуславливается содержанием тяжелых фракций — смолистых и асфальтеновых веществ.

В Азербайджане известно Суруханское месторождение белой нефти, открытое в 1904 году. Добываемая здесь нефть в начальный период разработки месторождения была настолько чиста, что ее можно было заливать в баки автомобилей. Через три года эксплуатации месторождения из скважины ударил фонтан легкой темно-красной нефти, а позднее она стала более темной.

Чрезвычайно широк спектр фазового состояния нефти. Она залегает в недрах в твердом, жидком состоянии и в виде газообразных смесей углеводородов.

Разные нефти имеют разные плотности. Большинство из них легче воды и обладает свойством разливаться на поверхности воды. Некоторые же сверхтяжелые нефти тяжелее воды.

Одним из свойств нефти является ее способность к поверхностному натяжению. Достаточно маленькой капле нефти упасть в воду, и сейчас же на поверхности воды образуются большие плавающие пятна нефтяной пленки. Один грамм нефти может покрыть и загрязнить 3 м^2 поверхности воды. Пролитая тонна нефти может растекаться по площади 12 км^2 . 1 мг бензина или солярового масла делает непригодной для питья 1000 л воды [20].

Формулу нефти можно представить в виде $\sum C_n H_{2n+2}$. Она отличается от воды (H_2O) тем, что атом кислорода в воде заменен на атомы углерода. В результате нефть становится более вязкой, чем вода, приобретает способность гореть. При нормальных условиях первые ее четыре компонента (метан, этан, пропан и бутан) находятся в газообразном состоянии. Если в молекулу входит пять атомов углерода, то соединение становится жидким, а если больше 20 атомов углерода — это уже твердый углеводород — парафин, растворенный во многих сортах нефти.

Чем больше атомов водорода входит в состав углеводородов, тем легче нефть. Такие нефти содержат большее количество бензиновой фракции, они более светлые и менее вязкие. Такие нефти называются метановыми.

Нефтяные месторождения всегда содержат углеводородные газы в растворенном или в свободном состоянии. Количество газа, растворенного в одной тонне нефти, называется газовым фактором. Величина его зависит от состава нефти, температуры и пластового давления.

Свойства природных нефтей и газов многообразны. В настоящее время открыты месторождения углеводородных газов в твердом и так называемом газогидратном состоянии. При определенных температуре и давлении они могут находиться в твердом состоянии и образовывать богатейшие залежи. Суммарные запасы их, по мнению некоторых ученых, в несколько раз больше, чем суммарные запасы каменного угля, нефти и природного газа.

На вид газовые гидраты похожи на непрозрачный лед. Образуются из соединений легких углеводородов метана, этана, пропана и других газов с водой при давлении от 0 до 2,5 МПа и отрицательных или небольших положительных температурах — до $+20^{\circ}\text{C}$. Поразителен тот факт, что в одном объеме гидрата может содержаться до 200 объемов газа. Известно, что в обычных условиях в одном объеме воды трудно растворить более 4 м^3 газа.

Прогнозные запасы газа в твердом состоянии на дне морей и океанов исчисляются тысячами триллионов м^3 [20].

В настоящее время разработка месторождений газогидратов сопряжена с большими техническими трудностями и капитальными вложениями.

Пластовая вода сильно минерализована. Она содержит до 240 г/дм^3 различных солей, основная масса которых относится к хлористым. Поэтому пластовая вода является коррозионно-активным веществом.

Нефтяной газ — это смесь углеводородов с азотом, диоксидом углерода, сероводорода и других газов.

Подготовка нефти на промыслах до товарной кондиции требует знания следующих физико-химических свойств нефти, пластовой воды, нефтяного газа, механических примесей и соли, указанных в таблицах 1.1 – 1.5.

Таблица 1.1. Основные физико-химические свойства продукции скважин

Показатели	Наименование месторождений						
	Киен- гоп- ское	Чутыр- ское	Миш- кин- ское	Греми- хин- ское	Ельни- ков- ское	Архан- гель- ское	Верх- Тар- ское
Плотность ВНЭ, кг/м ³	1059	1054	1080	1080	1096	1129	790
Вязкость нефти, Пас	0,058	0,039	0,081	0,098	0,047	0,012	0,0018
Содержания в нефти, % масс.:							
воды	82	87	82	85	86	87	< 1
механических приме- сей	0,07	0,06	0,09	0,04	0,06	0,06	0,03
серы	0,9	1,8	1,2	3,5	0,8	0,3	—
Газовый фактор, м ³ /т	5,8	7,5	7,2	6,15	12,8	22,6	100–120

Физико-химические свойства продукции скважин различных месторождений отличаются друг от друга.

Например, сравнение физико-химических свойств ВНЭ месторождений Удмуртии и продукции Верх-Тарского месторождения, находящегося в начальной стадии разработки (ОАО «Новосибирскнефтегаз», таблица 1.1), показывает, что первые более тяжелые (плотность 1054–1129 кг/м³), обводненность высокая (82–87 % масс.), содержание механических примесей 0,04–0,09 % масс., незначительный газовый фактор (5,8–22,6 м³/т) [157], а сама нефть высоковязкая (вязкость 0,012–0,098 Пас). Продукция же скважин Верх-Тарского месторождения практически безводная (содержание воды менее 1 % масс.), кроме того, она легкая (плотность 790 кг/м³), имеет незначительную вязкость (0,0018 Пас) и газовый фактор ее превышает газовый фактор нефти удмуртских месторождений до 10 раз.

Из анализа компонентного состава нефтей, представленных в таблице 1.3, видно, что содержание углеводородов с индексом C₇+ выше для нефти удмуртских месторождений и составляет 92,94–96,24 % об., а для нефти Верх-Тарского месторождения — 82,17 % об. Это говорит о том, что нефть Верх-Тарского месторож-

Таблица 1.2. Физико-химические свойства товарной нефти

Показатели	Наименование месторождений						
	Киен- гоп- ское	Чутыр- ское	Миш- кин- ское	Греми- хин- ское	Ельни- ков- ское	Архан- гель- ское	Верх- Тар- ское
Плотность при 20°C, кг/м ³	874,5	878,4	899,7	911,2	886,2	850,6	790
Вязкость, Пас	0,059	0,034	0,076	0,068	0,022	0,007	0,0018
Массовая доля серы, %	3,30	2,58	3,34	3,32	3,05	2,61	сл.
Массовая доля воды, %	0,2	0,2	0,2	0,2	0,1	0,1	0,1
Конц. хлор. солей, мг/дм ³	124,4	143,8	214	172,5	167,6	36,8	72
Масс. доля мех. прим., %	0,007	0,009	0,005	0,008	0,007	0,005	0,01
Выход фракций, % об., при температурах:							
200°C	23,5	22,9	18	16,0	21,0	30,0	48,5
300°C	44,5	40,1	37	33,5	39,5	53,5	73,0
350°C	—	—	—	—	—	—	83,0
Массовая доля парафи- на, %	3,29	4,6	4,3	3,4	3,0	3,6	2,2
Давление насыщенных паров при 37,8°C, кПа	53,4	49,1	42,1	51,7	57,3	51,1	—
Содержание хлорорга- нических соединений, ppm	22,2	51,2	87,5	175,4	62,6	2,0	—
Массовая доля H ₂ S, ppm	22,2	51,2	87,5	175,4	62,6	2,0	—
Массовая доля метил- и этилмеркаптанов, ppm	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	—
Маркировка товарной нефти	3.3.2.2	3.3.2.2	3.4.2.3	3.4.2.3	3.3.2.2	3.2.1.1	1.0.1.1

Таблица 1.3. Компонентный состав нефти

Наименование компонентов	Состав компонентов, % об., по месторождениям						
	Киен-гопское	Чутырское	Мишкинское	Гремичинское	Ельниковское	Архангельское	Верх-Тарское
C ₁ (метан)	—	—	—	—	—	—	—
C ₂ (этан)	0,04	0,04	0,04	0,04	0,06	0,01	0,08
C ₃ (пропан)	0,36	0,40	0,34	0,18	0,61	0,23	1,27
i-C ₄ (изобутан)	0,21	0,23	0,20	0,18	0,37	0,24	1,48
n-C ₄ (норм. бутан)	0,83	0,93	0,60	0,46	1,04	0,94	2,88
i-C ₅ (изопентан)	0,57	0,61	0,44	0,53	0,79	0,91	2,48
n-C ₅ (норм. пентан)	1,02	1,17	0,61	0,54	1,02	1,51	2,94
C ₆ (гексан)	1,83	2,08	1,53	1,49	2,20	3,22	6,70
C ₇ + выше	95,14	94,54	96,24	96,58	93,91	92,94	82,17

дения более легкая, и неслучайно, как видно из таблицы 1.2, выход легких фракции из нее превосходит выход из нефти удмуртских месторождений.

Воду, добытую совместно с нефтью, принято называть пластовой, на выкиде из отстойного оборудования — дренажной, а после смешения ее с пресной — сточной. Физико-химические свойства как пластовой так и сточной воды различных месторождений практически одинаковы. Если в пластовой воде содержание солей составляет порядка 200 000–250 000 мг/дм³, то сточная вода, как видно из таблицы 1.4, минерализована с меньшей концентрацией — 105 214–224 800 мг/дм³. При этом содержание хлоридов оказывается равным 95 133–139 844 мг/дм³, т. е. порядка 90,4–62,2 % масс. Поэтому соли этой воды называются хлористыми.

В сточной воде содержание нефтепродуктов и КВЧ колеблется в пределах 50–2000 и 50–200 мг/дм³ соответственно. Такой большой разбег наблюдается по причине несовершенства конструкций отстойной аппаратуры и слабого контроля за технологией подготовки воды со стороны обслуживающего персонала. Однако здесь следует отметить, что очистка сточной воды от нефтепродуктов и КВЧ, несмотря

Таблица 1.4. Физико-химические свойства сточной воды

Показатели	Наименование месторождений						
	Киен- гоп- ское	Чутыр- ское	Миш- кин- ское	Греми- хин- ское	Ельни- ков- ское	Архан- гель- ское	Верх- Тар- ское
Плотность, кг/м ³	1100	1080	1120	1110	1130	1171	1010
Содержание: солей, мг/дм ³ в том числе по ком- понентам:	113 388	105 214	177 150	157 930	181 400	224 800	16 040
Cl	95 133	63 815	109 749	97 389	111 835	139 844	96 795
SO ₄	1148	1578	375,3	556	305	213,5	175,7
HCO ₃	8,54	304,4	213,5	136,6	199	19,8	541
Ca	10 052	7156	10 674	9749	8608	17 325	96,2
Mg	2539	1886	3419	2452	2704	3949	5542,5
Na+K	45 907	30474	52714	47648	57752	63448	—
H ₂ S, мг/дм ³	27,2	64,6	0,56	93,5	1,75	60,0	—
Fe, мг/дм ³	131,9	1,95	57	0,04	17	92	—
нефтепродуктов, мг/дм ³	50	50	50	50	50	50	7,7
КВЧ, мг/дм ³	50	50	54	50	48	45	—
pH	4,9	6,8	7,5	6,5	6,6	5,2	—

на кажущуюся простоту, достаточно сложная проблема. Это связано с тем, что размер частиц КВЧ, покрытых нефтепродуктами, составляет в основном 10 мкм. Они не улавливаются даже лабораторными фильтрами.

В нефтяном газе удмуртских месторождений (табл. 1.5), содержится 39,64–71,28 % об. азота и до 2,3 % сероводорода, а в газе Верх-Тарского месторождения азота всего 1,54 % об., а сероводород отсутствует. Поэтому теплотворная способность нефтяного газа Удмуртии в 2–3 раза меньше теплотворной способности газа Верх-Тарского месторождения. Кроме того, нефтяной газ удмуртских месторождений нефти, с целью предотвращения вредного воздействия на окружающую среду, необходимо подвергать очистке от сероводорода.

Таблица 1.5. Компонентный состав нефтяного газа

Наименование компонентов	Состав компонентов, % об., по месторождениям						
	Киен-гопское	Чугырское	Мишкинское	Гремчихинское	Ельниковское	Архангельское	Верх-Тарское
C ₁ (метан)	10,49	10,39	9,81	7,28	7,32	10,56	43,59
C ₂ (этан)	4,70	7,16	5,62	19,38	2,95	7,29	7,29
C ₃ (пропан)	4,19	7,70	4,42	4,49	35,84	11,62	27,76
i-C ₄ (i-бутан)	0,69	1,23	0,69	1,42	7,21	3,45	11,44
n-C ₄ (n-бутан)	1,39	2,66	1,17	2,36	11,66	6,64	2,12
i-C ₅ (i-пентан)	0,47	0,74	0,43	1,17	3,53	2,39	3,05
n-C ₅ (n-пентан)	0,49	0,56	0,23	0,70	2,27	1,72	1,96
C ₆ (гексан)	0,19	0,17	0,15	0,33	0,9	0,83	1,25
N ₂ (азот)	77,2	68,7	67,1	75,92	9,6	58,7	1,54
H ₂ S (сероводород)	0,23	0,7	0,47	1,34	0,47	0,01	—
Тепл. сгор., кДж/м ³	14 100	49 939	13 900	16 800	76 600	8150	70 800

Следует отметить, что нефтяные газы из концевых сепарационных установок (КСУ) на отдельных месторождениях нефти в Удмуртии также имеют высокую теплотворную способность, например на Ельниковском — 76 600 кДж/м³.

1.2. Требования к продукции скважин

1.2.1. Требования к товарной нефти

Согласно ГОСТ Р 51858-2002, нефть по физико-химическим свойствам, степени подготовки, содержанию сероводорода и легких меркаптанов подразделяют на **классы, типы, группы, виды** [17].

Согласно этому ГОСТ, на товарную нефть предъявляются следующие требования.

В зависимости от массовой доли серы нефть подразделяется, как показано в таблице 1.6, на 4 класса.

Таблица 1.6. Классы нефти

Класс нефти	Наименование	Массовая доля серы, %
1	малосернистая	до 0,60 включительно
2	сернистая	от 0,61 до 1,80
3	высокосернистая	от 1,81 до 3,50
4	особо высокосернистая	свыше 3,50

Таблица 1.7. Типы нефти

Параметры	Норма для типа нефти				
	0	1	2	3	4
1. Плотность, кг/м ³ , при температуре 20°С	не более 830,0	830,1–850,0	850,1–870,0	870,1–895,0	более 895,0
2. Выход фракций, % масс., не менее, до температуры, °С:					
200	30	27	21	—	—
300	52	47	42	—	—
350	62	57	53	—	—
3. Массовая доля парафина, % масс., не более	6,0	6,0	6,0	—	—

По плотности, а также по выходу фракций и массовой доле парафина (в случае поставки на экспорт) нефть подразделяют на 5 типов (табл. 1.7).

0 — особо легкая, 1 — легкая, 2 — средняя, 3 — тяжелая, 4 — битуминозная.

По степени подготовки нефть подразделяют на 3 группы, которые показаны в таблице 1.8.

По содержанию сероводорода и легких меркаптанов нефть подразделяют на 3 вида (табл. 1.9).

Если по одному из показателей нефть относится к типу или группе с меньшим номером, а по другому — к нефти с большим, то нефть признают соответствующей типу или группе с большим номером. Например, если плотность нефти равна 820 кг/м³, а выход

Таблица 1.8. Группы нефти по степени подготовки

Наименование показателя	Норма для типа нефти		
	1	2	3
1. Массовая доля воды, %, не более	0,5	0,5	1,0
2. Концентрация хлористых солей, мг/дм ³ , не более	100	300	900
3. Массовая доля механических примесей, %, не более	0,05	0,05	0,05
4. Давление насыщенных паров, кПа (мм рт. ст.), не более	66,7 (500)	66,7 (500)	66,7 (500)
5. Содержание хлорорганических соединений, млн ⁻¹ (ppm)	10	10	10

Таблица 1.9. Виды нефти

Наименование показателя	Номера для нефти вида		
	1	2	3
Массовая доля сероводорода, млн ⁻¹ (ppm), не более	20	50	100
Массовая доля метил- и этилмеркаптанов в сумме, млн ⁻¹ (ppm), не более	40	60	100

фракций 21 %, то нефть относится к типу 2. Если содержание воды в нефти равно 0,5 % масс., а содержание хлористых солей составляет 900 мг/дм³, то в этом случае ее следует относить к группе 3.

Нефть имеет условное обозначение. Оно состоит из 4 цифр, соответствующих обозначениям класса, типа, группы и вида. При поставке нефти на экспорт к обозначению добавляется индекс «Э».

Структура условного обозначения нефти выглядит следующим образом:

Класс	Тип	Группа	Вид	ГОСТ Р 51858-2002
-------	-----	--------	-----	-------------------

Пример.

1. При поставке в РФ нефть, массовая доля серы которой 1,15 % (класс 2), плотность при 20°C 860 кг/м³ (тип 1), концентрация хлористых солей — 120 мг/дм³, массовая доля воды — 0,40 % (группа 2), при отсутствии сероводорода (вид 1) обозначают «2.2.2.1. ГОСТ Р 51858-2002».

В случае поставки на экспорт нефть, массовой доли серы которой 1,15 % (класс 2), плотностью при 20°C 860 кг/дм³, объемная доля фракции до 200°C — 26 %, до 300°C — 46 %, до 350°C — 55 %, массовая доля парафина — 4,1 % (тип 2э), концентрация хлористых солей — 90 мг/дм³, массовая доля воды — 0,40 % (группа 1), при отсутствии сероводорода (вид 1) обозначают «2.2э.1.1.ГОСТ Р 51858-2002».

Маркировка товарных нефтей некоторых месторождений ОАО «Удмуртнефть» и ОАО «Новосибирскнефтегаз» представлены в последней строке таблицы 1.2.

1.3. Принципиальная технологическая схема сбора и подготовки нефти и газа

Тяжелая, высоковязкая и высокосернистая нефть Удмуртии, свойства которой представлены в таблице 1.2, готовится до товарной кондиции по технологической схеме, показанной на рисунке 1.1.

Согласно этому (рис. 1.1), продукция скважины 1, находящаяся под устьевым давлением в среднем 1,5 МПа, поступает в групповую замерную установку (ГЗУ) 2, где замеряется дебит каждой из подключенных к ней скважин и затем транспортируется до дожимной насосной станции (ДНС). При транспортировке до ДНС давление продукции скважин снижается до 0,4 МПа. В результате в сепараторе 3 интенсивно выделяется газ из нефти (1-я ступень сепарации), который направляется через газоосушитель 4 для использования в технологических процессах или сбрасывается на факельную свечу 5.

На месторождениях, находящихся в поздней стадии разработки, обводненность добываемой нефти достигает 87–90 %, в связи с чем

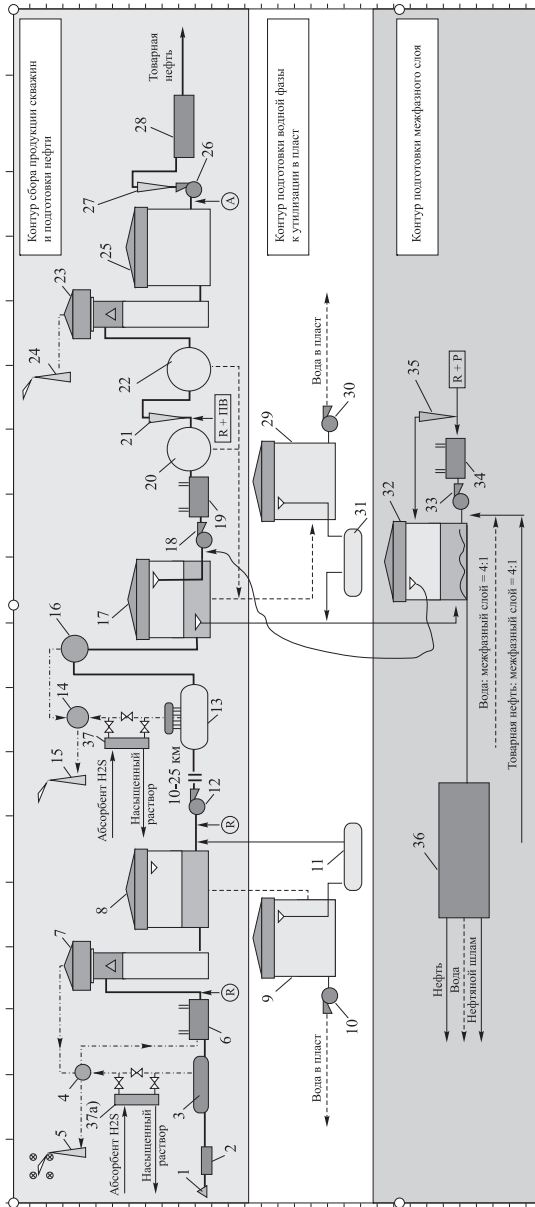


Рис. 1.1. Принципиальная технологическая схема сбора и подготовки продукции скважин на нефтепромыслах ОАО «Удмуртнефть». 1 — нефтяная скважина; 2 — автоматическая групповая замерная установка; сепаратор газа; 4 — газоосушитель; 5 — факельная свеча; 6 — печь нагрева водонефтяной эмульсии; 7 — оросительный сепаратор газа; 8 — отстойник (резервуар) 1-й стадии предварительного обезвоживания нефти; 9 — резервуар подготовки дренажной воды к утилизации в пласт; 10 — насос утилизации дренажной воды в пласт; 11 — емкость подземная; 12 — насос подачи предварительно обезвоженной нефти с ДНС в цех подготовки и перекачки нефти; 13 — блок автоматической сепарации газа; 14 — газоосушитель; 15 — факельная свеча; 16 — концевая сепарационная установка; 17 — резервуар 2-й стадии предварительного обезвоживания нефти; 18 — сырьевой насос; 19 — печь нагрева предварительно обезвоженной нефти; 20 — отстойник глубокого обезвоживания нефти; 21 — смеситель пресной воды с глубоко обезвоженной нефтью; 22 — электродегидратор; 23 — оросительный сепаратор сероводорода — стабилизатор нефти; 24 — свеча рассеивания газа; 25 — резервуар парка товарной нефти; 26 — насос откачки товарной нефти на установку сдачи ее АК «Транснефть»; 27 — абсорбер сероводорода; 28 — узел учета товарной нефти; 29 — резервуар подготовки дренажной (сточной) воды к утилизации в пласт; 30 — насос утилизации сточной воды в пласт; 31 — емкость подземная; 32 — резервуар сбора межфазного слоя; 33 — циркуляционный насос; 34 — печь нагрева межфазного слоя; 35 — смеситель межфазного слоя с химреагентами, водной фазой продукции скважин и товарной нефтью; 36 — петробезжный делитель фаз (трикангер фирмы Flotweg); 37, 37a — абсорберы очистки нефтяного газа от сероводорода; А — абсорбент (растворитель) сероводорода, ПВ — пресная вода; R — реагент-деэмульгатор; P — растворитель нефтепродуктов

возникает необходимость предварительного обезвоживания нефти на ДНС (1-я стадия процесса), что требует осуществления последовательного проведения процессов нагрева продукции скважин, деэмульсации и глубокой сепарации газа.

Процесс нагрева осуществляется в печи 6 теплом сгорания нефтяного газа. При этом температура нагретой ВНЭ должна быть в пределах 50–60°С. Это связано с тем, что на эффективность процесса обезвоживания нефти влияет величина ее вязкости, которая по мере повышения температуры сначала снижается, а после плавления парафина практически не зависит от дальнейшего повышения температуры (см. рис. 1.1). Однако в зависимости от свойств нефти эта температура может быть и ниже, что выявляется при исследованиях зависимости эффективности обезвоживания нефти от температуры. В частности, оптимальная температура нагрева нефти на Лиственской ДНС НГДУ «Воткинск» оказалась равной 12–14°С [21].

Оборудованием для нагрева водонефтяной эмульсии могут быть печи типа ПП или ШВ [22, 23].

Глубокая сепарация газа наиболее эффективно достигается в оросительном сепараторе ШВ 7 [24–26], эксплуатируемом в газовой зоне под давлением 0,01 МПа (2-я ступень сепарации газа).

Предварительное обезвоживание осуществляют в резервуаре типа РВС 8 или других типах отстойников, например марки ОГ-200 [25, 26].

Обработку нефти реагентом-деэмульгатором следует проводить учитывая снижение его деэмульсационной эффективности при температурах выше 95–110°С. Поэтому деэмульгатор рекомендуется вводить в поток нефти после печи 6, например на прием в сепаратор 7.

В результате реализации описанной технологии предварительного обезвоживания нефти на ДНС содержание воды в ней снижается до 1,5–5 %.

Дренажная вода процесса предварительного обезвоживания нефти перетекает из РВС 8 в РВС 9, где отстаиванием очищается от

нефтепродуктов и механических примесей до содержания не более 40 мг/дм^3 каждого. Затем очищенная вода насосом 10 утилизируется в систему поддержания пластового давления (ППД) или в поглощающие скважины.

Уловленные нефтепродукты при очистке воды в РВС 9 поступают в подземную емкость 11, откуда откачиваются на прием насоса 12.

Расстояние от ДНС до ЦППН колеблется в пределах 12–25 км, например, расстояние от Лиственской ДНС до ЦППН «Мишкино» 23 км, от Якшур-Бодьинской до Южого Киенгопа 12 км и т. д. Поэтому при перекачке нефти от ДНС до ЦППН возникают значительные гидравлические сопротивления, которые уменьшаются в результате подачи на прием насоса 12 деэмульгатора, обладающего свойствами снижения вязкости нефти, например деэмульгатор марки LML-4312.

Предварительно обезвоженная нефть обводненностью 1,5–5 % в смеси с деэмульгатором транспортируется насосом 12 по трубопроводу до площадки подготовки ее до товарной кондиции (цех подготовки и перекачки нефти (ЦППН)), где в голове технологической схемы расположена 3-я ступень сепарации газа, осуществляемая в блоке автоматической сепарации газа (БАС) или узле блочной сепарации (УБС) 13 под давлением 0,3 МПа. В последующем нефть подвергается очистке от газа в концевой сепарационной установке (КСУ) 14, работающей под атмосферным давлением (4-я ступень сепарации).

В основной поток нефти на участке ДНС-ЦППН длиной 12–25 км вливаются по дополнительным трубопроводам потоки с продукцией скважин, не подвергнутых обезвоживанию. Поэтому нефть, поступающая в системы сепарации газа 3-й и 4-й ступеней, оказывается обводненной до 40–60 %.

После проведения 2-й стадии процесса предварительного обезвоживания нефти в РВС 17 обводненность ее снижается до 1,5–20 %. Большой разбег содержания воды в предварительно обезвоженной нефти зависит от самых различных факторов, в частности от совер-

шенства технологии деэмульсации, конструкции внутренней начинки РВС и человеческого фактора.

Затем нефть сырьевым насосом 18 подается в печь нагрева эмульсии 19 до температур $42\text{--}60^\circ\text{C}$ теплом сгорания нефтяного или природного газов и в последующем подвергается глубокому обезвоживанию в отстойнике 20, где содержание воды в нефти снижается до $0,1\text{--}0,3\%$.

Такая нефть по содержанию воды уже отвечает 1-й группе качества, но в ней содержание солей достигает 2000 мг/дм^3 .

Превышение солей по сравнению с соответствующими показателями, установленными требованиями ГОСТ Р 51858-2002, при содержании воды ($0,1\text{--}0,3\%$) объясняется тем, что в печи типа ПТБ происходит прямой контакт пламени сгораемого газа с греющимися нефть трубками (см. рис. 1.2).

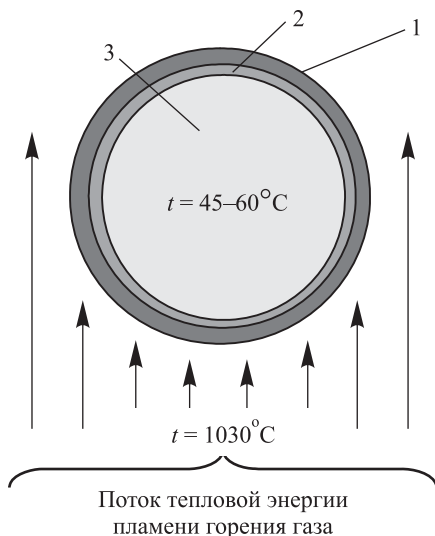


Рис. 1.2. Схема нагрева предварительно обезвоженной нефти в трубах печи типа ПТБ: 1 — стенка греющей трубы; 2 — пристенный слой ВНЭ; 3 — основной поток ВНЭ

Греющая труба печи ПТБ снаружи нагревается в очаге пламени горения природного или нефтяного газов, температура которой достигает 1030°C . При этом средняя температура предварительно обезвоженной нефти, находящейся внутри греющей трубки, поддерживается на уровне $40\text{--}60^{\circ}\text{C}$. Движущаяся по полости греющей трубы предварительно обезвоженная нефть соприкасается с внутренней стенкой ее, образуя тонкий слой ВНЭ, включая и ламинарный. При этом, так как теплопроводность (λ) материала трубки печи высокая (для углеродистой стали $\lambda = 46$ Вт/м/град), а для воды меньше более чем в 100 раз (λ воды = $0,6$ Вт/м/град), тепловая энергия, переданная через стенку греющей трубки, частично аккумулируется в пристенном слое жидкости, перегревая ламинарный слой до температур кипения водной фазы.

Помимо этого, уменьшению величины коэффициента теплопроводности ВНЭ в пристенном слое способствует и наличие чистой нефтяной фазы, у которой λ меньше воды до 2 раз. В результате тепловая энергия, переданная через стенку греющей трубки пристенному слою ВНЭ, не успевает распространиться в объем потока, и ламинарный слой ВНЭ, перегреваясь, вскипает. При этом чистая вода выпаривается из раствора, перенасыщая его с созданием условий образования зародышевых кристаллов соли. В последующем основная масса зародышевых кристаллов уносится потоком нагретой нефти в систему ее глубокого обезвоживания, а оставшаяся часть образует «накипь» в виде отложений на внутренней поверхности греющих трубок. В результате содержание солей в нагретой нефти достигает 2000 мг/дм³.

С целью дальнейшего обессоливания нефти она подвергается смешению с пресной водой в объемном соотношении 1:10 в высокоэффективном смесителе 21 [27]. При этом кристаллы солей растворяются в пресной воде, образуя ВНЭ со слабоминерализованной водной фазой плотностью, близкой к 1000 кг/м³, т. е. мало отличающейся от плотности нефти. Поэтому в дальнейшем нефть обезвоживается и одновременно обессоливается под действием сил электри-

ческого поля в электродегидраторе 22, где качество нефти достигает товарной формы. Но в нефти некоторых месторождений содержится сероводород — до 175 ppm и более при норме для первого вида 20 ppm [17]. Поэтому товарная нефть в дальнейшем подвергается очистке от сероводорода, этот процесс осуществляется в две ступени. Сначала осуществляется «грубая» очистка в оросительном сепараторе 23, играющем одновременно роль стабилизатора нефти, сероводород удаляется совместно с легкими фракциями сепарированного углеводородного газа. Вторая ступень очистки нефти от сероводорода проводится в абсорбере 27 путем обработки нефти растворителем сероводорода, например, типа ПСВ-3401 опытного завода «Нефтехим» г. Уфы.

Нефть после очистки от сероводорода транспортируется через узел учета 28 на установку сдачи ее потребителю: АК «Транснефть».

При сборе и подготовке нефти образуются:

- нефтяной газ, который используется в качестве топлива, а излишки сбрасываются через факельные свечи 5 и 15 или используются на другие цели;
- дренажная и сточная вода, которая после очистки в резервуарах 9 и 29 от нефтепродуктов и механических примесей до остаточного содержания не более 40 мг/дм³ утилизируется в пласт (в систему поддержания пластового давления (ППД) или в поглощающие скважины) насосами 10 и 30;
- межфазный слой в РВС 17 второй стадии предварительного обезвоживания нефти, который выводится в автономную систему подготовки до нефти товарной формы.

Нефтяной газ содержит в своем составе азот и сероводород, количество которых колеблется от 58,7 до 77,8 % и от 0,01 до 1,34 % соответственно (см. табл. 1.5). Поэтому такой газ требует очистки не только от капельной нефти в газоосушителях 4 и 14, но и от сероводорода [28] и использования, например, в печах, способных к стабильному поддержанию горения его при больших содержаниях азота [29–33].

Дренажная и сточная вода перед утилизацией в пласт подвергаются подготовке в РВС 9 и 29 методом отстаивания. При этом содержание нефтепродуктов в очищенной воде часто превышает допустимые нормы. Повышение эффективности процесса подготовки вод к утилизации в пласт возможно применением технологий с использованием трубных делителей фаз, гидроциклонов, гидрофобных фильтров и устройств отбора дренажной воды с отстойников типа РВС с минимальной скоростью, а также применением отстойного оборудования вертикального исполнения [19].

В РВС предварительного обезвоживания нефти 17 совместно с ВНЭ поступают механические примеси в количестве до 0,09 % (см. табл. 1.1), выносимые из пласта и в виде продуктов коррозии промышленного оборудования и трубопроводов. Опыт эксплуатации РВС показывает, что время пребывания обезвоживаемой нефти в нем составляет до 5 часов и более, а плотность частиц механических примесей, покрытых нефтепродуктами, больше плотности нефти и меньше плотности воды. Поэтому происходит накопление механических примесей на уровне раздела фаз с образованием межфазного слоя, что подтверждается балансовыми обследованиями содержания механических примесей в ВНЭ на приеме в РВС и на выкиде в потоках обезвоженной нефти и дренажной воды, а также снижением их в товарной нефти до 0,01–0,03 % масс., при норме, согласно ГОСТ Р 51858-2002, равной 0,05 % масс.

Образованный межфазный слой, трансформирующийся с течением времени в высокостойкую ВНЭ, называемую ловушечной, отрицательно влияет на эффективность процессов предварительного обезвоживания и обессоливания нефти. Поэтому межфазный слой из РВС 17 перекачивается в РВС 32 с целью ее подготовки до нефти товарной кондиции (см. рис. 1.1).

Межфазный слой из РВС 32 насосом 33 циркулирует по циклу: печь 34, смеситель 35, РВС 32, насос 33. При этом в циркулируемый поток межфазного слоя добавляются пластовая вода и товарная нефть в объемных соотношениях:

- вода : межфазный слой = 4:1;
- товарная нефть : межфазный слой = 1:1,

а также деэмульгаторы и растворители, например марок LML-4312 и МЛ-80, из расчета 500 г/м^3 и 2000 г/м^3 соответственно [50].

При циркуляции жидкости температура нагрева ее в печи 34 достигает 80°C . При этой температуре межфазный слой в РВС 32 расслаивается с всплыванием нефти с содержанием солей $900\text{--}1200 \text{ мг/дм}^3$, а воды — $1\text{--}1,5\%$. Эта нефть мелкими порциями, при строгом учете расхода, откачивается в основной поток товарной нефти, как показано на рисунке 1.1 извилистой линией.

При подготовке межфазного слоя в РВС 32 механические примеси образуют осадок в виде густой массы нефтепродуктов и механических примесей. Эта масса откачивается в трикантер фирмы Flotweg (шнековую центрифугу) для разделения ее под действием центробежной силы на нефть, воду и шлам.

Таким образом, система сбора и подготовки нефти на промыслах включает четыре автономных процесса:

- первый — сбор продукции скважин, который включает осуществляемые технологии, начиная от скважины 1 и кончая РВС 17 второй стадии предварительного обезвоживания нефти;
- второй — подготовка нефти до товарных кондиций;
- третий — подготовка воды для утилизации ее в пласт;
- четвертый — подготовка ловушечной нефти до товарной кондиции.

Анализ данной схемы показывает, что технологии сбора и подготовки нефти и газа на промыслах включает гидродинамические процессы трубопроводного транспорта продукции скважин, сепарации газа, обезвоживания и обессоливания нефти, очистки водной фазы от нефтепродуктов и механических примесей и подготовки межфазного слоя до нефти товарной кондиции, которые наиболее эффективно протекают при повышенных температурах и контакте с поверхностно-активными веществами (ПАВ), например деэмуль-

гаторами. Кроме того, схема (рис. 1.1) включает процессы очистки нефтяного газа в абсорберах 37 и 37а и самой нефти — в оросительном сепараторе 23 и абсорбере 27.

Из анализа физико-химических свойств продукции нефтяных скважин удмуртских месторождений, оснащения и принципа эксплуатации оборудования видно, что разработка и проектирование техники и технологий, а также методы эксплуатации систем сбора и подготовки скважинной продукции трудноизвлекаемых запасов нефти Удмуртии должны обоснованно базироваться на теоретических законах гидравлики, ведения процессов отстаивания, тепло- и массообмена в сочетании с накопленным опытом практической работы на промыслах.

Разработанная технологическая схема, представленная на рисунке 1.1 — это результат работ теоретического обоснования и проверки на уровне лабораторных и промысловых исследований и испытаний.

В зависимости от физико-химических свойств нефти, местных условий, рельефа местности, объемов добычи и т. д. система сбора, транспорта и подготовки нефти может видоизменяться. Однако включенные в технологическую схему описанные подходы и методы к ведению технологических процессов сбора и подготовки нефти на промыслах являются базовыми положениями разработки нефтепромысловых объектов.

ГЛАВА 2

Основы гидравлики

2.1. Определения, понятия и термины

Продукцией нефтяных скважин являются нефть, пластовая вода и попутный нефтяной газ, то есть текущие среды.

При сборе и подготовке нефти и газа на промыслах используют большие объемы воды и нефти. Для перемещения жидкостей каждый нефтепромысел располагает мощным насосным хозяйством, системой разветленных трубопроводов, необходимым оборудованием и т. д. Поэтому разработка процессов и аппаратов, связанных с технологиями сбора, транспорта и подготовки нефти и газа на промыслах, невозможна без применения законов гидравлики.

Кроме того, во всех процессах сбора и подготовки нефти на промыслах, таких как

- сбор продукции скважин,
- сепарация газа, обезвоживание и обессоливание нефти,
- обработка водонефтяной эмульсии различными поверхностно-активными веществами,
- очистка пластовой и сточной воды от нефтепродуктов и механических примесей,
- горение нефтяного или природного газа,
- очистка нефтяных и дымовых газов от вредных для окружающей среды компонентов,
- теплообмен, фильтрация, центрифугирование и др.,

используются законы механики. Так, при обезвоживании и обессоливании нефти используются силы тяжести, при сепарации и фильтрации — давление и т. п.

Все эти процессы сопровождаются движением жидкостей, газов и неоднородных частиц, находящихся в них, в силу чего эти процессы называют гидромеханическими.

Правильный выбор технологической схемы и оснащение ее высокоэффективными аппаратами при проектировании нефтепромыслового объекта, использование самотека жидкости при соответствующем расположении оборудования, предотвращение излишних перекачек, со знанием дела подбор насосов и трубопроводов — все это приводит к значительной экономии энергоресурсов, снижению капитальных затрат при обустройстве месторождений, а следовательно, и к снижению себестоимости добываемой нефти и газа.

Характеристика и закономерности движения текущих сред часто оказывают решающее влияние на ход технологических процессов.

Наука, изучающая законы равновесия и движения жидкостей и газов, называется *гидравликой*. Гидравлика на основе своих ключевых законов разрабатывает способы применения их для решения практических задач. Часть гидравлики, когда рассматривается состояние *равновесия* жидкостей или газов, называется *гидростатикой*, другая ее часть, изучающая их *движение*, — *гидродинамикой*.

Капельные жидкости и газы. При скоростях ниже скорости звука движение жидкостей и газов описывается одними и теми же законами. Поэтому к жидкостям в гидравлике приравнивают и газы. Характерными особенностями жидкостей являются *текучесть* и, как аксиоматическое следствие, способность принимать форму того объема, который они заполняют. Жидкости подразделяются на *идеальные* и *реальные*.

Идеальной жидкостью называется абсолютно несжимаемая жидкость, не изменяющая объема под действием температуры, лишенная вязкости и теплопроводности. В природе таких жидкостей

не существует. Однако понятие идеальной жидкости необходимо для решения ряда теоретических вопросов гидравлики.

Реальные жидкости обладают свойствами изменения объема под действием температуры, сжимаемости, вязкости и теплопроводности. Эти жидкости подразделяются на собственно жидкости, называемые **капельными**, и на *упругие жидкости или газы*.

Капельные жидкости характеризуются незначительным изменением плотности под действием давления и температуры. Практически их можно считать несжимаемыми.

На нефтепромыслах к капельным жидкостям относятся водонефтяная эмульсия, нефть и вода.

Водонефтяная эмульсия — это жидкая фаза продукции скважин, то есть смесь нефти, пластовой воды и механических примесей.

Нефть — это продукция, отличающаяся от воды многими физико-химическими свойствами. В частности, если вода состоит из атомов водорода и кислорода (H_2O), в нефти атом кислорода замещен атомом углерода (C_nH_{2n+2}), причем в ней соотношений атомов углерода к атомам водорода множество. Нефть более вязкая и легкая, чем вода, она, в отличие от воды, способна гореть, выделяя значительное количество тепла и т. д.

Под названием «вода» на нефтепромыслах подразумевают *пластовую*, то есть извлекаемую из жидкой фазы продукции нефтяных скважин, и *сточную* — смесь пластовой с пресной, которая образуется при ведении процесса обессоливания нефти.

Газы обладают значительной упругостью (сжимаемостью). При изменениях давления и температуры плотности газов могут колебаться в пропорциональных величинах.

Нефтяное месторождение всегда содержит углеводородные газы, находящиеся в растворенном в жидкой фазе продукции скважин или в свободном состоянии. Количество газа, содержащегося в тонне нефти, называется газовым фактором. Углеводородные газы, выделяемые из жидкой фазы продукции скважин при сборе и подготовке

нефти, например при ведении процессов сепарации нефти, называются *нефтяными газами*.

Плотность и удельный вес жидкостей и газов.

Плотность ρ — это количества вещества (массы) m в единице объема V среды:

$$\rho = \frac{m}{V}. \quad (2.1)$$

Единицей измерения величины плотности в системе СИ является [кг/м³].

Удельный вес γ — это вес единицы объема вещества. Он представляет собой силу P_T притяжения единицы объема V вещества планетой Земля:

$$\gamma = \frac{P_T}{V}. \quad (2.2)$$

В системе СИ отсутствует исходная единица измерения силы, поэтому сила тяжести выражается здесь через закон Ньютона:

$$P_T = m \cdot g, \quad (2.3)$$

где $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ — ускорение притяжения Земли.

Совместное решение приведенных уравнений (2.1), (2.2) и (2.3) позволяет найти взаимосвязь между удельным весом и плотностью:

$$\gamma = \rho \cdot g, \quad (2.4)$$

из которого можно выразить размерность удельного веса: кг/м³·м/с².

Несмотря на то что удельный вес представляет собой *силу* притяжения единицы объема вещества Землей, в системе СИ не предусматривается исходная единица измерения *силы*. Ее можно выразить только через закон Ньютона. Размерностный анализ зависимости (2.4) удельного веса от плотности (кг/м³·м/с²) показывает, что здесь исходные единицы массы, длины и времени взяты в системе СИ. Поэтому размерность удельного веса относится к системе СИ.

Если эту размерность представить в виде $\left(\text{кг} \cdot \frac{\text{м}}{\text{с}^2} / \text{м}^3\right)$, становится очевидным, что выражение $\left(\text{кг} \cdot \frac{\text{м}}{\text{с}^2}\right)$ является размерностью силы земного притяжения в системе СИ. Ее принято называть **Ньютоном** (н): $[\text{н}] = \left[\text{кг} \frac{\text{м}}{\text{с}^2}\right]$. Поэтому сложную размерность удельного веса в системе СИ ($\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{м}/\text{с}^2$) можно записать в более простом виде: $[\text{н}/\text{м}^3]$.

В некоторых справочниках и в производственной практике можно встретить применение единиц измерения в *технической* и *физической системах*. Они принципиально сходны с системой СИ и отличаются от нее только масштабом единиц.

Одна и та же физическая величина в различных системах единиц имеет различную размерность и различное численное значение. Например, плотность воды при $+4^\circ\text{C}$ равна: в системе СИ $[\rho] = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$; а в технической системе, так как удельный вес воды составляет $1000 \text{ кг}/\text{м}^3$, $[\rho] = \left[\frac{\gamma}{g}\right] = \frac{1000}{9,81} = 102 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \frac{\text{м}/\text{с}^2}{\text{м}^3}$, или $102 \text{ и(инерты)}/\text{м}^3$, в физической системе $[\rho] = 1 \text{ г}/\text{см}^3$.

Массу нефти, как правило, измеряют в тоннах, килограммах и в баррелях: $1 \text{ т} = 1000 \text{ кг}$, $1 \text{ баррель} = 159 \text{ кг}$. Поэтому необходимым условием получения достоверного результата при разработке соответствующей технологии является применение в расчете единиц только одной системы. Абсолютные величины плотности веществ зависят от их агрегатного состояния и вычисляются в каждом случае применением соответствующих уравнений и формул.

Абсолютные плотности газов могут быть вычислены через мольный объем, то есть через объем $22,4 \text{ м}^3$, занимаемый 1 кмолем газа *при нормальных условиях* (при 0°C и 760 мм рт. ст.), и его молекулярную массу M по уравнению

$$\rho_0 = \frac{M}{22,4}. \quad (2.5)$$

Например, плотность метана в системе СИ, у которого $M = 16,04$, будет равна $\rho_0^{\text{CH}_4} = 16,04/22,4 = 0,716 \text{ кг/м}^3$.

Объемы идеальных газов, подчиняющихся законам Бойля–Мариотта и Гей–Люссака, изменяют свою величину, следовательно, и плотность пропорционально изменению давления и температуры. Эта зависимость описывается уравнением Клапейрона:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 p}{T p_0}, \quad (2.6)$$

где ρ_0 — плотность газа при нормальных условиях; T, p — абсолютная температура и давление, при которых определяется плотность; p_0 — давление атмосферы в нормальных условиях; $T_0 = 273^\circ\text{К}$.

В уравнении (2.6) давления p и p_0 должны выражаться в одинаковых единицах.

Например, плотность метана при температуре $+60^\circ\text{С}$ и давлении 2280 мм рт. ст. равна

$$\rho = \frac{16,04}{22,4} \frac{273 \cdot 2280}{(273 + 60) \cdot 760} = 0,716 \cdot 2,459 = 1,761 \text{ кг/м}^3.$$

Плотности смесей газов могут быть вычислены по выражению

$$\rho_{\text{см}} = n_1 \cdot \rho_1 + n_2 \cdot \rho_2 + \dots, \quad (2.7)$$

где n_1, n_2 — массовые, или мольные (объемные), доли компонентов газовой смеси; ρ_1, ρ_2 — соответствующие плотности компонентов.

Так, например, плотность воздуха, в основном состоящего по объему из 21 % кислорода и 79 % азота, если при нормальных условиях плотности их составляют $1,429 \text{ кг/м}^3$ и $1,25 \text{ кг/м}^3$ соответственно, равна $\rho_{\text{возд}} = 0,21 \cdot 1,429 + 0,79 \cdot 1,25 = 1,288 \text{ кг/м}^3 \approx 1,29 \text{ кг/м}^3$.

Жидкости, в отличие от газов, практически несжимаемы, и поэтому можно считать, что их плотности не зависят от давления.

Жидкости с повышением температуры, за редким исключением, расширяются, то есть их плотности уменьшаются, но гораздо

меньше, чем газы: коэффициент объемного расширения жидкостей составляет 0,0002–0,0012 1/град, а газов — 0,00366 1/град.

К жидкостям в виде редкого исключения относится вода, которая наибольшую плотность имеет при температуре +4°C.

Давлением называется сила, действующая по нормали на единицу поверхности. Если S — поверхность в м², а F — сила в н, действующая на поверхность S , то давление в системе СИ будет равно

$$P = \frac{F}{S} \frac{\text{н}}{\text{м}^2}. \quad (2.8)$$

Давление в технике часто измеряется в *атмосферах*.

Различают физическую и техническую атмосферы.

За *физическую* атмосферу (*атм*) условно принимается давление столба ртути высотой 760 мм на площадь, равную 1 см², при температуре 0°C, которое соответствует давлению столба атмосферного воздуха на уровне моря на средней широте 45°. Это давление оказывается равным 1,033 кг/см², или 10 330 кг/м².

Для удобства вычислений используют понятие *технической* атмосферы (*ат*), равной давлению в 1 кг/см² = 10 000 кг/м² = 98 100 н/м² = 0,981 бар.

Давление может измеряться и высотой столба текучей среды: любого газа или жидкости (ртути, воды и др.). Если взять столб текучей среды высотой h с площадью основания, равной единице, то сила, действующая на эту единицу площади, то есть давление P , будет представлять собой вес столба жидкости:

$$P = \gamma h = \rho g h. \quad (2.9)$$

Здесь величина h при известной плотности текучей среды характеризует давление:

$$h = \frac{P}{\rho \cdot g}. \quad (2.9a)$$

Например, техническая атмосфера может быть выражена высотой столба воды, у которой при температуре 4°C плотность рав-

на 1000 кг/м^3 :

$$h = \frac{P}{\rho \cdot g} = \frac{98\,100}{1000 \cdot 9,81} = 10 \text{ м, или } 10\,000 \text{ мм.}$$

Таким образом, техническая атмосфера, равная $10\,000 \text{ кг/м}^2$, соответствует давлению, создаваемому столбом воды в $10\,000 \text{ мм}$. Поэтому давления 1 кг/м^2 и 1 мм вод. ст. равновелики.

Если рассматривать давление, создаваемое высотой столба ртути, у которой плотность $13\,595 \text{ кг/м}^3$, то окажется, что техническая атмосфера равновелика давлению, создаваемому столбом ртути в 735 мм ($h = P/\rho g = 98\,100/13\,595 \cdot 9,81 = 735 \text{ мм}$), а физическая атмосфера — водяным столбом $10,33 \text{ м}$ или ртутным — высотой 760 мм ($h = p/\gamma = 10\,330 \text{ кг/м}^2 : 1000 \text{ кг/м}^3 = 10,33 \text{ м вод. ст.}$ или $10\,330 \text{ кг/м}^2 : 13\,595 \text{ кг/м}^3 = 0,76 \text{ м} = 760 \text{ мм рт. ст.}$).

В общем случае для пересчета давления, выраженного высотой столба h_1 одной текучей среды, в давление, выраженное высотой столба h_2 другой, можно использовать соотношение

$$h_2 = \frac{h_1}{\gamma_2} \cdot \gamma_1. \quad (2.10)$$

Различают *абсолютное* и *избыточное* давления, которые измеряются в абсолютных (*ата*) и избыточных (*ати*) атмосферах соответственно.

Избыточным давлением называется то давление, на которое показывает прибор для определения давления — *манометр*. Поэтому оно называется еще *манометрическим*.

Абсолютное давление больше избыточного на величину атмосферного давления. Например, если давление в аппарате по манометру равно 3 ати , то абсолютное давление будет равно 4 ата .

Если давление в текучей среде измеряется высотой столба той же самой среды, то она называется *приведенной*, или *пьезометрической, высотой*.

Сжимаемостью называется способность текучей среды изменять свою плотность при колебаниях давления и температуры.

Капельные жидкости практически считаются несжимаемыми, а газы обладают большей сжимаемостью.

Взаимосвязь *давления, объема и температуры* для газа обуславливаются уравнением состояния, которое имеет вид

$$PV = GRT, \quad (2.11)$$

где P — давление газа, н/м²; V — объем газа, м³; G — масса газа, кг; T — абсолютная температура газа, равная $273+t$, где t — температура газа в градусах Цельсия; R — газовая постоянная, определяемая по уравнению

$$R = \frac{PV_M}{TM}, \quad (2.12)$$

где V_M — объем 1 кмолья газа, м³; M — молекулярная масса газа, кг.

При нормальных условиях, то есть когда объем 1 кмолья газа равен 22,4 м³, давление $10\,330 \cdot 9,81 = 101\,337$ н/м², абсолютная температура 273°, газовая постоянная будет равна

$$R = 8315/M, \quad (2.13)$$

где 8315 — универсальная газовая постоянная, имеющая размерность Дж·кг/кмоль·°К.

Универсальная газовая постоянная R показывает, что при нагревании 1 кмолья любого газа на 1° расширяющийся при этом газ при постоянном давлении произведет работу в 8315 Дж.

Размерность газовой постоянной: $[R] = [\text{Дж}/\text{кмоль} \cdot \text{°К}]$.

Нефтяной газ обычно состоит из смеси углеводородных газов, азота, диоксида углерода, сероводорода и др. Поэтому возникает необходимость определения средней плотности газовой смеси. Поскольку 1 кмоль каждого газа в смеси при нормальных условиях занимает объем 22,4 м³, то очевидно, каждые 22,4 м³ газовой смеси можно условно рассматривать как 1 кмоль смеси со средней молекулярной массой M . Зная плотность ρ_0 смеси при нормальных условиях, можно вычислить среднюю молекулярную массу ее по формуле

$$M = 22,4\rho_0. \quad (2.14)$$

Молекулярная масса смеси газов и ее газовая постоянная подчиняются правилу аддитивности и могут быть вычислены по следующим выражениям:

$$M = M_1V_1 + M_2V_2 + \dots + M_nV_n, \quad (2.15)$$

где M_1, M_2, \dots, M_n — молекулярные массы компонентов газовой смеси, кг; V_1, V_2, \dots, V_n — объемные доли компонентов газовой смеси, м³/м³;

$$R = R_1m_1 + R_2m_2 + \dots + R_nm_n, \quad (2.16)$$

где R_1, R_2, \dots, R_n — газовые постоянные компонентов смеси, Дж/кмоль^оК; m_1, m_2, \dots, m_n — массовые доли компонентов газовой смеси.

Таким образом, средняя молекулярная масса смеси равна сумме произведений молекулярных масс компонентов на их объемные доли, а газовая постоянная — сумме произведений газовых постоянных компонентов на их массовые доли.

Сжимаемость жидкостей можно характеризовать коэффициентом сжимаемости ζ , который равен отношению изменения относительного объема жидкости к изменению давления:

$$\zeta = -\frac{1}{V} \cdot \frac{\Delta V}{\Delta P}, \quad (2.17)$$

где V — первоначальный объем жидкости, м³; ΔV — изменение объема жидкости, м³; ΔP — изменение давления, Па.

В системе СИ эта единица измеряется в Па⁻¹.

Величина, обратная коэффициенту сжимаемости, называется *модулем упругости*.

Так как сжимаемость капельных жидкостей невелика, коэффициенты сжимаемости и модуль упругости незначительно зависят от давления и температуры. Для нефтепродуктов в среднем $\zeta = 7,41 \cdot 10^{-10}$ Па⁻¹, для глинистых растворов — $4,0 \cdot 10^{-10}$ Па⁻¹.

Учитывая малые величины сжимаемости капельных жидкостей, ее влиянием при гидравлических расчетах обычно пренебрегают,

кроме тех случаев, когда это имеет существенное значение, например при расчетах гидравлических ударов.

Температурное расширение. Изменение объема жидкости в зависимости от температуры характеризуется коэффициентом температурного расширения ζ_t , равным отношению относительного изменения объема к изменению температуры:

$$\zeta_t = -\frac{1}{V} \cdot \frac{\Delta v}{\Delta t}, \quad (2.18)$$

где Δt — величина изменения температуры, °.

Для нефтепродуктов $\zeta_t = 0,0006-0,0008$. Здесь бóльшая величина соответствует меньшей плотности жидкости.

Поверхностное натяжение. Молекулы жидкости, расположенные на ее поверхности или у поверхности, испытывают большее притяжение со стороны молекул, находящихся внутри жидкости. В результате этого возникает давление, направленное по нормали внутрь жидкости. Эти силы стремятся придать объему жидкости форму с наименьшей поверхностью (шара). Поэтому на создание новой поверхности требуется затратить работу.

Работу, затраченную для образования единицы новой поверхности жидкости при постоянной температуре, называют поверхностным натяжением жидкости. Размерность поверхностного натяжения в системе СИ: $[\sigma] = [\text{кг}/\text{с}^2] = [\text{н}/\text{м}]$.

Силы поверхностного натяжения оказывают на жидкость дополнительное давление, нормальное к ее поверхности, величина которого определяется уравнением Лапласа:

$$P = \sigma \cdot (1/r_1 + 1/r_2), \quad (2.19)$$

где r_1 и r_2 — главные радиусы кривизны поверхности элемента жидкости.

Поверхностное натяжение уменьшается с повышением температуры и может быть определено по уравнению

$$\sigma = \sigma_0 + (d\sigma/dt) \cdot t, \quad (2.20)$$

где σ_0 — поверхностное натяжение при 0°C ; t — температура, $^\circ\text{C}$; $\frac{d\sigma}{dt}$ — температурный коэффициент поверхностного натяжения, $\frac{\text{Н/м}}{^\circ\text{C}}$.

Температурный коэффициент поверхностного натяжения в системе жидкость–газ имеет отрицательный знак, то есть $d\sigma/dt = -b$, поэтому уравнение (2.20) для системы жидкость–газ записывается следующим образом

$$\sigma = \sigma_0 - bt. \quad (2.20a)$$

Величина поверхностного натяжения пентана при $t = 0^\circ\text{C}$ равна $0,01827$ Н/м, воды — $0,0758$ Н/м. Поверхностное натяжение воды при любой температуре находится из выражения

$$\sigma = (75,796 - 0,145t - 0,0002t^2) \cdot 10^{-3}. \quad (2.20б)$$

Межфазное поверхностное натяжение в системах вода–пентан при $t = 20\text{--}25^\circ\text{C}$ составляет $0,049$ Н/м.

Вязкость текучих сред. При движении реальных жидкостей и газов возникают особые силы сопротивления этому движению: *силы внутреннего трения*, или *вязкости*.

Еще в 1723 году Ньютон установил, что сила внутреннего трения, то есть сила, возникающая при перемещении одного слоя жидкости относительно другого, прямо пропорциональна площади соприкосновения слоев и относительной скорости их перемещения.

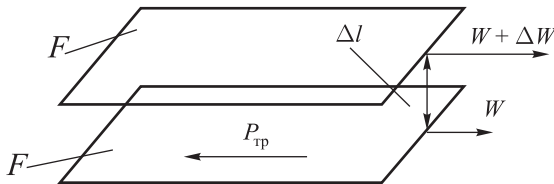


Рис. 2.1. Схема потока реальной

Если в потоке жидкости выделить два параллельно текущих слоя площадью F , расположенные друг относительно друга так, как

показано на рисунке 2.1, на расстоянии l и имеющие разницу в скорости перемещения ΔW , то для продвижения верхнего слоя относительно нижнего необходимо приложить силу $P_{\text{тр}}$, равную силе внутреннего трения между рассматриваемыми слоями.

Эта сила, согласно трактату Ньютона, равна

$$P_{\text{тр}} = \mu \cdot F \cdot \frac{\Delta W}{\Delta l}, \quad (2.21)$$

где ΔW — градиент скорости перемещения, то есть различие в скоростях движения слоев, приходящееся на единицу расстояния между ними; Δl — расстояние между слоями; μ — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом *динамической вязкости*, или просто *вязкостью*.

Размерность вязкости в системе СИ

$$\begin{aligned} [\mu] &= \left[\frac{P_{\text{тр}} \cdot \Delta l}{F \cdot \Delta W} \right] = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}/\text{с}^2 \cdot \text{м}}{\text{м}^2 \cdot \text{м}/\text{с}} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{м} \cdot \text{с}} \right] = \\ &= \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{м}/\text{с}^2}{\text{м}^2} \cdot \text{с} \right] = \left[\frac{\text{Н}}{\text{м}^2} \cdot \text{с} \right] = [\text{Па} \cdot \text{с}]. \end{aligned}$$

Размерность вязкости в технической системе: $1 \text{ кг} \cdot \text{с}/\text{м}^2$.

Единицу измерения вязкости в физической системе в честь ученого Пуазейля называют пуазом (пз). $1 \text{ пз} = 1 \text{ дина} \cdot \text{с}/\text{см}^2 = 100 \text{ спз}$ (сантипуаз). Анализ формулы (2.21) показывает, что вязкостью в $1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ обладает такая среда, у которой сила в 1 н перемещает 1 м^2 одного слоя относительно 1 м^2 другого слоя со скоростью $1 \text{ м}/\text{с}$ при расстоянии между этими слоями 1 м .

Соотношения единиц измерения вязкости в различных системах следующие:

$$\begin{aligned} 1 \text{ Па} \cdot \text{с} &= 0,102 \text{ кг} \cdot \text{с}/\text{м}^2 = 10 \text{ пз} = 1000 \text{ спз}, \\ 1 \text{ Па} \cdot \text{с} &= 10^3 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 10^{-3} \text{ кПа} \cdot \text{с} = 10^{-6} \text{ МПа} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

Значения динамической вязкости различных веществ, например, при $+18^{\circ}\text{C}$ следующие, Па·с:

нефть Гремихинского месторождения	0,035
глицерин	1,1
вода	0,00106
метан	0,000011
воздух	0,000018
водород	0,0000088

Из приведенных данных видно, что вязкость газов во много раз меньше вязкости жидкостей. Так, вязкость воздуха примерно в 60 раз меньше вязкости воды.

Кроме коэффициента динамической вязкости, в гидравлике применяется так называемый коэффициент *кинематической вязкости* ν , то есть отношение динамической вязкости к плотности среды:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}. \quad (2.22)$$

Единица измерения кинематической вязкости в системе:

- СИ — $1 \text{ м}^2/\text{с}$;
- технической — $1 \text{ кг}\cdot\text{с}^2/\text{М}^4$;
- физической — $1 \text{ см}^2/\text{с}$.

Единица измерения вязкости, равная $1 \text{ см}^2/\text{с}$, называется Стоксом (Ст), а сотая доля Стокса — сантиСтоксом (сСт). $1 \text{ м}^2/\text{с} = 10^4 \text{ Ст} = 10^6 \text{ сСт}$.

Как видно из формулы (2.22), кинематическая вязкость меньше динамической кратно плотности.

Плотность газов меньше плотности жидкостей приблизительно в 1000 раз, а динамическая вязкость меньше вязкости жидкостей ориентировочно в 50–100 раз. Поэтому кинематическая вязкость газов оказывается больше кинематической вязкости жидкостей.

Например, для воды $\mu_{\text{воды}} = 0,00106 \text{ Па}\cdot\text{с}$ и $\rho_{\text{воды}} = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$, а для воздуха $\mu_{\text{возд.}} = 0,000018 \text{ Па}\cdot\text{с}$ и $\rho_{\text{возд.}} = 1,29 \text{ кг}/\text{м}^3$. Отсюда

кинематическая вязкость

$$\nu_{\text{воды}} = \frac{0,00106}{1000} = 1,06 \cdot 10^{-6} \frac{\text{М}^2}{\text{с}}, \quad \nu_{\text{возд.}} = \frac{0,000018}{1,29} = 13,95 \cdot 10^{-6} \frac{\text{М}^2}{\text{с}}.$$

Вязкость жидкостей, как и их строение, до сих пор не охвачены сколько-нибудь полно ни молекулярно-статистической, ни термодинамической теориями, нет общепринятой физической картины, объясняющей природу сил вязкости в жидкостях. Однако общеизвестно, что основное отличие жидкостей и газов состоит в наличии между молекулами жидкости сил взаимного притяжения. Жидкости, занимающая промежуточное положение между газами и твердыми телами, по некоторым свойствам сходны как с первыми, так и со вторыми. Так, например, целый ряд экспериментальных работ позволяет предполагать наличие в жидкостях пространственного упорядочения молекул. Однако если в твердых телах каждая молекула или ион совершает колебательное движение около строго закрепленного положения, то в жидкостях молекулы совершают колебания около незакрепленного положения, и более или менее упорядоченное размещение молекул имеет местный характер и сохраняется в каждом месте лишь в течение некоторого промежутка времени.

Согласно такой трактовке поведения молекул, нарушение сил связи молекул и их ориентировки при перемещении одних слоев жидкости относительно других вызывает сопротивление этому перемещению, то есть обуславливает силы вязкости в жидкостях.

Вязкость жидкости зависит от температуры. При этом вязкость уменьшается с повышением температуры практически по линейной зависимости. В самом деле, с повышением температуры увеличивается расстояние между молекулами и, следовательно, уменьшаются силы связи. В такой ситуации одновременно увеличивается энергия теплового движения молекул, уменьшая сопротивляемость изменению их ориентировки.

Для жидкостей существуют лишь эмпирические зависимости вязкости от температуры, справедливые только в частных случаях,

то есть для той или иной жидкости и определенного интервала температур.

Если известна вязкость жидкости при каких-либо двух температурах, то вязкость при искомой температуре может быть определена по *правилу линейности* однозначных химико-технических функций, установленному К. Ф. Павловым. На основании этого правила

$$\frac{t_{\mu_1} - t_{\mu_2}}{\theta_{\mu_1} - \theta_{\mu_2}} = C = \text{const}, \quad (2.23)$$

где t_{μ_1} и t_{μ_2} — температуры жидкости, при которых известна вязкость; θ_{μ_1} и θ_{μ_2} — температуры эталонной жидкости, для которой вязкости известны в широком интервале температур.

Например, вязкость метанола при $t_{\mu_1} = 0^\circ\text{C}$ $\mu_1 = 0,000817$ Па·с и при $t_{\mu_2} = +60^\circ\text{C}$ $\mu_2 = 0,000351$ Па·с. Необходимо определить вязкость метанола μ_3 при $t_{\mu_3} = +20^\circ\text{C}$. В качестве эталонной жидкости принимаем воду. Вязкость $\mu_1 = 0,000817$ Па·с имеет вода при температуре $\theta_{\mu_1} = +29^\circ\text{C}$ и $\mu_2 = 0,000351$ Па·с при $\theta_{\mu_2} = +81^\circ\text{C}$. Подставляя известные величины в (2.20), находим, что $C = (60 - 0)/(81 - 29) = 1,15$, а затем температуру воды, отвечающую вязкости μ_3 $(20 - 0)/(\theta_{\mu_3} - 29) = 1,15$ и $\theta_{\mu_3} = +46,4^\circ\text{C}$.

Этой температуре отвечает вязкость воды $\mu_3 = 0,000583$ Па·с. Значит, такой будет и вязкость метанола при $t = +20^\circ\text{C}$. По опытным данным, вязкость метанола при этой температуре близка к расчетной и составляет $0,000584$ Па·с.

С изменением давления вязкость жидкостей не меняется, так как в этом случае объем жидкости, следовательно, и расстояние между молекулами в ней практически также не изменяются.

Растворы, как правило, обладают несколько большей вязкостью, чем чистые растворители, причем с повышением концентрации растворенного вещества растет и вязкость растворов.

Экспериментально известно также, что вязкость органических жидкостей возрастает по мере усложнения их молекулярного состава, то есть с увеличением молекулярной массы. Например, вязко-

сти легкого керосинового дистиллята и дизельной фракции, полученные из нефти Ромашкинского месторождения, при $+20^{\circ}\text{C}$ равны $0,00000099$ и $0,00000539$ Па·с соответственно.

Некоторые жидкости не подчиняются уравнению Ньютона. Они называются неньютоновскими. Причиной такого неподчинения является наличие более прочных связей между молекулами, приводящих к некоторым постоянным группировкам молекул. В этом случае жидкости приобретают характер коллоидных систем. Наличие связей между этими группировками еще более отклоняет эти системы от жидкости, приближая их поведение к поведению твердых тел.

Вязкость газов может быть объяснена молекулярно-кинетической теорией. Если внутри потока принять для анализа два соседних слоя, движущихся в одном направлении со скоростями w_1 и w_2 , причем $w_1 > w_2$, то окажется, что в силу хаотичности теплового движения молекул некоторое число их будет переходить из слоя в слой. Молекулы слоя, имеющего большую скорость, переходя в слой с меньшей скоростью, будут ускорять его движение, и, наоборот, молекулы слоя с меньшей скоростью движения, попадая в «быстрый» слой, будут тормозить его направленное движение. Это действие молекулярного обмена создает внутреннее трение между слоями и воспринимается как вязкость газов.

Установлено, что вязкость газов растет с повышением температуры. Последнее полностью согласуется с приведенным объяснением, так как количество переходящих молекул из слоя в слой будет тем больше, чем больше тепловая скорость молекул газа, то есть чем выше его температура. Количественно эта связь выражается формулой, согласующейся с молекулярно-кинетической теорией газов:

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \cdot \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5}, \quad (2.24)$$

где μ_t и μ_0 — вязкости при температурах $t^{\circ}\text{C}$ и 0°C соответственно; T — абсолютная температура; C — постоянная, зависящая от природы газа.

Исходя из этой же теории, можно сделать вывод, что вязкость газа не зависит от давления. Действительно, с изменением давления пропорционально изменяются как объем газа, так и молекулярный обмен между слоями. Следовательно, относительное количество обменявшихся молекул (отношение числа молекул, перешедших в соседний слой, к общему количеству молекул данного слоя) остается, независимо от величины давления, тем же самым. Это явление хорошо подтверждается экспериментально. Лишь при очень высоких давлениях (более 100 ат) появляется некоторая зависимость вязкости от давления, так как здесь силы взаимодействия между молекулами становятся значительными.

Вязкость смеси газов не подчиняется правилу аддитивности, поскольку распределение тепловых скоростей молекул зависит от молекулярных масс компонентов. Это учитывается в рекомендуемых эмпирических формулах, например:

$$\frac{M_{\text{см}}}{\mu_{\text{см}}} = \frac{n_1 M_1}{\mu_1} + \frac{n_2 M_2}{\mu_2} + \dots, \quad (2.25)$$

где $M_{\text{см}}$, M_1 , M_2 — молекулярные массы смеси газов и отдельных ее компонентов; $\mu_{\text{см}}$, μ_1 , μ_2 — соответствующие вязкости; n_1 , n_2 — мольные, или объемные, доли компонентов в газовой смеси.

Вязкость газожидкостных эмульсий. Продукция нефтяных скважин включает нефть, пластовую воду и попутный нефтяной газ, т. е. представляет собой газожидкостную эмульсию. Пластовая вода и попутный нефтяной газ диспергированы в нефти в такой степени, что разделение продукции нефти на составляющие фазы представляет собой, несмотря на кажущуюся простоту, достаточно сложную задачу. Это связано тем, что пластовая вода и попутный нефтяной газ диспергированы в нефти настолько сильно, что межфазные поверхностные натяжения оказываются достаточно высокой величины.

Поэтому в газожидкостной эмульсии мелко диспергированные попутный нефтяной газ и вода, при движении газожидкостных слоев друг относительно друга с различной скоростью, играют роль молекул в молекулярно-кинетической теории природы вязкости в газах.

При этом создаются условия слияния межфазных пленок, движущихся в соседних слоях с различной скоростью, в единые, на разрыв которых требуется сила больше, чем сила в однородной среде. Контакт пленок мелкодиспергированных пластовой воды и газовой среды и взаимодействие их с нефтяной фазой дополнительно создают условия повышения поверхностного натяжения и сил трения. Поэтому при постановке экспериментов по определению вязкости продукции скважин оказывается, что вязкость водонефтяных эмульсий выше в сравнении с вязкостью однородной нефти.

2.2. Гидростатика

Основы гидростатики. Гидростатика является разделом гидравлики, в котором изучаются законы равновесия жидкостей и газов.

Легкая подвижность и текучесть жидкостей и газов обусловлена тем, что они практически не сопротивляются разрывающим усилиям и слабо сопротивляются касательным, то есть силам внутреннего трения (вязкости).

Для облегчения усвоения гидравлики введено понятие *идеальной жидкости*, то есть лишенной вязкости (абсолютно подвижной), несжимаемой и неспособной сопротивляться разрыву.

Когда жидкость находится в состоянии покоя, то есть в равновесии, то она характеризуется свойствами, близкими к свойствам идеальной жидкости. Вследствие этого все задачи гидростатики (определение гидростатического давления, выводы законов Паскаля и Архимеда), рассматриваемые с использованием понятия об идеальной жидкости, решаются с большой точностью.

Гидростатическое давление. Жидкость, находящаяся в покое, подвергается воздействию массовых сил, то есть тяжести и инерции, и поверхностных сил — действующих на поверхности объемов жидкости. Например, гидростатическое давление в скважине определяется весом столба жидкости в стволе. Условное гидростатическое давление — вес столба пресной воды плотностью 1000 кг/м^3 , высотой от данной точки до земной поверхности.

Следствием того, что находящуюся в покое жидкость можно охарактеризовать как идеальную, являются *следующие свойства гидростатического давления*.

1. Гидростатическое давление всегда направлено нормально к поверхности, с которой жидкость соприкасается. В противном случае давление, направленное под каким-либо углом, вызвало бы движение жидкости вдоль стенки.

2. Величина гидростатического давления на одном уровне жидкости одинакова во всех направлениях. Иначе под действием разности давлений возникло бы движение жидкости в силу ее текучести.

Анализ природы гидростатического давления и найденные ее свойства позволяют вывести *основное уравнение гидростатики* и, как следствие, *законы Паскаля и Архимеда*.

Основное уравнение гидростатики. Для вывода основного уравнения гидростатики возьмем сосуд 1 (см. рис. 2.2), заполненный до определенного уровня жидкостью плотностью ρ , находящийся под внешним давлением P_0 . Мысленно выделим цилиндрический объем жидкости высотой h и площадью основания f .

Определим гидростатическое давление P в сечении $x-x$, расположенном на глубине h от зеркала жидкости в сосуде. Так как этот объем находится в равновесии, то сумма проекций всех сил на любую ось равна нулю. На выделенный объем жидкости оказывают воздействие поверхностная сила внешнего давления $P_0 \cdot f$, сила гидростатического давления $P \cdot f$ и сила тяжести $\rho \cdot g \cdot h \cdot f$.

Спроектировав все силы, действующие на выделенный объем жидкости в сечении $x-x$, на вертикальную ось, получим, что $P_0 f - P f + \rho g h f = 0$, откуда

$$p = p_0 + \rho g h. \quad (2.26)$$

Полученное уравнение (2.26) называется *основным уравнением гидростатики*. Оно позволяет вычислить давление p в любой точке жидкости в зависимости от давления на свободной поверхности p_0 , глубины погружения h и плотности жидкости ρ . На величину

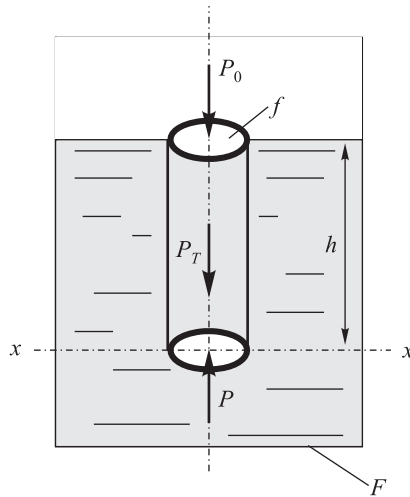


Рис. 2.2. К выводу основного уравнения гидростатики

ну p остальные силы, действующие на выделенный объем жидкости, не влияют. Проекция сил гидростатического давления на боковую поверхность цилиндра равна нулю, так как в любом сечении эти силы равны по величине и противоположны по направлению.

Зная p , можно вычислить общую силу $P = p \cdot F$, действующую на дно сосуда площадью F . Давление, созданное на площадке f , одинаково по всему сечению сосуда площадью поперечного сечения F в данном горизонте. Поэтому общее давление на дно сосуда не зависит от формы и сечения верхней его части, то есть от веса жидкости в сосуде, как это может показаться (гидравлический парадокс).

Сила гидростатического давления не передается на весы, на которых стоит сосуд.

Эти выводы наглядно иллюстрированы на рисунке 2.3, где показан сосуд с жидкостью плотности ρ , у которого давление на дно будет много больше веса жидкости, но оно уравновешивается давлением, направленным вверх. Здесь давление на дно сосуда будет равно $p = \rho gh$.

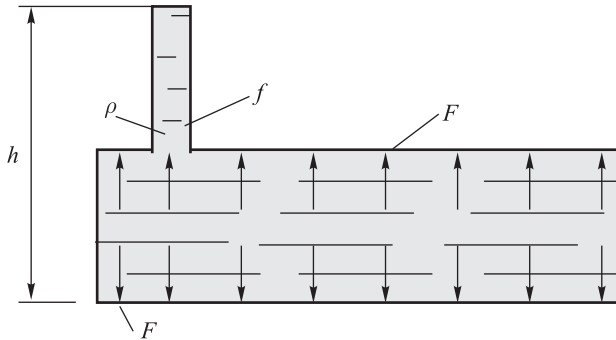


Рис. 2.3. Гидравлический парадокс

Закон Паскаля. Из основного уравнения гидростатики следует закон Паскаля: если оказать извне давление на находящуюся в покое жидкость (или газ), то это давление передается во все точки жидкости (газа). Закон Паскаля следует непосредственно из рассуждения от противного. Действительно, если бы давление в какой-либо точке жидкости не вызывало такого же давления в любой другой ее точке, то, по условию текучести среды, жидкость вышла бы из состояния покоя.

Закон Архимеда. Поместим в покоящуюся жидкость плотно-стью $\rho_{\text{ж}}$ тело объемом V , плотностью ρ (рис. 2.4а). Мысленно вырежем в этом теле цилиндр длиной l , площадью основания f . Примем расстояние от уровня раздела фаз воздух–вода до верхнего и нижнего оснований цилиндра h_1 и h_2 соответственно и давление внешней среды (воздуха) p_0 .

Так как гидростатические давления на уровнях h_1 и h_2 равны $p_1 = p_0 + \rho_{\text{ж}}gh_1$ и $p_2 = p_0 + \rho_{\text{ж}}gh_2$, то на цилиндр действует направленная вверх сила, равная весу

$$P = (p_2 - p_1) \cdot f = \rho_{\text{ж}}g(h_2 - h_1) \cdot f \quad (2.27)$$

жидкости в погруженном объеме цилиндра. Очевидно, что на всё тело действует направленная вверх сила, равная весу жидкости в по-

груженном объеме тела, что является формулировкой общеизвестного закона Архимеда.

Таким образом, при погружении тела в жидкость (газ) появляется выталкивающая ее из этой жидкости (газа) сила. В результате на тело, погруженное в жидкость (газ), находящееся в покое, действуют две противодействующие силы: сила тяжести и сила выталкивания (архимедова).

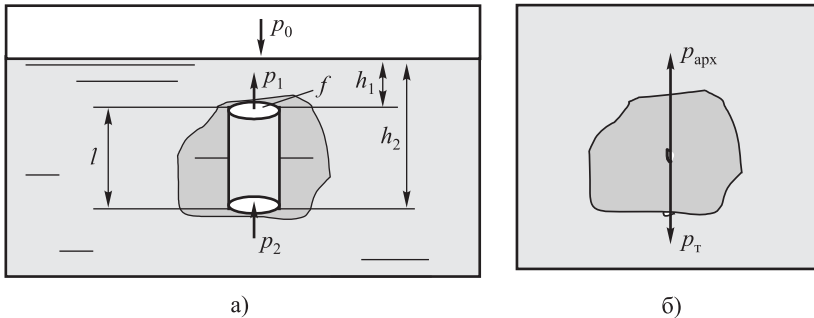


Рис. 2.4. К выводу закона Архимеда

Если сила тяжести больше силы архимедовой, то есть если $\rho_T > \rho_{ж}$, то тело под действием силы $P = V\rho_T g - V\rho_{ж}g$ тонет, если $\rho_T < \rho_{ж}$, то тело всплывает. В состоянии равновесия в жидкость будет погружена только часть тела (рис. 2.4б), которая вытеснит по весу жидкости ровно столько, сколько весит само тело. Наконец, если $\rho_T = \rho_{ж}$, то тело находится в безразличном равновесии, то есть в невесомости, при полном погружении его на любую глубину.

2.2.1. Применение законов гидростатики в технологических аппаратах, устройствах и приборах

Барометр (рис. 2.5) служит для измерения атмосферного давления. Эта трубка с эвакуированным из нее воздухом, погруженная открытым своим концом в сосуд, содержащий ртуть и сообщающийся с атмосферой. Ртуть из сосуда атмосферным давлением P_0 передав-

ливается в трубку и устанавливается на высоте h , уравниваясь величиной силы атмосферного давления. При нормальном атмосферном давлении h для ртути будет равна 760 мм. С изменением атмосферного давления соответственно будет изменяться и высота столба ртути h в трубке.

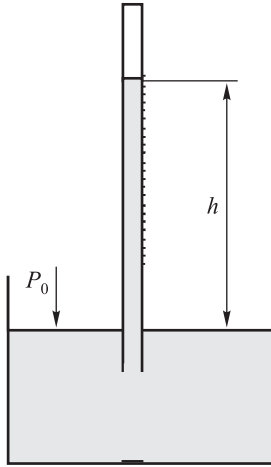


Рис. 2.5. Барометр

Ареометр применяется для определения плотности жидкости 1, залитую в сосуд 2. Это стеклянная отградуированная трубка-поплавок 3, которая заканчивается внизу расширением 4, частично заполненным дробью 5.

Глубина погружения ареометра в жидкость, в соответствии с законом Архимеда, определяется приравниванием его веса к весу вытесненной им жидкости:

$$P_{\text{ар}} = V\rho_{\text{ж}}g, \quad (2.28)$$

где $P_{\text{ар}}$ — вес ареометра; V — объем погружения части ареометра. Отсюда, $V = P_{\text{ар}}/\rho_{\text{ж}}g$, то есть чем меньше плотность жидкости, тем

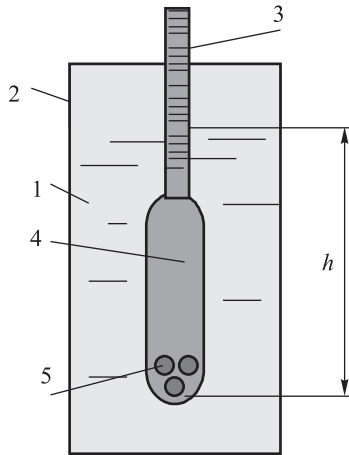


Рис. 2.6. Ареометр

глубже погружается ареометр. При этом плотность жидкости принимается равной показанию деления на градуировке трубки.

Сифон. Сифоны обеспечивают переток жидкости, как показано на рисунке 2.7, из сосуда 1 в сосуд 2 без применения каких-либо перекачивающих устройств и затрат работы извне.

Действие сифона заключается в следующем. Слева на точку *a* действует давление $p_1 = p_0 - \rho_{\text{ж}}gh_1$, а справа — давление $p_2 = p_0 - \rho_{\text{ж}}gh_2$, где h_1 и h_2 — высоты жидкости соответственно в малом и большом коленах сифона, а p_0 — внешнее атмосферное давление. Так как по условиям работы сифона всегда $h_1 < h_2$, то $p_1 > p_2$ на величину

$$\Delta p = p_1 - p_2 = \rho_{\text{ж}}g(h_2 - h_1), \quad (2.29)$$

что и заставляет жидкость течь по трубе сифона, причем подъем жидкости по трубе высотой h_1 осуществляется в результате вдавливания ее атмосферным давлением против пониженного давления в верхней части сифона, созданного действием жидкости в трубе высотой h_2 .

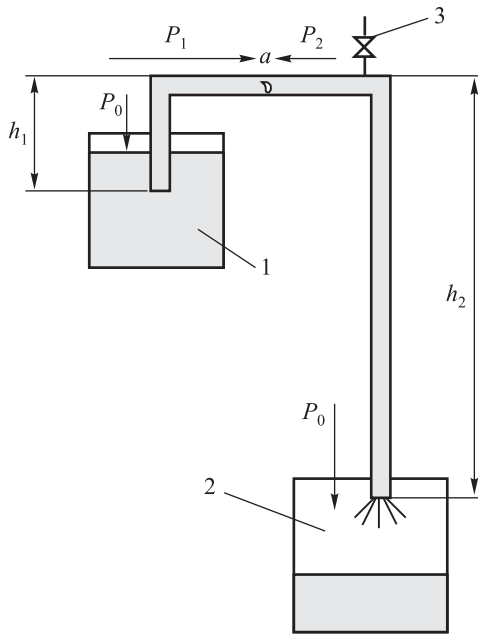


Рис. 2.7. Сифон

Из сказанного ясно, что сифон может работать с максимальной производительностью только тогда, когда он весь заполнен жидкостью.

Производительность сифона регулируется при помощи крана 3, сообщенного с атмосферой.

Дымовая труба (рис. 2.8). Пусть над верхним обрезом трубы давление атмосферы p_0 . Тогда давление для точки a внутри трубы у ее основания будет равно $p_a = p_0 + \rho_r gh$, где ρ_r — средняя плотность горячего газа, идущего из печи.

Атмосферное давление для точки b , расположенной на одном уровне с точкой a , но снаружи трубы, соответственно будет равно

$$p_b = p_0 + \rho_v gh,$$

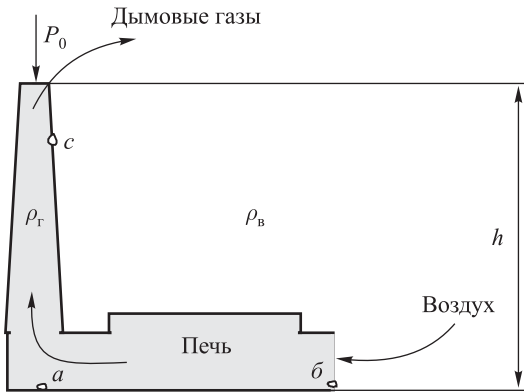


Рис. 2.8. Дымовая труба

где ρ_v — плотность наружного воздуха. Очевидно плотность горячих дымовых газов значительно ниже плотности наружного воздуха. Поэтому $\rho_v gh > \rho_\gamma gh$, следовательно и $p_b > p_a$ на величину

$$\Delta p = p_b - p_a = (\rho_v - \rho_\gamma)gh. \quad (2.30)$$

Таким образом, внизу, у основания трубы, появляется разность давлений, вследствие чего тяжелый наружный воздух передавливает горячие дымовые газы и удаляет их из трубы. Соотношение (2.30) показывает, что труба работает тем лучше, чем она выше и чем выше температура дымовых газов.

Характеризуя работу трубы, часто употребляют термин «тяги». Этот термин ошибочен. Газы не сопротивляются растягивающим усилиям. Перемещение газов, как и жидкостей, происходит всегда не за счет каких-либо сил тяги, а под действием передавливания.

Также ошибочно выражение «легкий газ стремится вверх». И легкие, и тяжелые газы испытывают земное притяжение. Но более тяжелые газы, в силу их большего земного притяжения, выдавливают относительно легкие газы вверх. Именно с этих позиций впервые правильно объяснил принцип естественной «тяги» наш великий

соотечественник М. В. Ломоносов в своей диссертации «О вольном движении воздуха, в рудниках примеченном» (1742 г.).

Отметим еще одно интересное явление. Если сверху трубы имеется какое-то сопротивление, например труба сверху будет полностью или частично перекрыта, то в трубе будет создаваться положительное давление по отношению к внешнему на одном и том же самом уровне, например в точке c . Это обязано передаче атмосферного давления точки b на уровень расположения точки c через заполняющий трубу упругий горячий дымовой газ. В результате визуально наблюдается, что труба «дымит» через щель на уровне точки c , поскольку внешнее давление здесь оказывается меньше, чем давление дымовых газов в трубе.

Сообщающиеся сосуды (рис. 2.9).

Два сообщающихся сосуда, заполнены жидкостями с различной плотностью ρ_1 и ρ_2 . Точка a , лежащая на границе раздела жидкостей, находится в покое, если давление на нее со стороны столба жидкости в левом сосуде, $p_1 = p_0 + h_1\rho_1g$, равняется давлению на нее столба жидкости в правом сосуде, $p_2 = p_0 + h_2\rho_2g$. Из равенства $p_1 = p_2$, обязательного для покоя, непосредственно вытекает, что $h_1\rho_1 = h_2\rho_2$ и $h_1/h_2 = \rho_2/\rho_1$. Таким образом, в сообщающихся сосудах высота столбов различных жидкостей обратно пропорциональна их плотности.

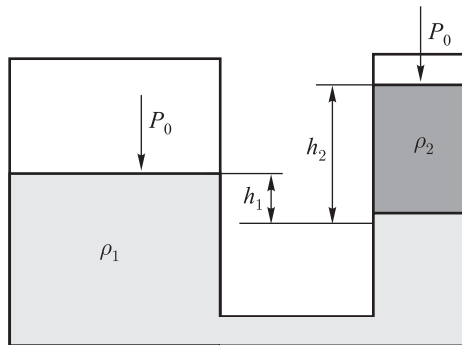


Рис. 2.9. Сообщающиеся сосуды

2.3. Гидродинамика

2.3.1. Законы гидродинамики

Уравнение расхода. Если по трубопроводу постоянного сечения F (рис. 2.10) движется жидкость со скоростью W , заполняя все его сечение, уравнение расхода представляет собой взаимосвязь между линейной и объемной скоростями:

$$V = WF, \quad (2.31)$$

то есть объемная скорость равна произведению линейной скорости на площадь поперечного сечения потока.

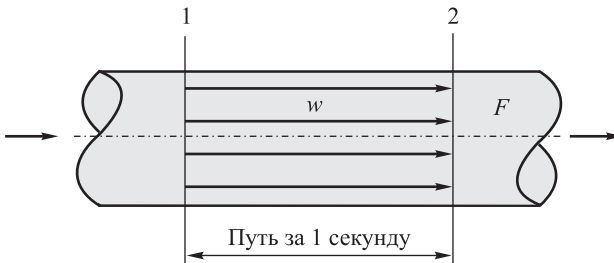


Рис. 2.10. К выводу уравнения расхода

В этом уравнении V — расход (объемная скорость), то есть объем жидкости, проходящий через поперечное сечение трубопровода в единицу времени; W — линейная скорость движения жидкости в трубопроводе, то есть путь, проходимый любым участком жидкости в единицу времени; F — поперечное сечение трубопровода.

Уравнение расхода справедливо лишь для идеальной жидкости, то есть в том случае, когда все частицы потока по поперечному сечению его имеют одну и ту же линейную скорость или когда под W понимают среднюю по сечению потока скорость движения среды.

Уравнение неразрывности потока. Пусть в трубопроводе переменного сечения, например, F_1 , F_2 и F_3 (рис. 2.11) соблюдается

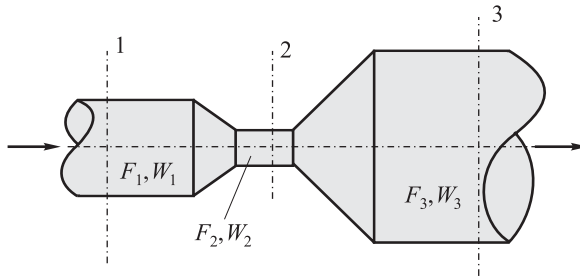


Рис. 2.11. К выводу уравнения неразрывности потока

условие равенства расхода в каждом из его сечений, то есть наблюдается процесс установившегося движения. Тогда вследствие этого процесса сохраняется равенство расхода в любом из выбранных сечений данного трубопровода, то есть

$$\nu_1 = \nu_2 = \nu_3 = \dots = \nu_n = \text{const.} \quad (2.32)$$

Это уравнение называется уравнением *неразрывности потока*. Из него вытекает важное следствие: соотношения линейных скоростей в различных участках трубопровода обратно пропорциональны их сечениям.

На основании уравнения неразрывности потока объемные скорости, например, $\nu_1 = W_1 F_1$ и $\nu_2 = W_2 F_2$ равны между собой. Следовательно, $W_1 F_1 = W_2 F_2$, а поэтому

$$W_2 = W_1 \frac{F_1}{F_2}. \quad (2.33)$$

Уравнение Бернулли. Для вывода уравнения Бернулли и разъяснения его физического смысла рассмотрим криволинейный трубопровод переменного сечения, расположенный произвольно в пространстве (рис. 2.12). по трубопроводу движется жидкость в установившемся режиме. Выделим участок трубопровода (участок потока) двумя сечениями 1 и 2, проведенными нормально к ее оси. Площади этих сечений F_1 расположены на высоте z_1, z_2 от линии горизонта X .

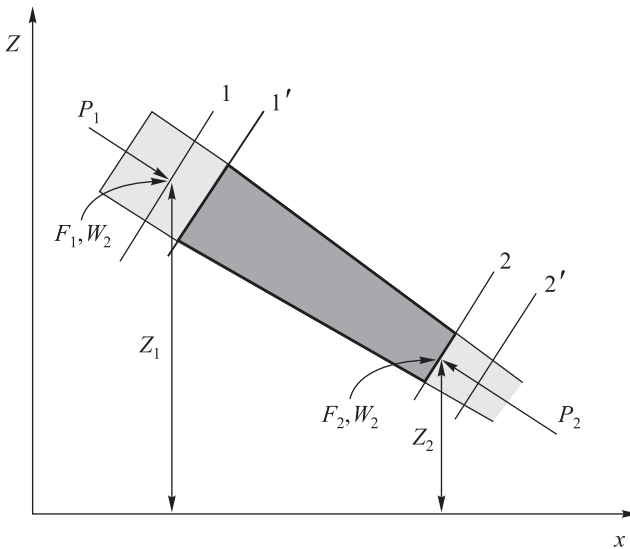


Рис. 2.12. К выводу уравнения Бернулли

Скорость движения жидкости в сечении $F_1 - W_1$, а в сечении $F_2 - W_2$. Влияние объемов жидкостей выбранных сечений заменим силами гидростатического давления P_1 и P_2 , которые приложены нормально к выбранным сечениям и направлены навстречу друг к другу. Пусть через промежуток времени τ жидкость выделенного участка переместится под действием силы тяжести и давлений P_1 и P_2 вправо и окажется между сечениями $1'$ и $2'$.

При этом у контролируемого объема жидкости изменится скорость движения, то есть ее кинетическая энергия.

Согласно теореме механики о кинетической энергии, изменение кинетической энергии движущейся системы материальных частиц $\Delta(mw^2/2)$ равно сумме работ всех сил $\sum A$, действующих на систему на пройденном участке пути. (Единица измерения кинетической энергии и работы в системе СИ 1 джоуль = 1 н·м.)

Изменение кинетической энергии выделенного объема жидкости равняется разности кинетических энергий его в сечениях 1–2

и $1'-2'$. Нетрудно видеть, что каждое из этих сечений имеет общую часть $1'-2$. Поэтому можно рассмотреть только лишь те изменения энергии, которые произошли в результате перемещения объема жидкости V из сечения $1-1'$ в сечение $2-2'$. При этом следует помнить, что из условия неразрывности потока за одинаковое время τ через сечения 1 и 2 протекает одинаковое количество жидкости. Масса этого объема жидкости будет равна

$$m = \rho V = \rho(F_1 W_1 \tau) = \rho(F_2 W_2 \tau).$$

Изменение кинетической энергии массы жидкости ρV при перемещении ее из сечения $1-1'$ в сечение $2-2'$ будет равно

$$\Delta \left(\frac{mw^2}{2} \right) = \rho V \left(\frac{W_2^2}{2} - \frac{W_1^2}{2} \right).$$

Вычислим теперь работу всех сил, действующих на объем жидкости V при его перемещении.

Работа сил тяжести равна произведению веса $V \cdot (\gamma) = V \cdot (\rho g)$ на путь, проходимый по вертикали этим объемом:

$$A_1 = V \rho g (z_1 - z_2).$$

Работа сил гидростатического давления в сечении F_1 равна произведению силы $P_1 F_1$ на путь $W_1 \tau$, то есть

$$A_2 = P_1 F_1 W_1 \tau.$$

Работа сил гидростатического давления в сечении F_2 равна произведению силы $P_2 F_2$ на путь $W_2 \tau$, то есть

$$A_2 = -P_2 F_2 W_2 \tau.$$

Так как силы тяжести и гидростатического давления в сечении $1-1$ направлены в сторону движения жидкости, то они берутся

со знаком плюс и их работа положительная. Сила гидростатического давления в сечении 2–2 направлена в сторону, противоположную течению жидкости, поэтому она берется со знаком минус.

Приравняв изменение кинетической энергии к сумме работ всех сил, получаем

$$\rho V \left(\frac{W_2^2}{2} - \frac{W_1^2}{2} \right) = V \rho g (z_1 - z_2) + P_1 F_1 W_1 \tau - P_2 F_2 W_2 \tau,$$

или

$$\rho V \left(\frac{W_2^2}{2} - \frac{W_1^2}{2} \right) = V \rho g (z_1 - z_2) + P_1 V - P_2 V.$$

Сокращая все члены равенства на величину V , то есть отнеся его к единице объема жидкости, получаем

$$\rho \frac{W_2^2}{2} - \rho \frac{W_1^2}{2} = P_1 - P_2 + \rho g (z_1 - z_2).$$

Перенося в одну часть уравнения все члены, относящиеся к сечению 1–1, а в другую — к сечению 2–2, перепишем уравнение в виде

$$\rho \frac{W_2^2}{2} + P_2 + \rho g z_2 = \rho \frac{W_1^2}{2} + P_1 + \rho g z_1.$$

Так как сечения 1–1 и 2–2 по длине трубопровода выбраны произвольно, последнее уравнение справедливо для любого сечения данного трубопровода, то есть общая энергия единицы объема текущей среды, так называемый полный напор, в любом сечении остается постоянной величиной:

$$\rho \frac{W^2}{2} + P + \rho g z = \text{const}, \quad (2.34)$$

где $\rho \frac{W^2}{2}$ — динамический напор (удельная кинетическая энергия), дж/м³; P — внутреннее гидростатическое давление (удельная потенциальная энергия), н/м² = дж/м³; $\rho g z$ — удельная потенциальная энергия положения в поле силы тяжести, н/м² = дж/м³.

Полученное выражение (2.34) и есть *уравнение Бернулли*.

Разделим все члены уравнения Бернулли на $\rho g = \gamma$, то есть отнесем все слагаемые к единице веса контролируемой среды. В результате получим уравнение Бернулли в пьезометрических высотах, часто применяемое в гидравлике:

$$\frac{W^2}{2g} + h + z = \text{const}. \quad (2.34a)$$

В энергетическом отношении уравнение Бернулли для установившегося движения текучей среды может быть сформулировано следующим образом: для текущей среды, движущейся по трубопроводу, сумма ее кинетической $\left(\rho \frac{W^2}{2}\right)$ и потенциальной $(P + \rho g z)$ энергий в любом сечении данного трубопровода есть величина постоянная.

Уравнение Бернулли может быть записано и в такой упрощенной форме:

$$\rho \frac{W^2}{2} + P = \text{const}, \quad (2.34б)$$

где P , называемое статическим напором, включает и потенциальную энергию положения.

Значимость для гидравлики уравнения Бернулли не оценимо. Им пользуются в практике ведения абсолютного большинства гидродинамических расчетов.

2.3.2. Применение законов гидродинамики в технологических аппаратах, устройствах и приборах

Движение текучей среды в трубопроводах переменного сечения. Для рассмотрения данного примера возьмем трубопровод переменного сечения F_1 , F_2 и F_3 (рис. 2.11), в котором движется жидкость с линейными скоростями W_1 , W_2 и W_3 .

При перемещении жидкости из сечения F_1 в сечение F_2 согласно закону Бернулли увеличивается запас кинетической энергии $\rho W^2/2$ за счет уменьшения потенциальной $\rho g z$. Такая частичная трансформация энергий происходит и при перетекании жидкости из сечения F_2 в сечение F_3 . При этом потенциальная энергия $\rho g h$ увеличивается за счет снижения кинетической, $\rho W^2/2$.

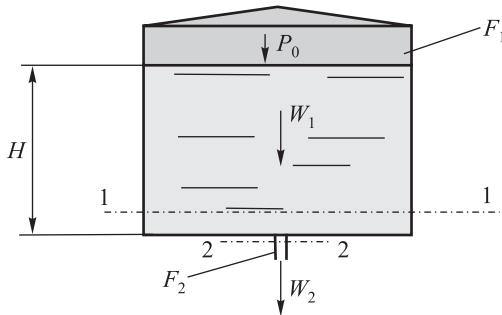


Рис. 2.13. Трансформация статического напора в кинетический

На практике существуют случаи практически полного перехода одного вида энергии в другой. Например, при истечении жидкости плотностью ρ из резервуара большого диаметра (рис. 2.13) через узкое отверстие весь статический напор переходит в кинетическую энергию, то есть расходуется на создание скорости. Как видно из рис. 2.13, на дне резервуара сечением F_1 имеется небольшое отверстие сечением F_2 , из которого вытекает струя жидкости.

Если давление P_0 над уровнем жидкости высотой H поддерживается постоянным, то течение жидкости имеет установившийся характер.

Напишем уравнение Бернулли для двух сечений: 1-1 перед отверстием в резервуаре и 2-2 в месте выхода жидкости из отверстия вне резервуара:

$$\rho \frac{W_1^2}{2} + P_1 = \rho \frac{W_2^2}{2} + P_2, \quad (2.35)$$

где P_1 и P_2 — гидростатические давления в сечениях 1-1 и 2-2. Поэтому уравнение (2.35) может быть записано в следующем виде:

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \rho \frac{W_2^2}{2} - \rho \frac{W_1^2}{2}. \quad (2.35a)$$

Если площадь сечения резервуара F_1 во много раз больше площади поперечного сечения отверстия F_2 , то линейная скорость W_1

пренебрежимо мала по сравнению со скоростью истечения W_2 и уравнение (2.35а) можно записать в виде

$$\Delta P = \rho \frac{W_2^2}{2}. \quad (2.36)$$

Отсюда

$$W_2 = \sqrt{2 \frac{\Delta P}{\rho}}. \quad (2.37)$$

Если, например, в резервуаре находится «идеальная» нефть плотностью 895 кг/м^3 под постоянными избыточным давлением 5 мм рт. ст. и высотой 10 м, то движущий напор ΔP составит

$$\Delta P = \frac{5 \cdot 98\,100}{735} + 895 \cdot 9,81 \cdot 10 = 88\,467 \frac{\text{Н}}{\text{м}^2}$$

и теоретическая скорость истечения газа будет равна

$$W_2 = \sqrt{2 \frac{88\,467}{895}} = 14,06 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Теоретический объемный расход нефти, если диаметр отверстия взять равным, например, 0,4 м, составит

$$V = F_2 W_2 = 0,785 \cdot 0,4^2 \cdot 14,06 = 1,766 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 6357 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}}.$$

При истечении жидкости из открытого резервуара, то есть когда $P_0 = P_{\text{атм}}$,

$$\Delta P = P_1 - P_2 = (P_{\text{атм}} + \rho g H) - P_{\text{атм}} = \rho g H, \quad (2.36a)$$

скорость истечения определяется решением уравнения (2.36а) совместно с уравнением (2.36): $\rho g H = \rho \frac{W_2^2}{2}$, откуда

$$W_2 = \sqrt{2gH}. \quad (2.38)$$

Теоретическая скорость истечения той же нефти из резервуара, если $H = 10$ м и диаметр отверстия 0,4 м, составит $W_2 = \sqrt{2g \cdot 10} = 14$ м/с.

Теоретический объемный расход нефти в этом случае $V = F_2 W_2 = 0,785 \cdot 0,4^2 \cdot 14,0 = 1,758$ м³/с = 6330 м³/ч.

Допустим, нефть находится в резервуаре марки РВС-10000, диаметр которого равен $D = 32$ м. Тогда время τ замены нефти в резервуаре на свежую порцию определится из уравнения

$$\tau = \frac{F_1 \cdot H}{V} = \frac{0,785 \cdot D^2 \cdot H}{V} \quad (2.39)$$

и составит:

- при избыточном давлении в резервуаре, равном 5 мм рт. ст.,

$$\tau = \frac{0,785 \cdot 32^2 \cdot 10}{6357} = 1,26 \text{ ч};$$

- при давлении в резервуаре, равном атмосферному (98 100 Па),

$$\tau = \frac{0,785 \cdot 32^2 \cdot 10}{6330} = 1,27 \text{ ч}.$$

Таким образом, время обновления одного и того же объема нефти в резервуаре в первом варианте расчета оказалось меньше, чем во втором, на 0,01 ч. На величину этого расхождения повлияло давление в 5 мм рт. ст.

Если уровень жидкости в резервуаре меняется со временем, то будет также меняться и расход жидкости при истечении. В этом случае вопрос о времени τ опорожнения резервуара решается следующим образом.

В каждый данный момент времени $d\tau$ из резервуара (рис. 2.14) вытекает жидкость $F_1 dH = F_2 W_2 d\tau$, откуда

$$d\tau = \frac{F_1 dH}{F_2 W_2} = \frac{F_1 dH_1}{F_2 \sqrt{2gH}} = \frac{F_1}{F_2 \sqrt{2g}} \cdot \frac{dH}{\sqrt{H}}.$$

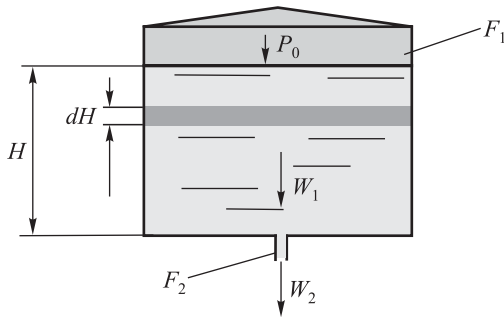


Рис. 2.14. Время опорожнения резервуара

Время опорожнения резервуара с уровнем жидкости от H до H_0 определится как

$$\tau = \frac{F_1}{F\sqrt{2g}} \int_{H_0}^H \frac{dH}{\sqrt{H}} = \frac{2F_1}{F_2\sqrt{2g}} \cdot \left(\sqrt{H} - \sqrt{H_0} \right).$$

В этом случае время полного опорожнения рассматриваемого резервуара будет равно

$$\tau = \frac{2 \cdot 0,785 \cdot 32^2}{0,785 \cdot 0,4^2 \sqrt{2g}} \cdot (\sqrt{10} - \sqrt{0}) = 17775 \text{ с, или } 4,9 \text{ ч.}$$

Таким образом, опорожнение резервуара длится дольше в $\frac{4,9}{1,27} = 3,9$ раза, чем слив из резервуара того же объема жидкости при неизменяющемся уровне. Это связано с тем, что при опорожнении резервуара давление P_1 снижается от максимальной величины до нуля, а в первом случае оно все время остается максимальным, то есть равным $\rho g H$.

Преобразование динамического напора в статический можно наглядно продемонстрировать в трубке, устье которой направлено перпендикулярно потоку, как это показано на рисунке 2.15, в открытом желобе.

Уровень жидкости в трубке точно укажет пьезометрическую высоту динамического напора.

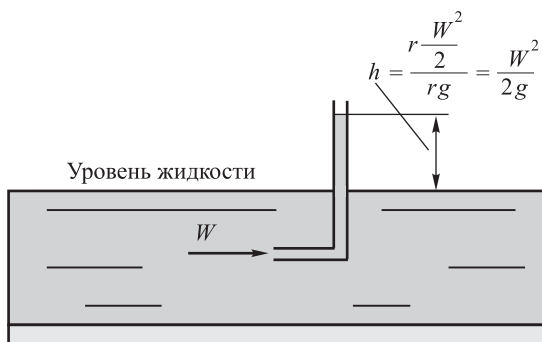


Рис. 2.15. Принцип работы трубки Пито

2.4. Течение реальных жидкостей и газов

Реальные жидкости, в отличие от идеальных, обладают вязкостью. Поэтому при их течении возникает внутреннее трение между слоями, что создает особую картину внутренней структуры движущегося потока. Исследования показывают, что здесь имеют место два принципиально различных режима течения: ламинарный и турбулентный.

Ламинарное течение. При течении жидкости в ламинарном (взято от латинского слова *Lamina* — слой) режиме отдельные струйки ее движутся параллельно друг другу в направлении общего течения, не смешиваясь между собой.

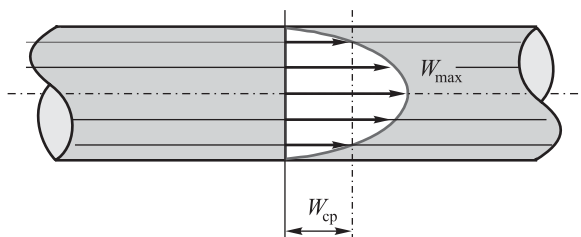


Рис. 2.16. Ламинарное течение

В трубе, например, как показано на рисунке 2.16, струйки перемещаются параллельно оси трубы. Вследствие трения слой жидкости, непосредственно касающийся стенки, испытывает трение о нее во много раз большее, чем сопротивление трения между слоями. Поэтому расположенный далее от стенки слой жидкости «скользит» по пристенному слою, оставляя его неподвижным. Последующий слой испытывает торможение трения уже от слоя, движущегося с некоторой скоростью, и т. д. Таким образом, скорость слоев увеличивается, достигая максимального значения на оси трубопровода. Закон распределения скоростей по поперечному сечению трубы радиуса r_0 , показанному на рис. 2.17, можно найти, рассмотрев действие сил на мысленно вырезанный цилиндрический участок длиной l и радиусом r , перемещающийся слева направо.

На цилиндр действуют, как показано на рисунке 2.17, силы гидростатического давления p_1 и p_2 и сила трения $P_{\text{тр}}$, возникающая в результате соприкосновения боковой поверхности рассматриваемого цилиндра, при его движении, с основным потоком. При этом величина силы p_2 меньше силы p_1 вследствие трения. Результирующая сила давления P , действующая в направлении движения, будет равна $P = \pi r^2(p_1 - p_2)$.

Сила трения $P_{\text{тр}}$, действующая вдоль образующей цилиндра в сторону, обратную движению, равна

$$P_{\text{тр}} = -\mu F \frac{dw}{dr} = -\mu(2\pi r l) \frac{dw}{dr},$$

где $\frac{dw}{dr}$ — градиент скорости движения соседних слоев на боковой поверхности цилиндра. Знак минуса означает, что скорость движения в направлении к стенке уменьшается.

При установившемся течении, то есть когда скорость во времени не меняется, сила P оказывается равной силе $P_{\text{тр}}$ ($P = P_{\text{тр}}$), поэтому

$$\pi r^2(p_1 - p_2) = -\mu(2\pi r l) \frac{dw}{dr}.$$

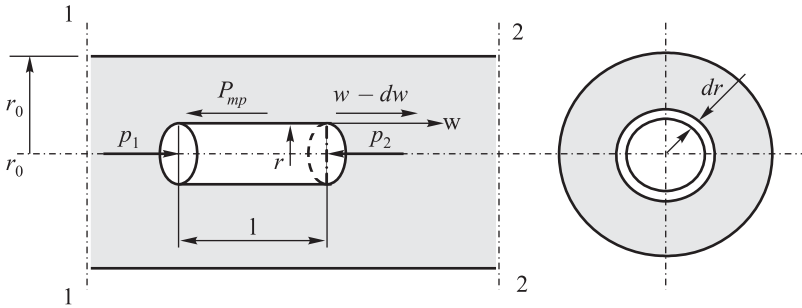


Рис. 2.17. К выводу уравнения Пуазейля

Разделим переменные и проинтегрируем это уравнение от 0 (у стенки) до w_r и от r_0 до r , то есть

$$\int_0^{w_r} dw = -\frac{p_1 - p_2}{2l\mu} \int_{r_0}^r r dr.$$

После интегрирования получаем выражение

$$w_r = \frac{p_1 - p_2}{4l\mu} (r_0^2 - r^2),$$

показывающее, что распределение скоростей в поперечном сечении трубопровода подчиняется уравнению параболы, а в объеме потока в трубе — параболоиду вращения.

Максимальная скорость будет на оси потока (трубопровода диаметром d), то есть когда $r = 0$:

$$W_{\max} = \frac{p_1 - p_2}{4l\mu} r_0^2 = \frac{(p_1 - p_2)d^2}{16l\mu}. \quad (2.40)$$

Элементарный расход через кольцо толщиной dr (см. рис. 2.15) находится из выражения

$$dv = w_r dF = \frac{p_1 - p_2}{4l\mu} (r_0^2 - r^2) 2\pi r dr.$$

Полный расход жидкости по всему сечению трубопровода получится в результате интегрирования последнего уравнения в пределах от $r = 0$ до $r = r_0$:

$$v = \frac{2\pi(p_1 - p_2)}{4l\mu} \int_0^{r_0} (r_0^2 - r^2),$$

или

$$v = \frac{p_1 - p_2}{8l\mu} \pi r^4 = \frac{p_1 - p_2}{128l\mu} \pi d^4.$$

Средняя скорость $w_{\text{ср}}$ может быть найдена из соотношения $w_{\text{ср}} = v/F$. Так как площадь поперечного сечения трубопровода $F = \frac{\pi d^2}{4}$, то

$$W_{\text{ср}} = \frac{(p_1 - p_2)d^2}{32l\mu}. \quad (2.41)$$

Выражение (2.41) экспериментально было найдено французским врачом Пуазейлем и в его честь названо уравнением Пуазейля.

Из сопоставления уравнений (2.40) и (2.41) следует, что

$$w_{\text{ср}} = 0,5w_{\text{max}}. \quad (2.42)$$

Турбулентное течение. Турбулентное течение характеризуется движением потока в виде беспорядочной массы, сильно возмущенной вихрями. Элементарные струйки, участвуя в общем продольном течении, одновременно имеют пульсирующие, вихревые, хаотически направленные самостоятельные движения. Такое движение несколько или практически полностью выравнивает скорости потока по сечению трубопровода. Лишь в непосредственной близости от стенки происходит, как показано на рисунке 2.17, быстрое падение скорости до нуля.

Поэтому в этом пристенном слое с резко пониженной скоростью сохраняется ламинарный характер течения.

Толщина ламинарно текущего пристенного слоя весьма мала — порядка 1 мм и менее. В балансе движения всего потока этот слой не

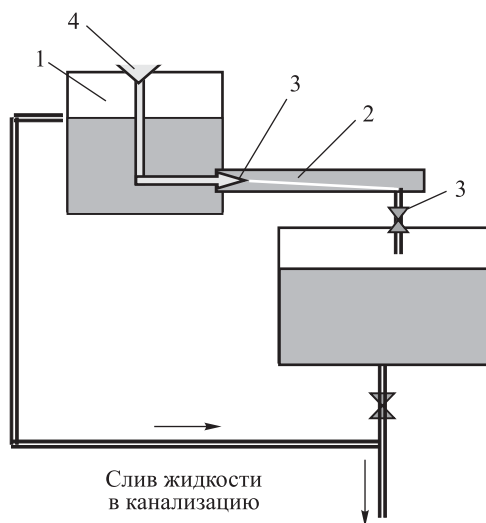


Рис. 2.18. Режимы течения жидкостей

играет никакой роли. Однако существенно его значение для пристенных условий течения, например, при проведении тепловых и диффузионных процессов в соответствующих технологических аппаратах.

Режимы течения текучих сред исследованы английским физиком Рейнольдсом. Своими опытами он наглядно показал наличие двух видов движения (ламинарного и турбулентного), нашел границы их существования и условия перехода одного в другой.

Опыты Рейнольдса состояли в следующем. В напорный бак 1 постоянного уровня, показанный на рисунке 2.18, вставлялась стеклянная трубка 2, скорость движения жидкости в которой регулировалась краном 3. Для определения характера движения жидкости в трубке 2 в нее вводился из воронки 4 через пипетку 3 трассер (подкрашенная жидкость). Опыты показали, что при малых скоростях и других определенных условиях течения трассер двигался в виде тонкой нити, не смешиваясь с основной массой жидкости. Эта картина соответствовала ламинарному режиму, то есть течению жид-

кости в трубке 2 в виде текущих параллельно не смешивающихся слоев. При изменении условий эксперимента — увеличении плотности жидкости, скорости ее течения и диаметра трубки или уменьшении вязкости — ламинарное движение переходило в турбулентное, что отмечалось по размыванию струйки трассера и смещению его с основным потоком жидкости, благодаря наличию в ней внутренних пульсирующих вихревых движений.

Постановкой своих классических опытов Рейнольдсу удалось показать, что характер движения текущих сред зависит от скорости потока W , диаметра трубопровода d , вязкости среды μ и ее плотности ρ . Оказалось, что сам переход из одного режима течения в другой, при изменении того или иного из этих параметров, совершается резко, кризисно: при переходе через какую-то границу значений указанных параметров весь поток сразу изменяет свой режим течения от ламинарного к турбулентному или обратно. Рейнольдс установил, что этот переход совершается при определенном соотношении величин этих параметров, объединенных в комплекс

$$\frac{wd\rho}{\mu} = \text{Re}, \quad (2.43)$$

который называется *критерием Рейнольдса* и обозначается как Re .

Критерий Re является величиной безразмерной, и, следовательно, численное значение его не зависит от выбора той или иной системы единиц. Так, например, в системе СИ

$$[\text{Re}] = \left[\frac{\text{м/с} \cdot \text{м} \cdot \text{кг/м}^3}{\text{кг/м} \cdot \text{с}} \right] = 1.$$

При движении текущих сред в прямых длинных трубопроводах переход от ламинарного режима в турбулентный происходит при критическом значении $\text{Re}_{\text{кр}} = 2300$. При $\text{Re} < 2300$ характер потока слоистый, ламинарный, а при $\text{Re} > 2300$ имеет место турбулентное, вихревое движение. Следует отметить, что при определенных искусственно созданных условиях переход одного режима течения в другой может наблюдаться и при отличных от критического значения Re .

Критерию Re как показателю перехода от ламинарного течения в турбулентное можно дать следующее физическое пояснение.

При повышении скорости движения среды возрастает разность скоростей между отдельными ее слоями: медленно текущие слои у стенки резко притормаживают движение близлежащих слоев, и возникающий крутящий момент способствует образованию вихрей и хаотическому движению потока. Чем больше диаметр трубопровода, тем легче образоваться вихрям, так как уменьшается тормозящее влияние стенок. При этом возрастает простор для движения образовавшегося вихря, который под действием сил инерции, пронизывая другие вихри и слои, дополнительно турбулизирует поток.

Плотность представляет собой меру инерции. Поэтому чем больше плотность, тем больше инерционная сила вихря, турбулизирующая поток.

Очевидно, вязкость как внутреннее трение в среде препятствует образованию вихревых движений в потоке. Анализ формулы (2.43) показывает, что вязкость в знаменателе как бы противостоит турбулизирующим факторам в числителе.

Иногда Re записывают в виде $Re = \frac{w \cdot d}{\nu}$, где $\nu = \frac{\mu}{\rho}$ — кинематическая вязкость. В этом случае в знаменателе группируют физические свойства среды (μ и ρ), а в числителе оставляют внешние условия (w и d). Отсюда кинематическую вязкость можно рассматривать как показатель легкости и трудности турбулизации потока: того и иного превалирования успокаивающей силы μ над силами инерции, обусловленными величиной ρ при одном и том же значении ($w \cdot d$).

Ранее было показано, что кинематическая вязкость воды меньше кинематической вязкости воздуха в 15 раз. Отсюда следует вывод, что турбулизовать газ, движущийся, например, по трубопроводу, труднее, чем воду. Естественно, этот вывод сделан не в смысле затраты энергии или силы, а в смысле достижения необходимых критических значений скорости или диаметра трубопровода, при которых будет совершаться переход из ламинарного движения в турбулентное.

2.5. Гидравлическое сопротивление трубопроводов

При движении реальной текучей среды плотностью ρ и вязкостью μ по трубопроводу диаметром d и длиной $l = L_1 + L_2 + L_3$ со скоростью W (рис. 2.19) по условию неразрывности потока скорость течения среды, а следовательно, и динамический напор $\rho \frac{w^2}{2}$ по всей длине трубопровода должны сохраняться постоянными. Это постоянство поддерживается за счет непрерывного расходования статического напора p . При этом динамический напор вновь и вновь восстанавливается за счет затраты статического напора.

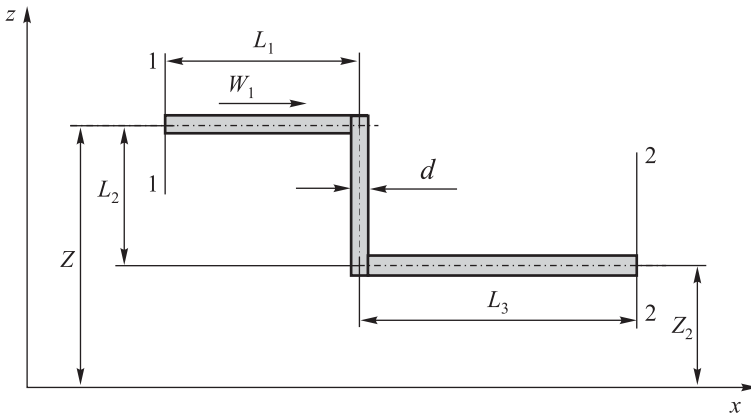


Рис. 2.19. К расчету гидравлического сопротивления трубопроводов

Уравнение Бернулли

$$\rho \frac{W_2^2}{2} + P_2 + \rho g z_2 = \rho \frac{W_1^2}{2} + P_1 + \rho g z_1,$$

записанное для сечений 1-1 и 2-2 трубопровода при течении в нем идеальной жидкости показывает, что падения статического напора не должно быть. В действительности же при течении реальной жидкости имеет место затрат статического напора на преодоление сил

сопротивления трения, и уравнение Бернулли в этом случае принимает следующий вид:

$$\rho \frac{W_2^2}{2} + P_2 + \rho g z_2 = \rho \frac{W_1^2}{2} + P_1 + \rho g z_1 + \Delta P_{тр}, \quad (2.44)$$

где $\Delta P_{тр}$ — величина затрат статического напора на преодоление сил сопротивления трения, то есть величина гидравлического сопротивления рассматриваемого трубопровода.

Ламинарное и турбулентное течения по своей структуре существенно различаются друг от друга. Поэтому следует ожидать, что гидравлическое сопротивление должно подчиняться различным законам в зависимости от того, с каким режимом течения приходится иметь дело.

При движении среды в ламинарном режиме величина гидравлического сопротивления не зависит от шероховатости стенок труб, а зависит только Re , и, исходя из уравнения (2.41) Гагена–Пуазейля, равна:

$$\Delta P_{тр} = P_1 - P_2 = 32 \frac{w_{ср} l \cdot \mu}{d^2}. \quad (2.45)$$

При движении среды в турбулентном режиме определение потерь статического напора (точнее было бы говорить о переходе гидравлической энергии движения в тепловую за счет трения) несравненно сложнее. По современным представлениям, затрата энергии на преодоление сопротивлений в турбулентном потоке связана в основном с расходом энергии на непрерывное создание вихрей и их затухание через внутреннее трение и только в незначительной доле — на преодоление сил трения о стенку трубопровода.

Для подсчета потерь энергии при турбулентном течении существуют лишь приближенные эмпирические формулы, полученные ранее опытным путем и в настоящее время подкрепленные теорией подобия. Все эти формулы сходны между собой тем, что они выражают потерю напора на трение $\Delta P_{тр}$ пропорционально кинетической

энергии потока, то есть имеют вид

$$\Delta P_{mp} = \xi \cdot \rho \frac{w^2}{2}, \quad (2.46)$$

где ξ — коэффициент пропорциональности, называемый *коэффициентом сопротивления*.

Коэффициент сопротивления, в свою очередь, очевидно, должен быть пропорционален длине рассматриваемого участка трубопровода и обратно пропорционален его диаметру, так как стенки трубопровода являются основным источником возникновения сопротивления, то есть

$$\xi = \lambda \frac{l}{d}, \quad (2.47)$$

где λ — коэффициент пропорциональности, называемый *коэффициентом трения*.

Заменяя значение ξ в (2.46) на значение его из зависимости (2.47), можно записать

$$\Delta P_{mp} = \lambda \frac{l}{d} \cdot \rho \frac{w^2}{2}. \quad (2.48)$$

Коэффициент трения λ , так же как и коэффициент сопротивления ξ , при турбулентном течении жидкости рационально рассчитать нельзя. Многочисленные исследования показали, что его величина зависит от множества факторов, из которых главными, как и следовало ожидать, являются параметры, объединяемые критерием Рейнольдса (Re). В результате обработки многочисленных опытных данных позволили получить следующее выражение для коэффициента трения при турбулентном режиме движения жидкости в гладких трубах:

$$\lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}}, \quad (2.49)$$

применимое в области значений Re от 3000 до 100 000 [34–37].

С учетом (2.49) выражение (2.48) принимает вид

$$\Delta P_{mp} = \frac{0,316}{\text{Re}^{0,25}} \cdot \frac{l}{d} \cdot \rho \frac{w^2}{2}. \quad (2.50)$$

Сравнивая (2.48) с (2.45), характеризующим сопротивление при ламинарном потоке, можно и для последнего записать

$$\Delta P_{mp} = \frac{64}{\text{Re}} \cdot \frac{l}{d} \cdot \rho \frac{w^2}{2}. \quad (2.51)$$

Однако это лишь формальное объединение, так как разная физическая структура потоков резко различает и механизм и законы их сопротивления. Совместный анализ (2.51) и (2.50) показывает, что при ламинарном режиме потеря напора пропорциональна первой степени скорости потока и обратно пропорциональна квадрату диаметра. При турбулентном — потеря напора пропорциональна скорости потока в степени 1,75 и обратно пропорциональна диаметру лишь в степени 1,25.

Приведенные выражения потерь напора на преодоление сил трения справедливы лишь для гладких трубопроводов с внутренним покрытием из таких материалов, как стекло, эмаль, эпоксидная смола и т. д. На практике в большинстве случаев приходится иметь дело с трубами, покрытыми коррозионной пленкой. Для характеристики таких трубопроводов вводится понятие *относительной шероховатости*, равное отношению средней величины выступов шероховатости s к радиусу трубы r ($k = \frac{s}{r}$).

В этом случае коэффициент λ , оставаясь безразмерной величиной, должен являться функцией двух переменных Re и κ .

Приведенная на рисунке 2.20 зависимость $\log(100\lambda)$ от $\log \text{Re}$ показывает, что в зоне ламинарного течения ($\text{Re} < 2300$) коэффициент трения практически не зависит от шероховатости и соответствует значению $\lambda = \frac{64}{\text{Re}}$.

Объясняется это тем, что в ламинарном потоке происходит плавное обтекание всех выступов и неровностей. Трение здесь имеет место не о стенку, а между слоями движущейся среды.

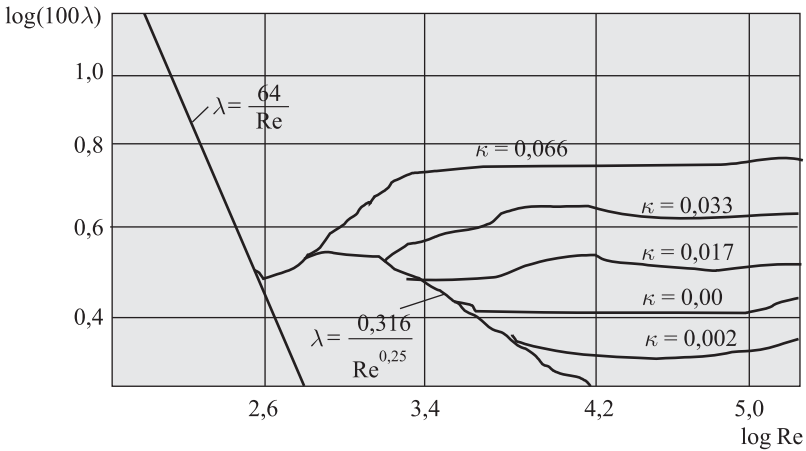


Рис. 2.20. О коэффициентах относительной шероховатости

В переходной области между ламинарным и турбулентным режимами (до $Re \approx 3000$) коэффициент трения λ резко возрастает с увеличением Re , но имеет одно и то же значение для труб различной шероховатости. Резкое возрастание λ объясняется изменением самого характера сопротивления.

В области турбулентного течения ($Re > 3000$) кривые значений коэффициента трения вначале совпадают с кривой для гладких труб $\left(\lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}}\right)$, затем, несколько снижаясь, начинают возрастать, и, наконец, достигнув некоторого максимального значения, коэффициент λ становится постоянным и не зависит уже от дальнейшего увеличения Re .

Подобный ход кривых можно объяснить так. При небольших значениях Re у стенок сохраняется ламинарный слой такой толщины, при которой он закрывает собой выступы шероховатости, и поэтому кривые для гладких и шероховатых труб совпадают. С увеличением числа Re толщина ламинарного слоя уменьшается. При этом полностью скрытые выступы шероховатости начинают обнажаться и вызывать дополнительные вихреобразования, распространяющие-

ся внутрь потока, в связи с чем растет и значение λ . При дальнейшем увеличении Re выступы шероховатости становятся больше толщины ламинарного слоя, и коэффициент трения λ в дальнейшем становится постоянным, не зависящим уже от Re .

При трубопроводном транспортировании тяжелой, высоковязкой нефти, динамическая вязкость которой выше вязкости таких жидкостей, как вода, более чем в сотни раз, толщина ламинарного слоя, очевидно, превышает высоту выступов неровностей стенок трубопроводов в несколько раз в сравнении с толщиной ламинарного слоя воды. Кроме того, оптимальная скорость течения нефти в трубопроводах в 4 раза ($w = 0,5$ м/с) меньше скорости течения воды. Поэтому коэффициент трения λ при транспортировании нефти на промыслах по трубам должен рассчитываться, в зависимости от режима течения, по формулам $\lambda = \frac{64}{Re}$ или $\lambda = \frac{0,316}{Re^{0,25}}$.

В системах сбора и подготовки нефти и газа на промыслах имеются многочисленные приборы и оборудование, где изменяются скорость или направление движения потока: задвижки, вентили, краны, места сужения или расширения диаметра трубы, отводы, вход и выход из аппарата и т. д., где создаются условия для появления местных сопротивлений.

В частности, на рисунке 2.19 жидкость два раза меняет свое направление течения. При этом создаются дополнительные местные сопротивления. При расчете гидравлических сопротивлений трубопроводов необходимо учитывать величину потерь на преодоление сил местных сопротивлений.

В качестве примера определим потерю напора при истечении через узкое отверстие жидкости из сосуда (резервуара), в котором уровень и давление поддерживаются постоянными (рис. 2.21).

При входе в отверстие F_2 происходит внезапное сужение, и струя теряет часть общего напора, равного $P_0 + \rho gh$, и поэтому скорость истечения оказывается меньшей, полученной из уравнения (2.37) $W_2 = \sqrt{2 \frac{\Delta P}{\rho}}$.

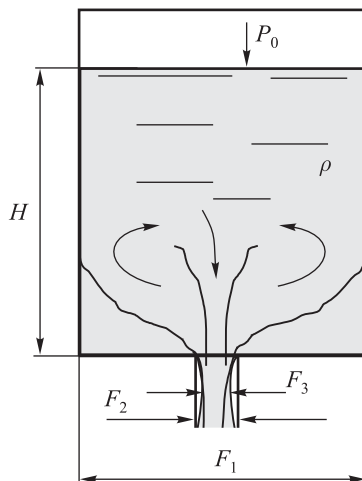


Рис. 2.21. Местные сопротивления

Это учитывается *коэффициентом скорости* φ , который, по опытным данным, колеблется в пределах от 0,96 до 0,99. Поэтому фактическая скорость истечения может быть определена по формуле

$$W_2 = \varphi \sqrt{2 \frac{\Delta P}{\rho}}. \quad (2.52)$$

Дальнейшее истечение сопровождается самосужением струи в силу инерции сходящихся струек.

Если в уравнение расхода (2.31) ввести *коэффициент сжатия* $\varepsilon = \frac{F_3}{F_2}$, то фактически расход жидкости будет определен из выражения

$$V = \varphi \varepsilon F_2 \sqrt{2 \frac{\Delta P}{\rho}}, \quad (2.53)$$

где F_2 — площадь отверстия.

Произведение коэффициента скорости на коэффициент сжатия $\chi = \varphi \varepsilon$ называют *коэффициентом расхода*.

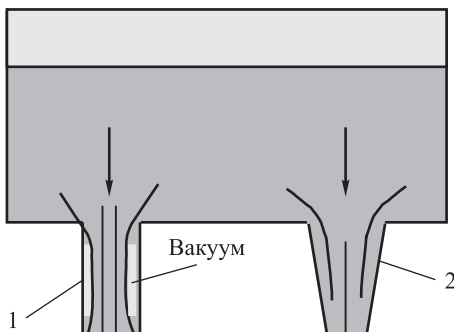


Рис. 2.22. Схемы насадок

Опытные данные показывают, что для малых круглых отверстий в тонкой стенке $\varphi = 0,97$, $\varepsilon = 0,64$, $\chi = 0,62$ [37].

Для уменьшения потерь энергии при истечении и увеличения коэффициента расхода применяют специальные патрубки, называемые насадками (рис. 2.22).

При этом цилиндрические насадки 1 уменьшают сжатие струи за счет вакуума, создаваемого между стенкой насадки и прилегающей к ней струей текущей жидкости, а конусоидальный насадок 2 уменьшает местные сопротивления и устраняет явление сжатия струи.

Использование этих насадок позволяет увеличить коэффициент расхода до 0,82–0,98.

Широко разветленная сеть трубопроводов для перемещения жидкостей и газов на нефтепромыслах требует экономически обоснованного подхода к выбору их диаметра. Выбор оптимального диаметра трубопровода зависит не только от величины гидравлического сопротивления, но и от затрат на его сооружение, которые снижаются с уменьшением диаметра трубопровода. Однако уменьшение диаметра трубопровода и нарастание вследствие этого линейной скорости текущей среды приводят к росту гидравлического сопротивления. Увеличивающийся напор приводит к большому расходу энергии, то есть к увеличению эксплуатационных затрат.

Возникает задача выбора такого оптимального диаметра трубопровода, при котором общая сумма амортизационных и эксплуатационных расходов в единицу времени была бы наименьшей.

Эта задача решается следующим образом.

Задаваясь различными значениями диаметра трубопровода, рассчитывают годовые амортизационные и эксплуатационные затраты. Затем в системе координат «диаметр трубопровода d — годовые расходы в рублях» (рис. 2.23) строят кривые зависимости эксплуатационных (1) и амортизационных (2) расходов от диаметра. Кривая 3 отражает суммарные годовые затраты. Она получена графическим суммированием кривых 1 и 2. Минимум на суммарной кривой 3 соответствует *оптимальному диаметру*.

С учетом процента накопления (прибыли) кривая 2 возрастает значительно резче, чем кривая 1, так как процент должен браться со всей стоимости сооружения, а не от амортизации в год. В результате оптимум сдвигается в сторону меньших диаметров.

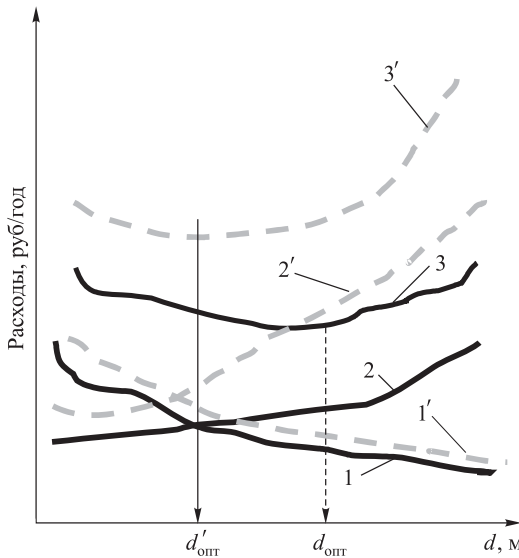


Рис. 2.23. Графическое определение оптимального диаметра трубопровода

Многочисленные примеры подобных экономических расчетов показывают [38], что оптимальные диаметры отвечают обычно следующим (оптимальным) скоростям, м/с:

нефть	0,2–0,5
вода	0,5–2,0
газ	10–20
водяной пар	20–40

Такие расчеты трудоемки и проводятся только для жидкостных и газовых коммуникаций большой протяженности. Для коротких трубопроводов диаметр определяется непосредственно исходя из величины оптимальной скорости $W_{\text{опт}}$ и заданной производительности:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi W_{\text{опт}}}}. \quad (2.54)$$

2.6. Характеристика перекачивающего устройства

Анализ уравнения (2.48) показывает, что гидравлическое сопротивление трубопровода является функцией от многих технологических параметров перекачки среды, $\Delta P = f(W, d, \rho, \mu, l, \dots)$, в том числе и от скорости движения среды по трубопроводу. Последнее означает, что гидравлическое сопротивление трубопровода меняется от производительности перекачивающего насосного механизма. Следовательно, для подбора того или иного насоса требуется задаваться, кроме температурных, коррозионных и многочисленных других специфических параметров эксплуатации, производительностью и способностью насоса преодолеть гидравлические потери в трубопроводе. Учесть эти потери в зависимости от производительности насоса теоретическим путем не представляется возможным. Поэтому для всех насосов различных конструкций опытным путем на стенде снимают практическую, то есть отвечающую фактическим различным режимным параметрам эксплуатации насоса, зависимость напора H от производительности V (рис. 2.24, кривая 1). Здесь же обычно на-

носятся и кривая 2 зависимости коэффициента полезного действия (к. п. д.) η от V .

Опытная характеристика насоса снимается путем замеров статического напора H (см. закон Бернулли — формула (2.34)), то есть показание давления манометра, установленного на выкиде насоса, скорости W , а отсюда и $\frac{W^2}{2g}$, то есть динамического напора и производительности V . При этом все параметры варьируют регулированием прикрытия или открытия задвижки, смонтированной в выкидном трубопроводе. Одновременно замеряется и фактический расход мощности на валу, что позволяет вычислить к. п. д.

Построенная таким образом *характеристика* дает возможность выбирать насос по требуемым производственным заданиям (производительности V и напору H), причем выбирать такой насос, для которого требуемые V и H находились бы в области высоких к. п. д.

Необходимо учитывать, что работа насоса — точка режима его работы на кривой 1 — жестко определяется характеристикой коммуникации, которую он обслуживает.

Характеристика коммуникаций — это зависимость ее гидравлического сопротивления от производительности насоса (пунктирные линии на рис. 2.24).

Для коммуникации с большим гидравлическим сопротивлением, включая и высоту подъема жидкости по трассе, насос будет давать высокий напор и малую производительность (точка a на рис. 2.24), что аналогично прикрытию регулирующей задвижки в стендовом испытании.

В системах с малым сопротивлением тот же насос даст малый напор и большую производительность (точка b на рис. 2.24). При этом следует отметить следующее.

1. Потребная мощность $V\rho gH$ данного насоса будет меньше в первом случае, чем во втором, так как V на кривой 1 характеристики насоса растет быстрее, чем падает H (с учетом изменения к. п. д. насоса).

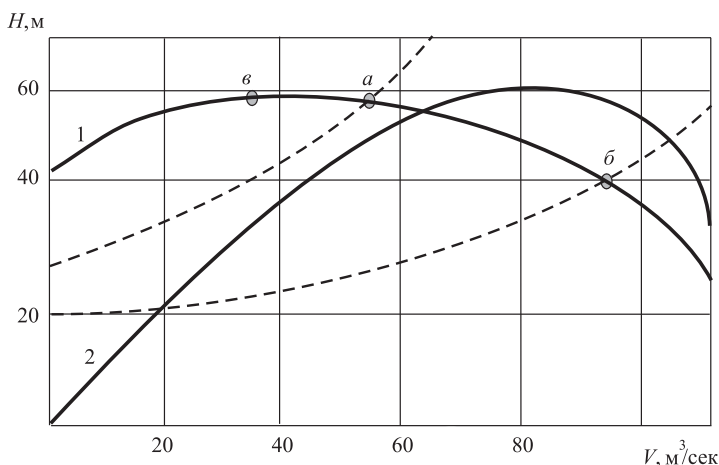


Рис. 2.24. Характеристика насоса

2. Область характеристики насоса левее максимальной ординаты (точка *в* на рис. 2.24) является нерабочей. Она характеризуется низким к. п. д. и неустойчивой работой насоса, так как при уменьшении напора в сети, например при открывании регулирующей стендовой задвижки, производительность насоса не увеличивается, а уменьшается.

В центробежных насосах конструктивно легко изменяется число оборотов n рабочего колеса. Очевидно, при этом меняется и значение полного напора H . В этом случае каждому числу оборотов рабочего колеса будут отвечать свои кривые зависимостей $H = f(V)$ и $\eta = f(V)$, то есть в этом случае получается семейство кривых, соответствующих различным n .

Заводы-изготовители к выпускаемым насосам, как правило, прилагают паспорт — универсальную характеристику с названием семейства кривых $H = f(V)$. На этот же рисунок наносятся кривые, соответствующие одинаковому значению к. п. д. ($\eta = \text{const}$).

При помощи универсальной характеристики можно установить пределы рационального применения насоса, включая и вариации оптимального числа оборотов.

ГЛАВА 3

Деэмульсация нефти

3.1. Общие сведения

Деэмульсация — это процесс отделения воды от нефти, который осуществляется в результате разрушения водонефтяной эмульсии (ВНЭ) путем снижения прочности бронирующих пленок капель водной фазы эмульсии воздействием реагентами — деэмульгаторами, являющимися одной из разновидностей поверхностно-активных веществ, в агрегативно устойчивую форму, переходящую в кинетически устойчивую с последующим расслоением ее на составляющие фазы.

ВНЭ включает дисперсионную среду (нефть), дисперсную фазу (капли воды), механические примеси микронных размеров, асфальтены, нафтены, смолы и парафины. При этом капли воды находятся в плену бронирующих оболочек высокой прочности, вызванной повышенным содержанием в ней асфальтенов, смол, парафинов и механических примесей.

Эффективное разделение ВНЭ на составляющие фазы возможно только в результате резкого снижения прочности и целостности бронирующих оболочек. Для выполнения этой операции на нефтепромыслах широко используются процессы снижения вязкости нефти путем нагрева эмульсии и обработки ее поверхностно-активными веществами (ПАВ), называемыми реагентами-деэмульгаторами (деэмульгаторами). В результате обработки ВНЭ деэмульгаторами на их поверхности адсорбируют твердые частицы (механические примеси), резко снижаются вязкость нефти и силы поверхностного натяжения между нефтью и водой. При этом бронирующие оболочки

теряют свою прочность, разрушаются и появляются условия перехода ВНЭ в агрегативно устойчивую форму и далее в кинетически устойчивую с последующим расслоением ВНЭ на составляющие фазы [25].

3.2. Природные эмульгаторы

В нефти, поднимаемой из скважин на поверхность, всегда содержатся растворенные вещества: асфальтены, нафтены, смолы, парафины и механические примеси, представляющие собой твердые частицы минералов продуктивного пласта, продукты коррозии и т. д., а в пластовой воде — соли и кислоты, которые способствуют образованию и повышению стойкости ВНЭ. Эти вещества называются природными *эмульгаторами*. Основными стабилизаторами нефтяных эмульсий, входящими в состав бронирующих оболочек, считаются асфальтены (А), смолы (С) и высокоплавкие парафиновые компоненты (П) в сочетании с механическими примесями. При этом объем последних достигает 40 % от объема бронирующей оболочки [25].

В зависимости от соотношения $(C + A) : П$ природные эмульгаторы подразделяются на три типа:

- 1) асфальтеновые, когда $(C + A) : П \geq 1,0$;
- 2) парафиновые, когда $(C + A) : П \leq 1,0$;
- 3) смешанные, когда $(C + A) : П \approx 1,0$ (0,8–1,2).

Несмотря на некоторую условность такого подхода к классификации природных эмульгаторов, использование их помогает регламентированию обработки нефти дезэмульгаторами. В частности, ВНЭ

- 1) (с асфальтеновыми эмульгаторами) достаточно эффективно разрушаются в широком интервале температур (от +5 до +70°C) [25] неионогенными дезэмульгаторами типа дисолван 4490 или LML 4312;
- 2) (с парафиновыми эмульгаторами) требуют повышенного расхода тех же дезэмульгаторов при температурах ниже +20°C;

- 3) (со смешанными эмульгаторами, то есть с повышенным содержанием механических примесей) при высоких и низких температурах требуют повышенного расхода деэмульгаторов. При этом с повышением температуры расход деэмульгатора снижается.

3.3. Реагенты-деэмульгаторы

Подготовка нефти осуществляется с помощью большого ассортимента (более 100 видов) деэмульгаторов [25].

При этом деэмульгаторы подбираются так, чтобы каждый из них обладал избирательной повышенной эффективностью снижения прочности бронирующих оболочек, образованных в результате воздействия тех или иных природных эмульгаторов.

При определенных соотношениях с эмульсией деэмульгаторы должны разрушать целостность бронирующей оболочки и на ее месте создавать новую с низким механическим свойством, слабо противодействующую слиянию капель воды.

Под эффективностью деэмульгатора понимают его деэмульсионную способность (\mathcal{E}), представляющую отношение его массового расхода на деэмульсацию в расчете на единицу массы безводной нефти (G):

$$\mathcal{E} = \frac{q}{G}. \quad (3.1)$$

Величина \mathcal{E} для высокоэффективных деэмульгаторов, в зависимости от свойств обрабатываемой нефти, может составлять от единиц до нескольких сот г/т нефти.

Нередко на одном и том же месторождении нефти оказывается, что деэмульгатор, эффективно действующий на эмульсию с одного продуктивного пласта, малоэффективен для эмульсии другого. Для эмульсий, добываемых из одного и того же пласта, могут со временем потребоваться различные деэмульгаторы вследствие изменения состава пластовой волю, обводненности нефти, появления в нефти

различных химических веществ в связи с проведением соответствующих геолого-технических мероприятий [25].

Деэмульгаторы делятся на две группы: ионогенные и неионогенные [40–45].

Ионогенные деэмульгаторы. В свою очередь ионогенные деэмульгаторы подразделяется на две подгруппы.

1. Анионоактивные, образующие в водных растворах при ионизации ПАВ поверхностно-активные анионы, состоящие из углеводородной части и катионов неорганического состава, чаще всего натриевые. Механизм действия данной подгруппы деэмульгатора состоит в следующем: анион адсорбируется на поверхность капли воды, вытесняя бронирующую оболочку и создавая новую, менее прочную, с отрицательным зарядом.

2. Катионоактивные, подвергающиеся ионизации в водных растворах с образованием поверхностно-активных катионов, состоящих из углеводородных радикалов и анионов неорганического происхождения. Катион, адсорбируясь на поверхности капли воды, также вытесняет бронирующую оболочку и создает новую, механически менее прочную, с положительным зарядом.

К первой подгруппе относят деэмульгаторы типа НЧК (нейтрализованный черный контакт), НКГ (нейтрализованный кислый гудрон), СУ (сульфированные масла), нафтеновые кислоты и др.

Основное вещество ионогенных деэмульгаторов — сульфонафтеновые кислоты. В наиболее общем виде они состоят из углеводородного радикала (R) и сульфогруппы, характеризующихся формулой RSO_3H .

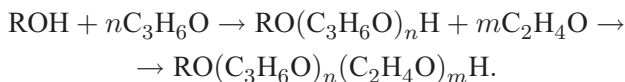
Деэмульгаторы этой подгруппы, в сравнении неионогенными, отличаются недостаточной эффективностью.

Неионогенные деэмульгаторы — высокоэффективные соединения, не способные к ионизации в растворах и находящиеся в них в молекулярной форме [43]. Они являются блоксополимерами оксидов этилена и пропилена. При этом гидрофильная часть (тяготеющая к растворению в воде) молекулы является сополимером оксида эти-

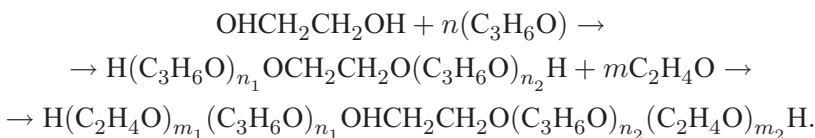
лена (CH_2OCH_2), а гидрофобная (характеризующаяся повышенным родством с нефтью), как правило, — сополимером оксида пропилена ($\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$) [25].

Исходными веществами для синтеза блоксополимеров с одной гидрофобной и одной гидрофильной группами служат чаще всего одноатомные спирты.

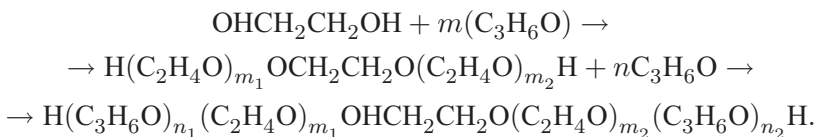
Реакция синтеза этой группы блоксополимеров выглядит следующим образом:



Водорастворимые блоксополимеры с одной центральной гидрофобной и двумя концевыми гидрофильными группами получают из двухатомных спиртов или фенолов двух основных кислот по реакции:



Маслорастворимые блоксополимеры с одной центральной гидрофильной и двумя концевыми гидрофобными группами получают по реакции:



В приведенных реакциях $(n_1 + n_2) = n$, $(m_1 + m_2) = m$.

Реакции синтеза блоксополимеров протекают в реакторах периодического действия в присутствии катализаторов при температуре $+120$ – $+135^\circ\text{C}$.

Анализ представленных реакций синтеза блоксополимеров показывает, что по способности растворяться в нефти принципиальных различий между водо- и нефтерастворимыми деэмульгаторами нет. В нефти практически все деэмульгаторы растворяются хорошо.

Известно огромное количество деэмульгаторов этого типа: реапоны, LML, дисолваны, сепаролы, дипроксамины, доуфаксы, СНПХ, демульферы, сондемы и т. д., — они испытаны и успешно применяются на нефтепромыслах Удмуртии, Татарстана, Западной Сибири и др.

Разработкой реагентов-деэмульгаторов занимаются во многих странах.

В настоящее время наиболее эффективны реагенты-деэмульгаторы фирм «Среднетоннажная химия» (г. Нижнекамск, Татарстан) «Налко/Эксон «Энерджи Кемикалз» (Англия), «Бейкер Петролайт» (США), «Тохо» (Япония), «Чемпион» (Канада) и др. Представительными реагентами-деэмульгаторами указанных фирм являются деэмульгаторы марок Реапон-4В, LML-4312, дисолван 4490, EW-5, КХЗ-1395 соответственно [46–50].

В настоящее время широкое распространение получили нефтерастворимые деэмульгаторы различных фирм (LML, СНПХ, интекс, сепароль, сондем, дисолван и др.). Среди деэмульгаторов, отличающихся высокой эффективностью и универсальностью применения, учитывая их стоимость, наибольшее предпочтение следует отдать деэмульгаторам марок «Реапон-4В» и LML-4312 [46]. Однако следует учесть, что эффективность деэмульгатора одного наименования на разных месторождениях может быть разной.

Структурные формулы деэмульгаторов отличаются большим разнообразием и составляют обычно секрет производящих фирм. Поэтому, особенно в общедоступной отечественной литературе, структурные формулы практически не приводятся. В [45] R. Simon и W. G. Bounter показали, что поверхностно-активная гидрофобная группа деэмульгаторов состоит из алкилфенола, или линейного алкила, или полипропиленоксайда, а поверхностно-активная гидрофильная группа — из полиэтиленоксайда.

В деэмульгаторах содержание ПАВ составляет 50–80 %, остальное — растворитель [25]. В качестве растворителей используются изобутиловый, изопропиловый, метиловый спирты и ароматические углеводороды.

Характеристика наиболее эффективных деэмульгаторов, применяемых на нефтепромыслах Удмуртии, Татарстана, Башкортостана, Пермской и Оренбургской областей и т. д., приведена в таблице 3.1.

3.4. Особенности деэмульсации нефти

Анализ таблицы 3.1 показывает, что расход деэмульгаторов, в зависимости от их марки, с понижением температуры процесса обезвоживания повышается от 40–50 до 150–250 г/т, что в основном зависит от интенсивности снижения вязкости обрабатываемой нефти. Однако, желая повышения эффективности процесса деэмульсации, нельзя увлекаться увеличением дозирования деэмульгатора в нефть. Нельзя нарушать стехиометрическое соотношение «нефть : деэмульгатор». Изменение дозировки деэмульгатора от оптимальной величины в сторону понижения, очевидно, приведет к снижению эффективности процесса деэмульсации. При передозировке вместо разрушения эмульсии появляется эффект повышения ее стабилизации. Этот эффект был выявлен при выполнении научно-исследовательской работы «Оптимизация работы Гремихинской УПН» лабораторией подготовки нефти института «Удмуртнефть» [51]. Здесь показано, что превышение дозирования деэмульгатора марки «Реапон-4В» свыше 75 г/т и марки LML-4312 свыше 50 г/т на установке подготовке нефти (УПН) при температурах +50–+60°С приводит к резкому снижению скорости обезвоживания нефти в результате стабилизации ВНЭ.

Выбор наиболее эффективного деэмульгатора для данной нефти осуществляется в результате обобщения результатов исследований в лабораторных условиях и промысловых испытаний.

Таблица 3.1. Характеристика деэмульгаторов

Параметры	Марки деэмульгаторов		
	Реалон 4В	LML-4312	Дисолван 4490
	Характеристика		
Товарное состояние	Прозрачная жидкость от светло-желтого до светло-коричневого цвета с запахом метанола	Однородная жидкость, от бесцветной, желтой до коричневой с запахом метанола	50 % раствор в ароматических углеводородах; бесцветная жидкость с запахом метанола
Плотность при +20°С, кг/м ³	791	917	920
Вязкость, Па·с, при температуре, °С: +20 -20	0,0581 0,116	0,06 0,23	0,06 0,22
Температура, °С застывания вспышки	-55 +25	-50 +12	-45 +8
Растворимость в: воде спирте ароматических углеводородах	растворим растворим частично	частично растворим растворим	высокая высокая высокая
Предпочтительная область применения	Путевая трубная деэмульсация при умеренных температурах	Путевая трубная деэмульсация при низких температурах	Путевая трубная деэмульсация при низких температурах
Ориентировочный удельный расход, г/т, при температуре, °С: +5 +20 +35	150-250 100-150 60-80	100-150 80-100 40-50	100-150 80-100 40-50

Выбранный деэмульгатор должен воздействовать на каждую каплю воды с целью дестабилизации бронирующей пленки. Эта цель может быть достигнута только в результате тщательного перемешивания деэмульгатора с обрабатываемой ВНЭ. Для выполнения этого требования часто деэмульгатор подается в забой скважины, и в результате создаются условия профилактики образования устойчивой эмульсии, уменьшается нагрузка на насосы и штанги скважин, увеличивается межремонтный период работы и, как следствие, увеличивается добыча нефти.

Также часто деэмульгаторы вводят в выкидную линию скважины. Однако введение деэмульгаторов на забое скважины и в выкидную линию несет с собой технические трудности, заключающиеся, например, в оснащении каждой скважины насосами-дозаторами, емкостями для деэмульгаторов, в обслуживании и т. д. Поэтому более широко применяется комплексное введение деэмульгаторов в линии сбора нефти группы скважин, например, на выкиде с групповых замерных установок (ГЗУ) и ДНС, а также перед системами обезвоживания и обессоливания нефти на УПН.

3.5. Техника и технология деэмульсации нефти

При коротких выкидных линиях время контакта деэмульгатора с обрабатываемой нефтью сравнительно мало. Кроме того, при малом объеме расхода деэмульгатора (30–150 г/т) распределение деэмульгатора по всем бронирующим оболочкам капель воды требует значительных энергетических затрат даже при турбулентном режиме движения потока ВНЭ, не говоря уже о протекании процесса в ламинарном режиме.

Для достижения цели снижения прочности бронирующих оболочек каждой капли воды, то есть разрушения стойкости эмульсии и подготовки ее к расслоению на составляющие водную и нефтяную фазы, следует обработку ВНЭ вести не деэмульгатором товарной формы, а предварительно подготовленным раствором деэмуль-

гатора в товарной нефти или в крайнем случае в ВНЭ. При этом образуется концентрированный раствор деэмульгатора в нефти гораздо большего объема в сравнении с объемом деэмульгатора товарной формы (аналога). В результате обработка потока ВНЭ полученным концентрированным раствором деэмульгатора приведет к увеличению охвата им числа капель воды, покрытых бронирующими оболочками, и эффективности процесса деэмульсации нефти.

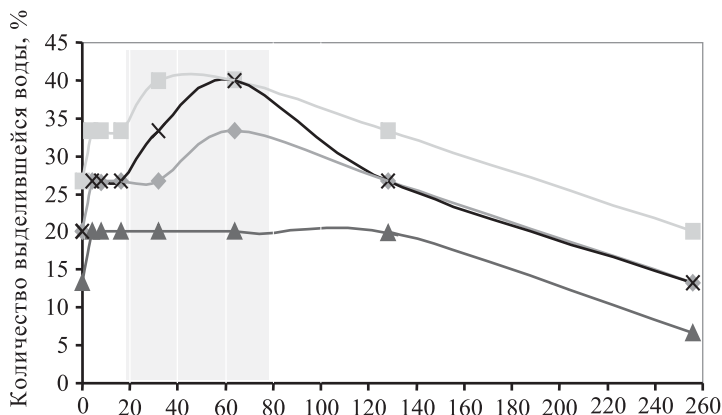


Рис. 3.1. Зависимость эффективности обезвоживания нефти от концентрации деэмульгатора в исходной смеси

Предложенная гипотеза ступенчатой обработки ВНЭ успешно прошла апробирование в лаборатории подготовки скважинной продукции института «УдмуртНИПИнефть» и нашла широкое внедрение на нефтепромыслах ОАО «Удмуртнефть». На рисунке 3.1 показана зависимость эффективности обезвоживания нефти от концентрации деэмульгатора в исходной смеси, приготовленной для деэмульсации первой. Из этой зависимости видно, что расход деэмульгатора при объемном соотношении деэмульгатор:нефть, равном 20:80, сокращается до 25% в сравнении с обработкой ее деэмульгатором товарной формы [14, 21, 51, 52].

Полученная эффективность объясняется тем, что дозирование деэмульгаторов в ВНЭ общепринятым способом осуществляется

с превышением стехиометрического соотношения, так как вследствие малого объема деэмульгатора и в силу гидродинамических особенностей процессов смешения не достигается их полное перемешивание. В результате с товарной нефтью и с дренажной водой выводится из системы до 25 % неиспользованного деэмульгатора. Поэтому здесь следует отметить, что при такой ситуации, очевидно, выгодно их предусматривать для обработки ВНЭ в системах обезвоживания нефти и подготовки ловушечной нефти организацией оборотного цикла.

Полное смешение одного объема деэмульгатора с 20–80 объемами нефти возможно только при применении высокоэффективных смесителей, интенсивно турбулизирующих контролируемые жидкие среды. Наиболее прогрессивным смесителем реагентов среди общеизвестных является кавитационно-ультразвуковой диспергатор [51], который показан на рисунке 3.2.

3.5.1. Кавитационно-ультразвуковой диспергатор

Кавитационно-ультразвуковой диспергатор (смеситель) разработан в институте «УдмуртНИПИнефть» и успешно прошел промышленные испытания на Мишкинском, Лиственском, Ельниковском, Гремичинском нефтяных месторождениях.

Диспергатор состоит из корпуса 1, разделенного диафрагмой 2 на две части. В нижней части корпуса последовательно размещены перфорированный по торцам смеситель 4 и конфузор 5. Верхняя половина корпуса смесителя включает, по ходу движения смешиваемых жидкостей, начиная от диафрагмы 2, последовательно расположенные выше горловины 6, диффузор 7, смеситель 8, аналогичный по устройству смесителю 4. Каждый из смесителей частично заполнен элементами подвижной насадки 9 и 10 в виде стальных шариков или цилиндров подшипников качения, размер которых должен быть меньше диаметра смесителей в 10 раз, а статическая (насыпная) высота занимала 20 % от их объема.

Принцип работы смесителя заключается в следующем.

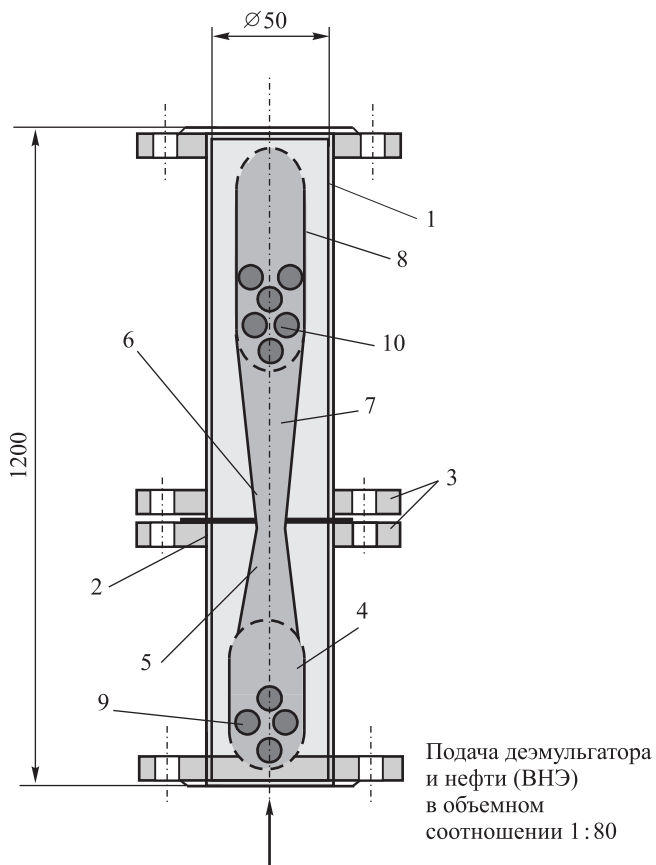


Рис. 3.2. Кавитационно-ультразвуковой диспергатор: 1 — корпус; 2 — диафрагма; 3 — фланцы; 4 — смеситель конфузора; 5 — конфузور; 6 — горловина; 7 — диффузор; 8 — смеситель диффузора; 9 — подвижная насадка смесителя конфузора; 10 — подвижная насадка смесителя диффузора

Деэмульгатор и ВНЭ, взятые в соотношении 1:(20–80), поступают в смеситель 4, где под действием псевдооживления элементов подвижной насадки 9 интенсивно перемешиваются. Затем смесь поступает в конфузор 5 и далее в горловину 6. Смесь при движении

в горловине с высокой скоростью перемешивается вторично. После этого она попадает в смеситель 7, где подвергается перемешиванию уже в третий раз под действием псевдоожижения насадки 10.

При движении жидкости в смесителях конфузора и диффузора вызываются их упругие колебания. Энергия колебательных движений конфузора и диффузора передается элементам их подвижных насадок, которые начинают вибрировать в горизонтальной плоскости и дополнительно перемешивают ВНЭ с деэмульгатором. В итоге обрабатываемая смесь не только перемешивается за счет гидромеханических эффектов, но и получает дополнительный импульс колебаний, передающихся элементам подвижных насадок, максимально диспергируя деэмульгатор в объеме водонефтяной эмульсии.

Разработанный смеситель имеет небольшие размеры: диаметр труб 50 мм, общая длина смесителя 1200 мм.

Схема его подключения показана на рисунке 3.3, согласно которому основной поток ВНЭ обрабатывается нефтяным раствором

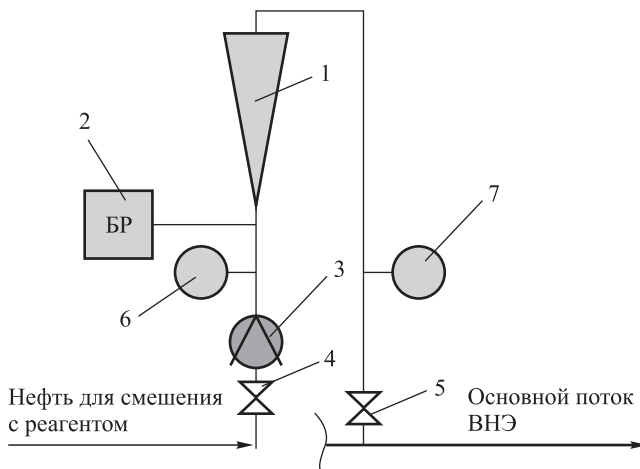


Рис. 3.3. Схема ступенчатого дозирования реагента. 1 — кавитационно-ультразвуковой диспергатор; 2 — насос-дозатор реагента; 3 — счетчик нефти; 4, 5 — вентили; 6, 7 — манометры

деэмульгатора (смесью деэмульгатора с нефтью), приготовленным в смесителе 1 в объемном соотношении 1 : 80.

В абсолютном большинстве случаев обработка нефти деэмульгатором осуществляется, как показано на рис. 1.1 настоящей книги, на ДНС, перед КСУ и перед отстойником глубокого обезвоживания. Кроме того, часть деэмульгатора используется для внутрискважинной обработки нефти. В этом случае деэмульгатор дозируется в затрубное пространство скважины и, как принято считать, играет роль депрессатора и одновременно ингибитора парафиноотложений. Залитый в скважину объем деэмульгатора марки «Реапон-4В» в количестве 20 г/т нефти перемешивается с продукцией скважины при помощи глубинного насоса, и затем полученный объем смеси после ГЗУ сливается с продукцией других скважин, среди которых одна часть прошла внутрискважинную обработку деэмульгатором, а другая часть не подвергалась подобной обработке. Следовательно, внутрискважинная обработка нефти деэмульгатором является одним из способов ступенчатой деэмульсации нефти, описанных в [14]. Кроме того, анализ механизма внутрискважинной обработки нефти и дальнейшего пути смеси до ГЗУ, ДНС и в конечном итоге до УПН показывает, что внутрискважинная обработка нефти деэмульгатором является первой ступенью деэмульсации нефти в системе сбора и транспорта нефти и газа. Поэтому израсходованный деэмульгатор на внутрискважинную обработку следует учитывать, как деэмульгатор, используемый в системе сбора и транспорта нефти и газа.

Второй ступенью обработки нефти деэмульгатором (расход деэмульгатора марки LML-4312 60 г/т) является система предварительного обезвоживания нефти на ДНС (точка подачи деэмульгатора перед оросительным сепаратором), третья — в систему сбора от насоса ДНС до приема в систему предварительного обезвоживания нефти на площадке размещения УПН (точка подачи деэмульгатора марки LML-4312 объемом 40 г/т — прием насоса ДНС), четвертая ступень — обработка нефти на приеме в концевую сепарационную установку (КСУ) или РВС предварительного обезвоживания нефти,

расположенных на площадке УПН, то есть на значительном расстоянии от ДНС (объем дозирования деэмульгатора марки LML-4312 40 г/т нефти). При необходимости нефть обрабатывается деэмульгатором марки «Реапон-4В» перед отстойником глубокого обезвоживания с расходом 10 г/т нефти и совместно с пресной водой — системой обессоливания, расход 10 г/т нефти.

Максимальный расход деэмульгатора 60 г/т нефти сосредоточен на приеме потока ВНЭ в насос на ДНС, то есть на третьей ступени дозирования. Это связано с тем, что насос ДНС расположен от головных сооружений УПН на расстоянии от нескольких км до 10–25 км. Вследствие этого деэмульгатор при прохождении в насосе откачки нефти с ДНС и по трубопроводу сбора полностью перемешивается с продукцией скважин, снижая вязкость нефти, стойкость ВНЭ и подготавливая нефть к предварительному обезвоживанию. Следовательно, в результате обработки нефти на третьей ступени, создаются условия снижения гидравлического сопротивления трубопровода транспорта нефти и ускорения процесса его предварительного обезвоживания на площадке УПН.

Проведенные исследования [21, 52–56] и практика эксплуатации систем сбора и подготовки трудноизвлекаемой, высоковязкой, тяжелой нефти на промыслах Удмуртии показали, что средний расход деэмульгатора зависит от его марки и температуры ведения процесса. Практическую универсальность для всех нефтяных месторождений Удмуртии в зимний и летний периоды года показал деэмульгатор марки LML-4312 фирмы «Налко/Эксон «Энерджи Кемикалз». Другим универсальным деэмульгатором является отечественный деэмульгатор «Реапон-4В» фирмы «СТХ». Он избирательно эффективен на одних месторождениях в зимний период и на всех — в летний. Стоимость деэмульгатора марки LML-4312 превышает стоимость «Реапон-4В» в 1,4 раза. Поэтому их применение следует проводить на основании соответствующего технико-экономического расчета.

ГЛАВА 4

Обезвоживание нефти

4.1. Общие сведения

Продукция нефтяных скважин — это жидкая среда, в которой содержатся взвешенные твердые частицы, капельки жидкости и пузырьки газа, то есть это жидкая, неоднородная среда, представляющая собой смесь пульпы, эмульсии и пены. В нефтяной отрасли эту смесь принято условно называть водонефтяной эмульсией (ВНЭ). Водная фаза ВНЭ, называемая пластовой водой, — это раствор солей, газовая — нефтяной попутный газ.

Жидкие неоднородные системы включают [57]:

- 1) пульпы — жидкие среды (нефть и вода), в которых взвешены твердые частицы;
- 2) эмульсии — нефть, в которой взвешены капельки воды и нефтяной газ;
- 3) пены — жидкие среды, включающие газовые пузырьки.

Общая характеристика пульп, эмульсий и пен следующая.

Пульпы содержат твердые частицы различных размеров. В зависимости от этого пульпы подразделяются на:

- 1) грубые — частицы размером более 100 мкм;
- 2) тонкие — частицы размером от 100 до 1 мкм;
- 3) мути — частицы размером от 1 до 0,1 мкм;
- 4) коллоидные растворы — частицы размером менее 0,1 мкм.

ВНЭ содержит взвешенные твердые частицы размером от самых мельчайших до 100 и более мкм, при этом основная масса твердых

частиц имеет размеры порядка 10 мкм [5, 57–63]. Поэтому все составляющие фазы ВНЭ следует относить к тонким пульпам.

Дисперсионный состав пульпы не остается постоянным во времени, так как имеет место процесс слипания частиц, то есть *коагуляции*. Очевидно укрупнение частиц облегчает процесс разделения пульпы. Поэтому часто искусственно усиливают процесс коагуляции. Например, перед утилизацией водной фазы в пласт ее обрабатывают коагулянтами — веществами, образующими в пульпе объемистые хлопьевидные осадки. Коагулянтами могут служить серноокислый алюминий, глинопорошок и другие вещества [57, 60–64]. Укрупнение частиц суспензии достигается здесь включением их в образующиеся хлопья, что часто называется *флокуляцией*. Флокуляция ускоряет процесс осаждения частиц в начальной стадии отстаивания, но вследствие рыхлости хлопьев затрудняет конечное уплотнение осадка.

Эмульсии. Содержание водной фазы в нефти колеблется в широких пределах — от долей процента до 90 % и более.

При подъеме обводненной нефти от забоя скважины до ее устья и дальнейшем продвижении по промысловым коммуникациям происходит непрерывное перемешивание нефти с пластовой водой, нефтяным газом и механическими примесями, сопровождаемое образованием стойких ВНЭ. При этом эмульсии, обладая свойством *обращения* фаз, могут менять свои свойства, так как при увеличении концентрации капель воды (диспергированных частиц) дисперсная фаза сливается в сплошной объем воды, то есть превращается в дисперсионную среду, а сплошной объем нефти (дисперсионная среда) дробится на мелкие капли, превращаясь в дисперсную фазу [41] и обратно.

Решающими параметрами, определяющими степень дисперсности ВНЭ при ее движении, являются скорость потока, величина поверхностного натяжения на границе раздела фаз, масштаб пульсации, давления и скорости потока при прохождении ВНЭ через запорную арматуру, при внезапном расширении или сужении потока и др.

Скорость потока при движении ВНЭ от забоя скважины до конечных пунктов транспортирования изменяется в широких пределах. Особенно большие изменения ее, а следовательно, и дисперсности наблюдаются при прохождении смеси через штуцерные устройства, газовые сепараторы, центробежные насосы. В этих местах скорость потока и турбулентность возрастают, как правило, на 1–2 порядка, что приводит к уменьшению диаметров глобул воды в десятки и сотни раз.

У устья скважины, как показано в [41], до 98 % эмульгированной воды сконцентрировано в основном в каплях размером до 200 мкм. При подходе ВНЭ к сепаратору их размер снижается до 4 раз. После газового сепаратора 95 % воды представлено каплями размером уже 10–15 мкм. При этом существенно увеличивается объем эмульгированной воды в каплях размером 3–5 мкм. Это означает, что в интервале скважина–сепаратор каждая капля воды оказывается раздробленной в среднем на 4 части, в сепараторе раздробленные капли еще дробятся на 640 капель, а первоначальная капля после сепаратора оказывается измельченной в итоге на 2560 более мелких.

Таким образом, размеры капель воды в нефти оказываются равными размерам твердых частиц, то есть порядка 10 мкм [5, 58]. Но капельки воды способны с большой скоростью коагулировать в более крупные уже в начальной стадии их зарождения, а затем и в сплошной объем воды так, что ВНЭ оказывается способной к расслоению на две несмешивающиеся жидкости: нефть и воду.

Стойкость эмульсии определяется в основном размерами капель и прочностью бронирующих их оболочек (см. выше), образованных в результате адсорбции на границе раздела нефть–вода асфальто-смолистых веществ и тугоплавких парафинов, а также флотации капельками воды частиц механических примесей [9].

Степень раздробленности капель воды в нефти называется дисперсностью эмульсии. Дисперсность эмульсии является важным понятием свойства эмульсии и характеризуется тремя параметрами:

— диаметром капель воды, d ;

- обратной величиной диаметра капель воды, $D = \frac{1}{d}$;
- удельной межфазной поверхностью, $K = \frac{\sum f}{\sum v}$, где $\sum f$ — суммарная поверхность всех капель воды, $\sum v$ — суммарный объем капель воды.

Очевидно, что с увеличением D и K устойчивость эмульсии повышается [10–14].

Устойчивость эмульсии определяется временем ее существования и выражается формулой [15, 16, 20]

$$\tau = \frac{H}{\nu}, \quad (4.1)$$

где H — высота столба эмульсии, м; ν — средняя линейная скорость расслоения эмульсии, м/с.

Различают *агрегативную* и *кинетическую* устойчивость, при этом первая характеризует способность капель к коагулированию, а вторая — к расслоению ВНЭ на нефть и воду.

Коагулирование капель воды тормозится так называемой бронирующей оболочкой, состоящей из нефти, асфальтосмолопарафиновых соединений и частиц механических примесей, являющихся *природными эмульгаторами* (рис. 4.1).

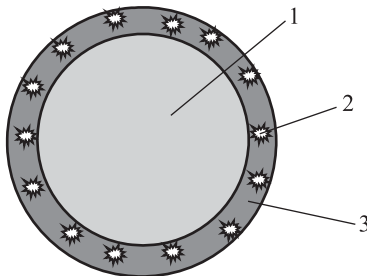


Рис. 4.1. Фрагмент водонефтяной эмульсии: 1 — капля диспергированной в нефти воды; 2 — частицы механической примеси; 3 — бронирующая оболочка

При этом каждая из твердых частиц покрывается пленкой нефтепродуктов, и под действием сил поверхностного сцепления они совместным действием еще более повышают прочность бронирующей оболочки.

Пены. Пена может быть грубодисперсной и тонкодисперсной. Прочность и устойчивость пены за висит от дисперсности, свойств и концентрации поверхностно-активных веществ, обусловивших их образование. Тонкодисперсная пена более устойчива. Разрушение пены производится механическим путем, например разбиванием орошающей жидкостью, а также химическими и термическими способами, в частности гашением адсорбирующими веществами или водяным паром и т. п.

Разделение жидких неоднородных систем возможно различными способами, в частности гравитационным отстаиванием, фильтрацией и центрифугированием.

На нефтепромыслах широко распространены процессы обезвоживания нефти, очистки воды от нефтепродуктов и механических примесей методом гравитационного отстаивания и в меньшей мере — процессы фильтрации и центрифугирования.

4.2. Гравитационное отстаивание

Гравитационное отстаивание — это процесс разделения жидких неоднородных сред на составляющие фазы под действием сил тяжести.

При этом для повышения скорости процесса необходимо снизить вязкость дисперсионной среды, что достигается за счет повышения ее температуры или деэмульсации. Однако повышение температуры приводит к росту технологических потерь нефти и к усилению коррозионного износа оборудования. Поэтому процесс обезвоживания нефти следует проводить при оптимальном тепловом режиме или снижением вязкости нефти и прочности бронирующих оболочек обработкой их деэмульгаторами.

4.2.1. Закономерности отстаивания одиночной капли воды

Процесс отстаивания одиночной капли воды (частицы) в нефти, то есть дисперсной среды в дисперсионной фазе, может протекать в режимах свободного, стесненного и консолидированного осаждения [9, 10].

Свободное осаждение частиц протекает следующим образом.

Пусть частица a диаметром d (рис. 4.2) осаждается в объеме нефти (в дисперсионной среде) плотностью $\rho_{\text{н}}$. При этом скорость ее осаждения зависит от величин сил тяжести за вычетом архимедовой ($P = P_{\text{т}} - P_{\text{арх}}$) и сопротивления дисперсионной среды (R), направленной навстречу движению.

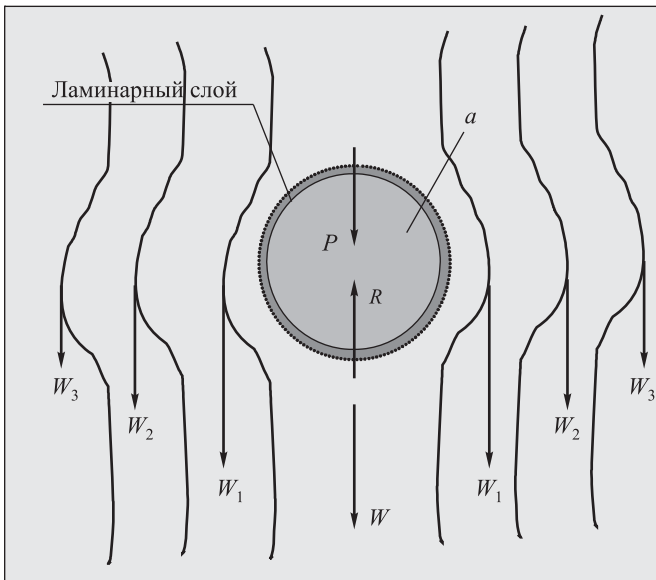


Рис. 4.2. Схема осаждения одиночной частицы в ламинарном режиме

В начальный момент осаждения частица движется под действием движущей силы P ускоренно.

С возрастанием скорости осаждения возрастает и сила сопротивления среды R . Поэтому наступает момент, когда R достигает величины, равной P , и частица начинает осаждаться с постоянной скоростью. Эта скорость называется *скоростью осаждения* (w_{oc}), значение которой необходимо для ведения расчетов процесса отстаивания, в частности при обезвоживании нефти.

При осаждении на поверхности частицы, как и на стенках трубопроводов, удерживается практически неподвижный относительно самой частицы ламинарный слой. Последующие слои, окружающие частицу, в силу наличия между ними сил внутреннего трения (вязкости) увлекаются движением частицы все с меньшей скоростью ($W_1 > W_2 > W_3$ и т. д.) по мере удаления от частицы. В результате на некотором расстоянии от частицы дисперсионная среда оказывается в состоянии покоя.

Очевидно, при медленном осаждении мелкой частицы увлекаемые ею слои нефти имеют ламинарный, слоистый характер движения.

При осаждении с большей скоростью увлекаемые частицей слои дисперсионной среды, преодолевая силы вязкости, начинают перемешиваться друг с другом, нарушая картину слоистого обтекания.

При дальнейшем увеличении скорости осаждения вызывается турбулизация среды, характеризуемая образованием струйчатых вихрей.

При осаждении частицы силы внутреннего трения R препятствуют осуществлению процесса, который обусловлен переходом кинетической энергии движения частицы в статический напор того участка среды, на который набегают движущаяся частица.

При такой трактовке гидродинамики процесса для определения величины R удобно представить обратную картину: среда набегают на частицу со скоростью w , равной скорости ее осаждения w_{oc} (рис. 4.3).

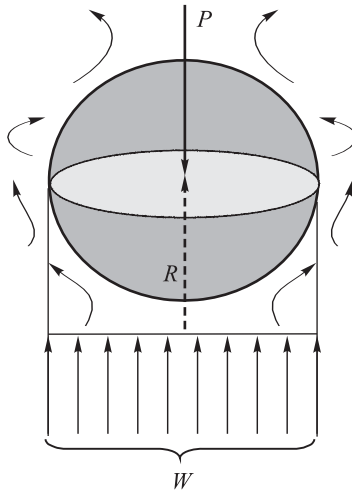


Рис. 4.3. Схема осаждения частицы в турбулентном режиме

Тогда, согласно основному закону гидродинамики (уравнения Бернулли), происходит переход кинетической энергии набегающей среды в статическое давление на частицу.

Если принять, что осаждается плоская частица, то полное давление на нее будет равно

$$P = \pi \frac{d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}. \quad (4.2)$$

Если осаждаемые частицы имеют выпуклую форму, например капли воды, то воспринимаемое частицей давление, так как боковые элементы струи набегают под углом к нормали ее поверхности, будет меньше, чем давление на плоскую стенку, и сопротивление среды R процессу осаждения снизится. Поэтому уравнение (4.1) примет следующий вид:

$$R = \xi \pi \frac{d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}, \quad (4.3)$$

в котором ξ называется коэффициентом сопротивления.

Так как сопротивление R зависит от скорости осаждения частицы, то, очевидно, основное значение в определении ее величины имеет режим движения среды вокруг частицы, определяемый величиной критерия Рейнольдса $\left(\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu}\right)$.

Иначе говоря, величина R является функцией Re , то есть $R = f(\text{Re})$. Одновременно, как видно из формулы (4.2), величина R взаимосвязана со значением ξ . Поэтому и $\xi = f(\text{Re})$.

Вследствие гидродинамической сложности явления процесса осаждения частицы значения функций $R = f(\text{Re})$ и $\xi = f(\text{Re})$ определить аналитическим путем не удастся. Решение задачи возможно только на основе теории подобия, например *методом анализа размерностей*.

Это делается следующим образом.

Исходя из того, что R должно являться какой-то функцией параметров, определяющих величину критерия Re , то есть $R = f(w, d, \rho, \mu)$, представим это уравнение в виде степенной зависимости

$$R = Aw^a d^b \rho^c \mu^g \quad (4.4)$$

и выразим все величины через их размерности:

$$\frac{\text{КГМ}}{\text{с}^2} = A \left(\frac{\text{М}}{\text{с}}\right)^a (\text{М})^b \left(\frac{\text{КГ}}{\text{М}^3}\right)^c \left(\frac{\text{КГ}}{\text{МС}}\right)^g.$$

По требованию согласования размерностей должны иметь место равенства

$$\text{по кг } 1 = \text{в} + \text{г},$$

$$\text{по м } 1 = \text{а} + \text{б} - 3\text{в} - \text{г},$$

$$\text{по с } -2 = -\text{а} - \text{г}.$$

В полученных уравнениях выразим три показателя через четвертый:

$$\text{в} = 1 - \text{г},$$

$$\text{а} = 2 - \text{г},$$

$$\text{б} = 2 - \text{г}.$$

Подставив последнее в уравнение (4.3), получим

$$R = Aw^{2-\gamma}d^{2-\gamma}\rho^{1-\gamma}\mu^\gamma.$$

Группируя множители с одинаковыми буквенными показателями, видим, что

$$R = A \left(\frac{\mu}{wd\rho} \right)^\gamma d^2 \rho w^2, \quad \text{или} \quad R = (A \operatorname{Re}^{-\gamma}) d^2 \rho w^2. \quad (4.4a)$$

Очевидно, здесь выражение $A \operatorname{Re}^{-\gamma}$ — безразмерный коэффициент. Пусть $(A \operatorname{Re}^{-\gamma}) = \psi$, тогда уравнение (4.4a) примет следующий вид:

$$R = \psi d^2 \rho w^2. \quad (4.4б)$$

Сравнение уравнений (4.2) $R = \xi \pi \frac{d^2}{4} \rho \frac{w^2}{2}$ и (4.4б) $R = \psi d^2 \rho w^2$ показывает, что коэффициент сопротивления ξ в уравнении (4.3) равен

$$\xi = \frac{\psi d^2 \rho w^2}{\frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{w^2}{2}} = \frac{8}{\pi} \psi, \quad \text{или} \quad \xi = \frac{8}{\pi} (A \operatorname{Re}^{-\gamma}) = \left(\frac{8}{\pi} A \right) (\operatorname{Re}^{-\gamma}), \quad (4.4в)$$

то есть коэффициент сопротивления является однозначной функцией критерия Рейнольдса: $\xi = f(\operatorname{Re})$.

На практике, в частности при ведении процесса обезвоживания нефти, одновременно осаждаются частицы самых разных размеров. При осаждении сферической частицы малого диаметра сила внутреннего трения между движущимися с разной скоростью слоями описывается уравнением Стокса [57], отвечающим осаждению частицы в ламинарном режиме (см. выше):

$$R = 3\pi d \mu_{\text{н}} w_{\text{ос}}, \quad (4.5)$$

где $\mu_{\text{н}}$ — вязкость нефти.

По всей вероятности, для определения w_{oc} необходимо силу сопротивления дисперсионной среды R приравнять движущей силе процесса осаждения P , которая определяется по уравнению

$$P = \frac{\pi d^3}{6} g(\rho_v - \rho_n), \quad (4.6)$$

где ρ_v и ρ_n — плотности частицы (капли воды) и нефти.

Учитывая, что при осаждении $R = P$, можно записать

$$3\pi d\mu_n w_{oc} = \frac{\pi d^3}{6} g(\rho_v - \rho_n),$$

откуда

$$w_{oc} = \frac{d^2 g(\rho_v - \rho_n)}{18\mu_n}. \quad (4.7)$$

Как было показано выше, величина w_{oc} прямо влияет на значение коэффициента сопротивления ξ . Поэтому он должен находиться из условия равенства уравнений (4.4) и (4.2).

Поэтому ξ , отвечающий осаждению частиц по закону Стокса (в ламинарном режиме), должен быть равным

$$\xi = \frac{R}{\frac{\pi \cdot d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}} = \frac{3 \cdot \pi \cdot d \cdot \mu_n \cdot w_{oc}}{\frac{\pi \cdot d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}} = \frac{24}{\frac{wd\rho_n}{\mu_n}} = \frac{24}{Re}. \quad (4.8)$$

При осаждении каплей воды большего диаметра, в сравнении каплями, закономерность осаждения которых описывается законом Стокса, протекает в переходном режиме.

Ввиду того что скорость w_{oc} в переходном режиме также находится из условия равенства силы сопротивления среды $R = \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}$ к движущей силе процесса $P = \frac{\pi d^3}{6} g(\rho_v - \rho_n)$ и является определяющим параметром критерия Re , получается, что искомая скорость w_{oc} входит и в число Re , и в коэффициент сопротивления ξ . Поэтому аналитически решить эту задачу достаточно сложно,

она определяется только на основании анализа экспериментальных данных.

Решение задачи облегчается применением математического искусственного приема путем использования зависимости $\xi Re^2 = f(Re)$ и далее проводится методом пробных расчетов следующим образом.

Из уравнения $R = \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}$ следует, что $\xi = \frac{R}{\frac{\pi d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}}$. Про-

изведение ξ на Re^2 (комплекс) будет равно

$$\xi Re^2 = \frac{R}{\frac{\pi d^2}{4} \rho_n \frac{w_{oc}^2}{2}} \frac{w_{oc}^2 d^2 \rho_n^2}{\mu_n^2} = \frac{8 \rho_n}{\pi \mu_n^2} R.$$

Известно, что при установившемся движении $R = P$, поэтому

$$\xi Re^2 = \frac{8 \rho_n}{\pi \mu_n^2} \frac{\pi d^3}{6} g(\rho_v - \rho_n), \quad \text{или} \quad \frac{\rho_n d^3}{\mu_n^2} (\rho_v - \rho_n),$$

$$\xi Re^2 = 13,08. \quad (4.9)$$

В этом уравнении все параметры (d , ρ_n , ρ_v , μ_n) для определения ξRe^2 известны. Поэтому, задаваясь их значениями, легко определяется ξRe^2 для интересующих исследователя диаметров частиц.

Величины критерия Re , отвечающие каждому из найденных значений комплекса ξRe^2 , находятся после определения скорости осаждения водной фазы по следующей методике.

Создается лабораторная установка, показанная на рисунке 4.4, и проводятся опыты по определению скорости осаждения капель воды в нефти.

Для этого колба 1 частично заполняется водной фазой 2 и нефтью 3 высотой l . В слой нефти дозатором 4 подается подкрашенная капля воды через калиброванный под требуемый диаметр капилляр 4. Время отрыва капли воды из носика капилляра и время

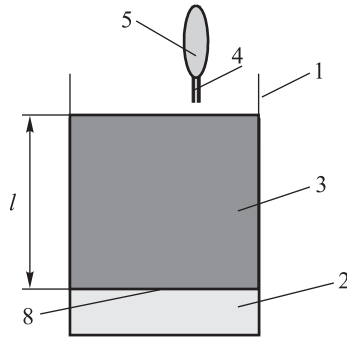


Рис. 4.4. Опытная установка для определения скорости обезвоживания нефти методом отстаивания: 1 — колба; 2 — водная фаза; 3 — нефть; 4 — капилляр; 5 — дозатор; 8 — раздел фаз

появления ее на уровне раздела фаз 8 фиксируется секундомером. Затем определяется средняя скорость осаждения капли воды заданного диаметра по формуле $w_{\text{ср}} = \frac{l}{\tau}$, где l — глубина осаждения капли воды, м, τ — время осаждения, с. Зная $w_{\text{ср}}$, а также диаметры капель воды d , плотность $\rho_{\text{н}}$ и вязкость $\mu_{\text{н}}$, легко определяется соответствующий им критерий Re по формуле $\text{Re} = \frac{w_{\text{ос}} d \rho_{\text{н}}}{\mu_{\text{н}}}$, который в последующем используется для определения коэффициента сопротивления осаждения частиц соответствующего диаметра в переходном режиме.

Исследования [46] показали, что коэффициент сопротивления ξ при осаждении твердой сферической частицы в турбулентном режиме равен 0,44. Поэтому уравнение (4.2) для этого случая принимает вид

$$R \approx 0,44\pi \frac{d^2}{4} \rho \frac{w^2}{2}, \quad (4.10)$$

где 0,44 — опытный коэффициент сопротивления осаждению твердой сферической частицы в реальной жидкости.

Полученное выражение (4.10) носит имя Ньютона.

Для определения скорости осаждения w_{oc} в турбулентном режиме движущая сила процесса приравнивается к силе сопротивления, найденной по закону Ньютона, то есть

$$0,44 \frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{w_{oc}^2}{2} = \frac{\pi d^3}{6} g(\rho_{ч} - \rho_{н}),$$

откуда

$$w_{oc} = 5,45 \sqrt{\frac{(\rho_{ч} - \rho_{н})d}{\rho_{н}}}. \quad (4.11)$$

В лаборатории подготовки нефти ОАО «Удмуртнефть» исследованы скорости осаждения 21 капли пластовой воды диаметром от 1 до 7 мм плотностью 1100 кг/м^3 , которые осаждались в нефти плотностью 895 кг/м^3 и вязкостью $0,03 \text{ Пас}$.

При этом экспериментально определенные скорости осаждения сравнены со скоростями осаждения по законам Стокса и Ньютона, характеризующим ламинарный режим осаждения ($w_{oc} = \frac{d^2 g(\rho_{ч} - \rho_{н})}{18\mu_{н}}$) и турбулентный ($w_{oc} = 5,45 \sqrt{\frac{(\rho_{ч} - \rho_{н})d}{\rho_{н}}}$) соответственно.

Результаты обобщения данного эксперимента показаны на рисунке 4.5 и сведены в таблицу 4.1, из которых видно, что фактические скорости осаждения капель воды диаметром до 2,3 мм практически полностью совпадают со скоростями, вычисленными по формуле Стокса, а диаметром свыше 4 мм — по закону Ньютона.

Скорости осаждения капель воды диаметрами в пределах от 2 до 4 мм отличаются друг от друга на значительные величины.

В таблицу 4.1 также включены исходные и расчетные величины параметров исследований для построения зависимости $\xi \text{Re}^2 = f(\text{Re})$.

После вычисления величин критерия Re , отвечающих экспериментально определенным скоростям осаждения, и комплексов ξRe^2 , найденных по формуле (4.10), строится зависимость $\xi \text{Re}^2 = f(\text{Re})$, которая приведена на рисунке 4.6.

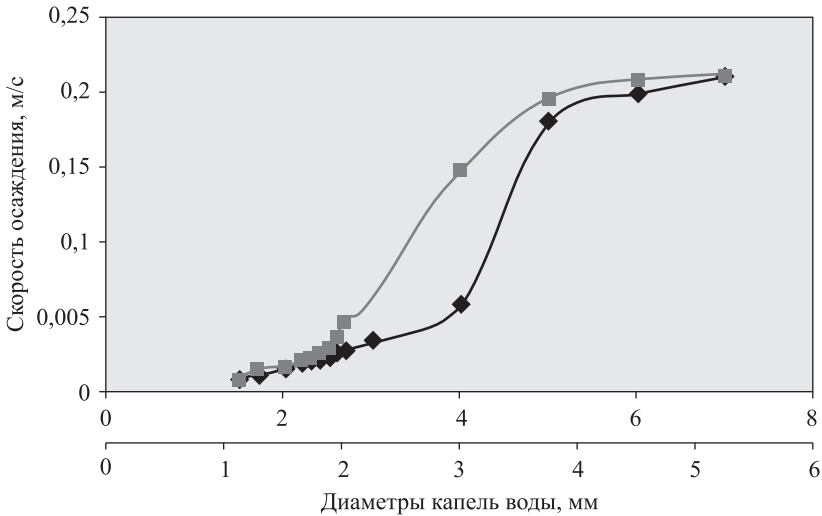


Рис. 4.5. Зависимость скорости осаждения капель воды в нефти от их диаметра

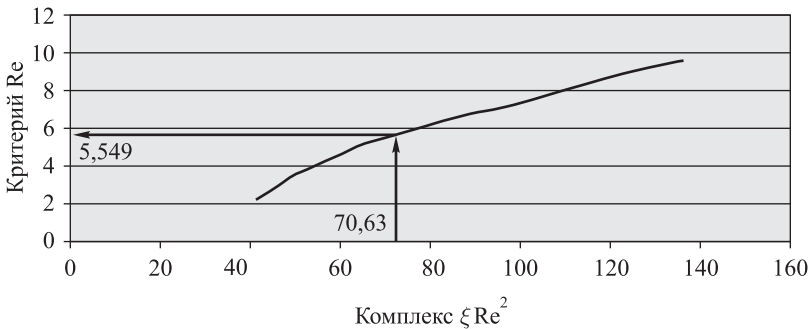


Рис. 4.6. Зависимость критерия Re от комплекса ξRe^2 переходного режима

Используя полученную зависимость $\xi Re^2 = f(Re)$, легко определяется скорость осаждения капель воды. Для этого сначала по формуле (4.9) определяется величина ξRe^2 , а затем находится, как показано на рисунке 4.5 стрелками, отвечающий этому комплексу

Таблица 4.1. Исходные данные для построения зависимости $\xi \text{Re}^2 = f(\text{Re})$

№ п.	Диаметры капель d , м	Высота осадения l , м	Время осадения τ , с	Скорость осадения w_{oc} , м/с			Критерий Re , $w_{oc} d \rho_i$ μ_i	Коэффициент сопротивления ξ			Комплекс ξRe^2 (определяется по формуле (4.10))
				полученное экспериментально	рассчитанное по формулам			режим осадения			
					Стокса	Ньютона		ламинарный	переходный	турбулентный	
1	0,0001	—	—	—	0,00004	—	0,0002	120 000	—	—	0,0048
2	0,0003	—	—	—	0,00033	—	0,003	8000	—	—	0,072
3	0,0008	—	—	—	0,0024	—	0,057	421	—	—	1,368
4	0,001	0,25	64,0	0,0039	0,0037	—	0,110	218	—	—	2,638
5	0,0015	0,25	29,0	0,0086	0,0083	—	0,371	65	—	—	8,947
6	0,0017	0,25	17,8	0,014	0,011	—	0,558	43,0	—	—	13,38
7	0,002	0,25	15,8	0,016	0,015	—	0,895	26,8	—	—	21,46
8	0,0022	0,25	12,0	0,021	0,018	—	1,181	20,3	—	—	28,31
9	0,0023	0,25	11,0	0,023	0,020	—	1,373	17,5	—	—	32,99
10	0,0024	0,25	10,0	0,025	0,021	—	1,790	—	11,3	—	36,19
11	0,0025	0,25	8,5	0,029	0,023	—	2,163	—	8,8	—	41,17
12	0,0026	0,25	7,0	0,036	0,025	—	2,900	—	5,5	—	46,66
13	0,0027	0,25	5,3	0,047	0,027	—	3,786	—	3,7	—	52,51
14	0,003	0,25	4,0	0,062	0,033	—	5,549	—	2,3	—	70,63
15	0,0033	0,25	3,5	0,073	0,036	—	7,187	—	1,9	—	97,03
16	0,0035	0,25	3,0	0,081	0,040	—	8,458	—	1,6	—	115,7
17	0,0037	0,25	2,8	0,087	0,045	—	9,603	—	1,5	—	136,7
18	0,004	0,25	2,0	0,170	—	0,164	20,287	—	—	0,420	170,6
19	0,005	0,25	1,5	0,188	—	0,180	28,043	—	—	0,43	333,3
20	0,006	0,25	1,1	0,205	—	0,200	36,824	—	—	0,42	575,9
21	0,007	0,25	0,9	0,223	—	0,210	46,569	—	—	0,36	914,6

критерий Re и далее по формуле $w_{oc} = \frac{\text{Re} \mu_n}{d \rho_n}$ скорость осадения частицы.

Такой метод определения скорости осадения является универсальным для любых сред.

Определим, например, скорость осаждения капли воды плотностью $\rho_{\text{в}} = 1100 \text{ кг/м}^3$ в нефти плотностью $\rho_{\text{н}} = 895 \text{ кг/м}^3$ и вязкостью $0,03 \text{ Пас}$. Диаметр капли воды равен $d_{\text{ч}} = 0,0033 \text{ м}$.

Для этого, используя формулу (4.9), сначала определяют комплекс $\xi \text{ Re}^2$:

$$\xi \text{ Re}^2 = 13,08 \frac{\rho_{\text{н}} d^3}{\mu^2} (\rho_{\text{ч}} - \rho_{\text{н}}) = 13,08 \frac{895 \cdot 0,003^3}{0,03^2} (1100 - 895) = 70,63.$$

Затем экспериментально определяется величина Re , которая оказывается равной $5,549$. В последующем легко находится ξ для переходного режима:

$$\xi \cdot 5,549^2 = 70,63, \quad \xi = \frac{70,63}{5,549^2} = 2,3.$$

Очевидно, определяя значения комплекса $\xi \text{ Re}^2$ и соответствующие ему экспериментальные значения Re , можно построить зависимость $\text{Re} = f(\xi \text{ Re}^2)$ (см. рис. 4.5), которая облегчит определение скорости осаждения капель воды.

На рисунке 4.6 показано стрелками, что величине $\xi \text{ Re}^2 = 70,63$ отвечает величина $\text{Re} = 5,549$, которая позволяет легко вычислить скорость осаждения капли воды:

$$w = \frac{\text{Re} \cdot \mu_{\text{н}}}{d \cdot \rho_{\text{н}}} = \frac{5,549 \cdot 0,03}{0,003 \cdot 895} = 0,062 \text{ м/с}.$$

Известно [57], что коэффициент сопротивления ξ в турбулентном режиме сохраняется постоянным и при осаждении твердой частицы сферической формы в жидкостях с малой вязкостью равен $0,44$.

При осаждении капель воды в высоковязкой нефти по причине того, что плотности их мало отличаются друг от друга и капля воды при осаждении преобразуется из сферической в продолговатую яйцеобразную форму, ξ , очевидно, должен быть меньше $0,44$. Величина ξ

в данном случае также определяется с использованием графика зависимости $\xi Re^2 = f(Re)$. В этом случае необходимо из определенной величины критерия Re и затем через кривую рассматриваемой зависимости находить значение комплекса ξRe^2 с последующим вычислением величины ξ .

Если руководствоваться значениями Re , показанными в таблице 4.1, можно построить зависимость $\xi = f(Re)$ для процесса осаждения по закону Стокса, которая представлена на рисунке 4.7. Эта зависимость должна быть прямолинейной. На рисунке 4.7 этому прямолинейному участку отвечает интервал критерия Re от нуля до 1,4 и коэффициент сопротивления $\xi = \frac{24}{Re}$.

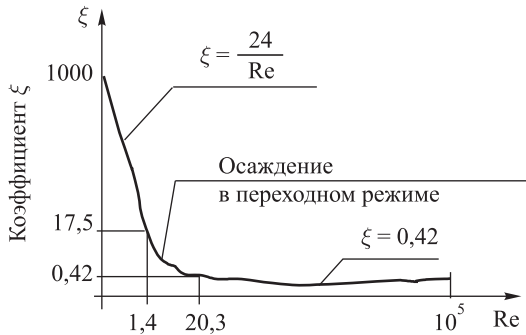


Рис. 4.7. Зависимость коэффициента сопротивления ξ от критерия Re

Анализ этой же таблицы показывает, что переходный режим устанавливается величинами Re в пределах от 1,4 до 20,3, а турбулентный — при $Re > 20,3$ с постоянным коэффициентом сопротивления $\xi = 0,42$.

При $\xi = 0,42$ скорость осаждения капли воды определится из равенства

$$0,42 \frac{\pi d^2}{4} \rho_n \frac{w_{ос}^2}{2} = \frac{\pi d^3}{6} g(\rho_v - \rho_n),$$

откуда

$$w_{\text{ос}} = 5,58 \sqrt{\frac{(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}})d}{\rho_{\text{н}}}}. \quad (4.12)$$

Обобщенная экспериментальная зависимость $\xi = f(\text{Re})$ показана на рисунке 4.7. Из ее анализа ясно прослеживается картина осаждения частиц в трех гидродинамических режимах.

Первый — осаждение в ламинарном режиме, описываемом законом Стокса ($\xi = \frac{24}{\text{Re}}$). Он существует при $\text{Re} \leq 1,4$.

Второй — переходный. В этом режиме $20,3 > \text{Re} > 1,4$.

Третий режим — турбулентный, описываемый законом Ньютона ($\xi = 0,42$). Он существует при $\text{Re} > 20,3$.

Как видно из зависимости на рисунке 4.7, переход от ламинарного режима осаждения в турбулентный совершается не резко, как это происходит при течении жидкости в трубопроводах, то есть при $\text{Re} = 2300$, а постепенно, в интервале чисел от 1,4 до 20,3. Это объясняется относительно большой, по сравнению с размерами частиц, толщиной ламинарного слоя у поверхности, которая лишь постепенно уменьшается с возрастанием величины Re . В трубопроводах же толщина ламинарного слоя пренебрежимо мала по сравнению с размерами трубы.

Исследования [57] показали, что для каждого определенного значения Re получается совершенно определенное значение ξ , независимо от того, какими значениями w , d , ρ , μ обусловлен этот Re . При обезвоживании нефти переходный режим начинается при $\text{Re} = 1,4$ и заканчивается при $\text{Re} = 20,3$, а в процессах осаждения твердых тел в средах с малой вязкостью они были равны 1 и 500 соответственно. Это различие объясняется тем, что вязкость нефти гораздо выше вязкости воды. В результате при осаждении капли воды, вследствие ее текучести и возникновения сил поверхностного сцепления с нефтью, она из сферической формы преобразуется в торпедообразную продолговатую фигуру, то есть ее исходный диаметр уменьшается в головке и увеличивается к хвосту.

сту, что приводит к повышению интенсивности начала турбулизации.

Применение закона Ньютона имеет свой верхний предел, когда частица движется очень быстро. При этом за частицей образуется вакуум, меняющий картину сопротивления среды [57].

Такие высокие скорости осаждения в нефтяной отрасли не имеют места, поэтому закономерности их остаются здесь без рассмотрения.

Применение закона Стокса имеет свой нижний предел, когда частицы менее 0,1 мкм участвуют в броуновском движении [47] и их осаждение в промышленных условиях практически невозможно.

Из практики ведения процесса, например, предварительного обезвоживания нефти на промыслах известно, что время пребывания высоковязкой нефти в отстойном оборудовании, в частности в резервуарах типа РВС, составляет порядка 5 часов. Процесс осаждения водной фазы и механических примесей в течение этого времени протекает в сложной гидродинамической обстановке, так как диаметры капель воды, концентрация водной фазы и плотность ВНЭ по высоте РВС постоянно меняются.

Пусть обезвоживанию подвергается нефть в РВС-5000. Плотность нефти при +20°C $\rho_n = 895 \text{ кг/м}^3$, вязкость $\mu_n = 0,03 \text{ Пас}$, то есть имеем дело с нефтью типа 3 по ГОСТ Р51858-2002. Плотность водной фазы $\rho_v = 1100 \text{ кг/м}^3$.

В РВС верхний уровень обезвоживаемой нефти $H_{вз} = 9 \text{ м}$, а уровень раздела фаз $H_{рф} = 4 \text{ м}$.

Скорость осаждения водной фазы в данном случае будет равна

$$w_{oc} = \frac{H_{вз} - H_{рф}}{\tau \cdot 3600} = \frac{9 - 4}{5 \cdot 3600} = 0,0003 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Так как ламинарному режиму осаждения соответствует условие $Re \leq 1,4$, то максимальный диаметр капли, осаждаемой в ламинарном режиме (критический диаметр капли), будет равен

$$d = \frac{Re \cdot \mu}{W \cdot \rho} = \frac{1,4 \cdot 0,03}{0,0003 \cdot 895} = 0,2 \text{ м}.$$

Следовательно, в переходном режиме должны осаждаться капли воды диаметром более 20 м, а в ламинарном — менее 20 м.

Очевидно, при обезвоживании нефти капли таких размеров в форме сферы существовать не могут, так как они примут форму водных каналов, стекающих в объеме нефти к уровню раздела фаз. Этот анализ показывает, что обезвоживание нефти протекает только в ламинарном режиме, и скорость процесса следует рассматривать исходя из закона Стокса.

Данный вывод подтверждается проведенными экспериментами по исследованию скорости осаждения капель воды, диаметр которых варьировался от 1,75 мм до 4 мм, в нефти Мишкинского месторождения вязкостью 0,03 Пас и плотностью 895 кг/м³. При этом экспериментально полученные скорости подвергались сравнению с расчетными скоростями по формуле Стокса. Зависимость экспериментальных и расчетных скоростей осаждения капель одного и того диаметра показана на рисунке 4.8, из которого видна их близкая схожимость.

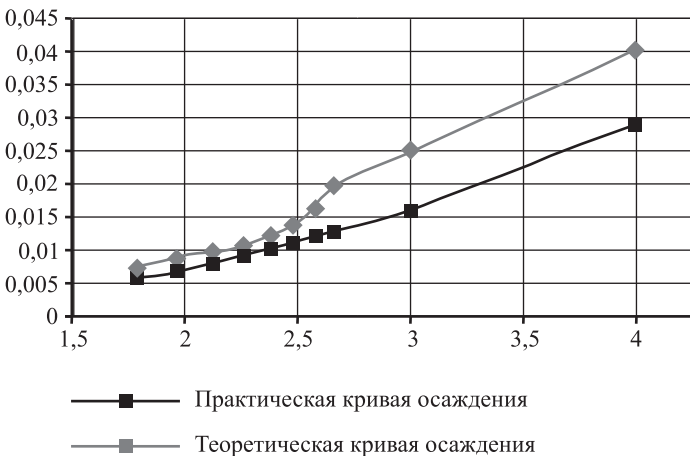


Рис. 4.8. Зависимость скорости осаждения капель воды от их диаметра для нефти Мишкинского месторождения

В [25] показано, что диспергированная в нефти вода, стабилизирующая эмульсию, имеет диаметр капель не более 0,1 мм. Следовательно, процесс осаждения капель воды в нефти происходит только в ламинарном режиме. Не вызывает сомнения, что применение отстойного оборудования с временем пребывания нефти порядка 5 часов, за которое частица диаметром 0,1 мм может пройти путь равный $0,003 \times 3600 \times 5 = 5,4$ м, вызывает излишние затраты материальных ресурсов и способствует накоплению в зоне раздела фаз межфазного слоя с высокой концентрацией механических примесей. Все это показывает, насколько важно и необходимо логически обоснованно выполнять расчет процесса обезвоживания нефти.

4.2.2. Обезвоживание нефти на промыслах

В зоне верхнего уровня (зеркала) нефти в гравитационных отстойниках обводненность нефти минимальна и содержание механических примесей не превышает 0,05 % масс. Поэтому характер осаждения воды и твердых частиц в нефти близок к закономерностям *осаждения одиночной частицы*.

По мере углубления уровня обезвоживания нефти характер осаждения воды и механических примесей в ВНЭ резко изменяется. Это связано с тем, что параметры среды, в которой идет процесс осаждения, постоянно меняются. В частности, плотность среды в верхних слоях уменьшается из-за снижения содержания воды в нефти, и наоборот, в нижних слоях возрастает по мере приближения к уровню раздела фаз. Кроме того, по мере приближения диспергированных частиц к уровню раздела фаз их число увеличивается, промежутки между частицами становятся все меньше, что обуславливает процесс обезвоживания нефти в *стесненном* режиме. Обезвоживаемая нефть, поднимаясь вверх по этим промежуткам, начинает притормаживать или даже увлекать капли воды и механические примеси с собой. При этом мелкодиспергированные частицы воды вышележащих слоев водонефтяной эмульсии, имея большую скорость осаждения, начинают настигать нижележащие. При этом скорость осаждения частиц во-

ды постепенно снижается и становится равной скорости осаждения более мелких ее фракций и даже сравнивается со скоростью осаждения присутствующих в нефти микрочастиц механической примеси. В этих сложных гидродинамических условиях начинается режим *консолидированного* осаждения (обезвоживания нефти). В результате на соответствующем уровне ВНЭ в отстойной аппаратуре, например в резервуарах типа РВС, наступает момент начала накопления частиц воды, сливающихся в сплошную водную фазу, образуя раздел фаз. Если прочность сцепления нижележащих частиц и глобул воды, а также микрочастиц механических примесей превышает силы тяжести накапливаемой воды, вода располагается в слое обезвоживаемой нефти, образуя так называемый «слоеный» пирог, состоящий из слоев воды и водонефтяной эмульсии.

Из описанного можно показать, что процесс обезвоживания нефти состоит из следующих этапов.

1. Этап осаждения одиночной капли воды.

Капли воды осаждаются со скоростью $W_{\text{в}}$, а обезвоживаемая нефть поднимается вверх к ее зеркалу со скоростью $W_{\text{н}}$.

2. Этап стесненного осаждения.

По мере приближения к разделу фаз скорость осаждения частиц снижается, так как плотность водонефтяной эмульсии в нижних слоях повышается. Поэтому капли верхних слоев, имея большую скорость осаждения, достигают нижележащие. Промежутки между каплями воды становятся меньше, и поэтому скорость всплытия нефти возрастает до такой величины, что она своим потоком может уносить воду вверх. При этом скорость движения верхних капель притормаживается, а нижних — несколько укоряется. В результате начинается накопление капель воды и их слияние в сплошную массу. Вследствие этого этап стесненного осаждения можно называть и этапом начала «уплотнения» воды.

3. Этап консолидированного осаждения.

Постепенно скорости осаждения и мелких и крупных фракций выравниваются и наступает момент консолидированного осаждения.

При этом капли воды (глобулы), окруженные бронирующей оболочкой нефти, накапливаются в виде сплошной фазы и, если прочность пленок бронирующей оболочки и силы взаимодействия между глобулами окажутся менее силы тяжести сплошной водной фазы, расположенной над глобулами, вода, освобождаясь из плена нефти, проваливается в сплошную водную фазу. Если прочность пленок бронирующей оболочки и силы взаимодействия между глобулами окажутся более силы тяжести осаждающейся водной фазы, возникают условия накопления водной фазы над межфазным слоем с образованием «слоеного пирога». При этом межфазный слой оказывается концентрированным по содержанию механических примесей, так как они, в результате смачиваемости нефтью, приобретают плотность, большую плотности нефти и меньшую в сравнении с плотностью водной фазы.

Анализируя процесс обезвоживания нефти, можно усмотреть механизмы послойного накопления воды (образование «слоистого пирога») и перехода воды из нефтяной фазы в водную.

4.2.3. Пленочная модель обезвоживания нефти

В образовании «слоистого пирога» основную роль играют микрочастицы механической примеси, размер которых за редким исключением превышает 10 мкм. Механические примеси состоят из сульфидов железа, продуктов коррозии материала трубопроводов, насосного и технологического оборудования, глины, песка, известняка и т. д. Плотность механических примесей больше плотности нефти и воды. Эти частицы осаждаются по тем же законам, что и мелкодиспергированные капли воды. Они, имея микронные размеры, эффективно смачиваются нефтью и в меньшей степени водой, прочно группируясь за счет сил поверхностного сцепления сначала в цепи, которые с течением времени трансформируются в пленки. Плотность механических примесей, покрытых пленкой нефти, меньше плотности воды, но больше плотности нефти. Поэтому они в одиночку в виде нитей или пленок накапливаются на этапе консолидированного осаждения на границе раздела фаз в отстойной аппаратуре, превращаясь в видимые невооруженным глазом глобулы.

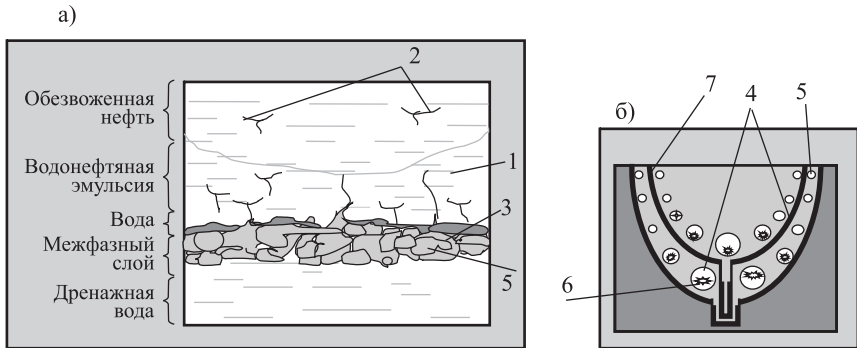


Рис. 4.9. Пленочная модель обезвоживания нефти: 1 — водонефтяная эмульсия; 2 — нити; 3 — пленки; 4 — бронирующая оболочка; 5 — капли воды; 6 — микрочастицы; 7 — блоки глобулы; а — полная модель; б — фрагмент модели

Пленочная модель обезвоживания нефти представлена на рисунке 4.9, которую следует анализировать по следующей схеме.

Мельчайшие частицы пород, сульфидов железа, нерастворимых солей в результате смачивания жидкостью и возникновения значительных сил поверхностного сцепления в объеме водонефтяной эмульсии превращаются в центры коагуляции с образованием сначала нитей 2, перерастающих в пленки 3, что способствует образованию водонефтяной эмульсии высокой стойкости.

При этом под воздействием сил земной гравитации пленки 3, располагаясь в объеме водонефтяной эмульсии, принимают вогнутую форму. На их поверхности вместе с микрочастицами, адсорбируясь, накапливаются не прореагировавшие дезэмульгаторы. Они снижают прочность пленок и одновременно разрушают бронирующую нефтяную оболочку 4 на поверхности капель воды 5. При этом капли воды 5 освобождаются из плена нефтяной бронирующей оболочки и, контактируя с вогнутой пленкой 3, постепенно укрупняясь, стекают вниз до ее впадины и после накопления прорывают ее. Если капли воды стекают по наружной стороне пленки, то они, укрупнившись до критических размеров, срываются вниз до контакта с новой

пленкой. При этом цепь пленок образует своего рода русла для транспортирования капель воды к границе раздела фаз по криволинейной траектории.

Микрочастицы 6 с каплями воды 5 также стекают по вогнутым пленкам и, концентрируясь в их впадинах, постепенно образуют так называемую «ловушечную нефть». Затем они разрывают пленку и по вновь образованным руслам так же, как и капли воды, движутся к зоне раздела фаз. По мере приближения к границе раздела фаз концентрация микрочастиц и удельная поверхность пленок возрастают. С достижением концентрации микрочастиц в пленках критической величины, равной 0,2 % масс., возросшие силы поверхностного сцепления замыкают пленки с формированием блоков, близких в идеальном случае к шарообразной форме.

4.2.3.1. Межфазный слой

В зоне раздела фаз блоки образуют межфазный слой, который с течением времени превращается в «ловушечную нефть». С образованием межфазного слоя критической толщины и прочности начинается накопление над ней четко видимого слоя водной фазы (образуется «слоеный пирог») и процесс обезвоживания нефти резко ухудшается.

Механизм образования и накопления межфазного слоя заключается в следующем.

Плотность механических примесей, смоченных нефтепродуктами, больше плотности нефти и меньше плотности воды [65]. Поэтому механические примеси за время пребывания нефти в отстойной аппаратуре в процессе ее обезвоживания накапливаются на уровне расположения водонефтяного контакта, образуя межфазный слой, и с течением времени трансформируются в «ловушечную нефть», представляющую собой глобулы воды, заключенные в нефтяные оболочки, с высокой концентрацией механических примесей. С целью снижения концентрации механических примесей на уровне расположения межфазного слоя и, следовательно, объема последнего необ-

ходимо механические примеси переводить, в зависимости от их начальной концентрации в исходной водонефтяной эмульсии, или в объем обезвоженной нефти, или в объем сточной воды или выводить из отстойника в систему автономной подготовки «ловущечной нефти» до качества товарной.

При этом, если:

- в исходной водонефтяной эмульсии содержание механических примесей не превышает 0,05 % масс. от объема обезвоженной нефти, все механические примеси можно переводить в объем обезвоженной нефти, то есть при такой ситуации необходимо использованием соответствующих устройств, процессов или технологий предотвращать образование и накопление межфазного слоя;
- в исходной водонефтяной эмульсии содержание механических примесей превышает регламентированную концентрацию в 0,05 % масс. [17], то избыточное количество их следует переводить в водный слой с последующей подготовкой воды до необходимого качества для утилизации в систему поддержания пластового давления или в поглощающие скважины (например, регламентированное максимальное содержание нефтепродуктов и механических примесей в утилизируемой сточной воде на месторождениях ОАО «Удмуртнефть» составляет 50 мг/дм³);
- накопление межфазного слоя неизбежно, то необходимо в технологической схеме подготовки нефти на промыслах предусматривать автономную систему подготовки межфазного слоя до качества товарной нефти.

4.2.4. Способы снижения накапливания межфазного слоя и «ловущечной» нефти

Предотвращение накопления межфазного слоя, с соблюдением регламентированных требований по содержанию механических примесей в товарной нефти, возможно различными способами.

Первый способ — это применение отстойного оборудования, в котором предусматривается процесс обезвоживания нефти без накопления межфазного слоя.

На практике часто применяют отстойники, в которых время пребывания высокообводненной нефти превышает время отстаивания водной фазы в 2–3 раза. Например, в отстойниках типа РВС предварительного обезвоживания нефти, в которых взлив обезвоженной нефти поддерживается равным 9–10 м, а раздел фаз — 4 м, время отстаивания водной фазы достигает 5 и более часов, а время пребывания обезвоживаемой нефти — 10–15 часов. В таких случаях одним из доступных методов предотвращения накопления межфазного слоя является сокращение времени пребывания обезвоживаемой нефти путем уменьшения ее толщины в отстойнике, что достигается повышением уровня раздела фаз с 4 м до 8,5–9,5 м. При этом толщина обезвоживаемой нефти снижается вплоть до 0,5–1,5 м. В такой ситуации не исключается вероятность захвата воды с потоком обезвоженной нефти, то есть снижения эффективности процесса предварительного обезвоживания.

Сокращение времени пребывания обезвоживаемой нефти достигается и в отстойных аппаратах вертикального исполнения. В частности, для этой цели можно использовать отстойники типа ОГ-200, реконструированные под монтаж с вертикальным расположением.

В результате сокращения времени пребывания обезвоживаемой нефти в отстойном оборудовании механические примеси будут уноситься потоком обезвоженной нефти, не успев достичь уровня водонефтяного контакта.

Второй способ — это снижение прочности нефтяных оболочек глобул путем их нагрева. При этом вязкость нефти и прочность оболочек снижаются, мелко диспергированные капли воды коагулируют в более крупные и нефть вместе с допустимым количеством механических примесей будет транспортироваться в основной поток предварительно обезвоженной нефти. С целью экономии тепловых ресурсов нагрев товарной (взятой после системы обессоливания нефти)

обезвоживаемой нефти рекомендуется осуществлять путем пропускания ее через змеевиковый теплообменник, смонтированный в корпусе отстойника той или иной конструкции.

Третий способ профилактики накопления межфазного слоя заключается в непрерывном отборе межфазного слоя из зоны накопления уже в период его начала образования, что достигается постоянным перемешиванием накапливаемого межфазного слоя, с целью экономии тепло-энергетических ресурсов, горячей дренажной водой систем глубокого обезвоживания и обессоливания, эксплуатируемых под давлением 0,3–0,6 МПа.

Четвертый способ профилактики накопления межфазного слоя — это снижение прочности нефтяных оболочек путем обработки их реагентами-деэмульгаторами, склонными к растворению в нефтяной фазе.

В случае неотвратимого накопления межфазного слоя с трансформацией его в ловушечную нефть межфазный слой периодически удаляется из отстойника при помощи перфорированного коллектора и подвергается подготовке до нефти товарной кондиции по специальной технологии [90].

На промыслах процессы эффективного обезвоживания нефти, предотвращения образования и накопления межфазного слоя, отбора в необходимых случаях ловушечной нефти для ее подготовки до товарной кондиции и отбора дренажной воды для подготовки ее к утилизации в пласт реализуются в основном комплексно.

Анализ теоретических предпосылок, закономерностей и пленочной модели обезвоживания нефти показывает, что для достижения полного обезвоживания нефти необходимо выполнять следующее основное условие: *скорость восходящего потока обезвоженной нефти на уровне ее отбора не должна превышать в идеале скорости осаждения самых мелких частиц воды* (см. раздел 4.4.3.1).

Дисперсионный состав капель воды в нефти, находящейся в отстойнике, постоянно изменяется, поэтому скорость осаждения каждой фракции, особенно в последней стадии обезвоживания, когда

в нефти остаются частицы воды размером, близким к размерам механических примесей, — труднорешаемая задача. Из практики эксплуатации отстойников на промыслах ОАО «Удмуртнефть» видно, что время обезвоживания нефти в РВС составляет порядка 5 часов. При этом на границе раздела фаз накапливается межфазный слой, концентрированный механическими примесями, плотность которых несколько ниже плотности водной фазы и выше нефтяной. Механические примеси, состоящие в основном из частиц диаметром 10 мкм [58], распределены в нефти и в воде плотностью 830–995 кг/м³ и 1030–1125 кг/м³ соответственно [65]. При этом плотность механических примесей и капель воды, покрытых нефтяной пленкой, оказывается равной 930–1008 кг/м³. Механические примеси и капли воды находятся в «плёну» нефтяной пленки, толщину которой практически определить невозможно. Поэтому аксиоматически можно утверждать, что их диаметры выше 10 мкм.

Диаметр этих частиц, если время обезвоживания принять равным 5 ч, легко определить на основании следующего анализа работы РВС.

Ранее было показано, что скорость осаждения капли воды в РВС равна 0,0003 м/с.

Так как при этой скорости осаждение протекает в ламинарном режиме, диаметр осаждаемых капель воды следует определять используя формулу

$$w_{ос} = \frac{d^2 g (\rho_v - \rho_n)}{18\mu}, \quad \text{откуда} \quad d = \sqrt{\frac{0,0003 \cdot 18 \cdot 0,03}{9,81 \cdot (1100 - 895)}} = 0,0003 \text{ м.}$$

При этом следует иметь в виду, что скорость восходящего потока нефти в РВС должна быть не более скорости осаждения капель воды. Поэтому нагрузка РВС-5000 по обезвоженной нефти в этом случае не должна превышать

$$L_n = \frac{0,0003 \cdot \pi \cdot 22,68^2 \cdot 3600}{4} = 436 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}},$$

где 22,68 — диаметр РВС-5000, м.

Здесь $Re = \frac{0,0003 \cdot 0,3 \cdot 10^{-3} \cdot 895}{0,03} = 0,001$, то есть $Re < 1,4$, следовательно, процесс осаждения протекает в ламинарном режиме. Поэтому если расчет отстойных аппаратов (определение скорости обезвоживания нефти) проводить используя формулу (4.7), то он даст наиболее достоверные результаты.

Во-вторых, условием достижения успеха при обезвоживании нефти является технически грамотная организация отбора обезвоженной нефти с минимально допустимыми линейными скоростями и предотвращение образования в объеме обезвоживаемой нефти так называемых гидравлических водных каналов, соединяющих уровень раздела фаз с потоком обезвоживаемой нефти в точке ее сбора, которые были визуальным обнаружены при выполнении исследовательской работы [65].

Обезвоживание нефти на месторождениях в настоящее время в зависимости от ряда факторов [25] осуществляется:

- в оборудовании промысловых систем сбора, включая трубопроводы, концевые сепарационные установки, резервуары предварительного обезвоживания, горизонтальные отстойники глубокого обезвоживания нефти, резервуары товарных парков;
- на автономных обезвоживающих термохимических установках;
- в блочных деэмульсаторах и электродегидраторах;
- на автономных обезвоживающих установках, деэмульсаторах и электродегидраторах, работающих в блоке с промысловыми системами или каплеобразователями;
- при перекачке нефти в интервалах:
 - а) между промысловыми товарными парками;
 - б) между промысловыми товарными парками и головными сооружениями магистральных нефтепроводов;
 - в) между головными сооружениями и товарно-сырьевыми базами нефтеперерабатывающих заводов.

Во всех перечисленных случаях, как установлено исследованиями [65, 67], с целью предотвращения образования направленных

гидравлических потоков из зоны раздела фаз к точке отбора обезвоженной нефти, скорость отбора ее не должна превышать скорости обезвоживания (восходящего потока) нефти более чем в 500 раз.

4.3. Методика расчета процесса обезвоживания нефти отстаиванием

4.3.1. Расчет отстойника обезвоживания нефти

Расчет процесса обезвоживания нефти следует проводить по следующей методике.

1. Задаются исходные данные:

- производительность отстойника по исходной ВНЭ, $V_{\text{ВНЭ}}$, и обезвоженной нефти, $V_{\text{н}}$;
- содержание воды в исходной ВНЭ, $W_{\text{ВНЭ}}$;
- содержание воды в предварительно обезвоженной нефти, $W_{\text{отс}}$;
- плотности нефти, $\rho_{\text{н}}$, и водной фазы, $\rho_{\text{в}}$;
- вязкость обезвоженной нефти (нефти) $\mu_{\text{н}}$;
- диаметр осаждаемой капли воды, d (при обезвоживании высоковязкой нефти d принимается равным 0,003 м);
- время ведения процесса (время пребывания нефти в отстойнике), приравненное времени пребывания эмульсии предварительно обезвоженной нефти, τ ;
- высота эмульсии обезвоживаемой нефти в отстойнике, приравненное расстоянию от уровня раздела фаз до зеркала предварительно обезвоженной нефти, H .

2. Расчет ведется по следующей схеме.

2.1. Определяется объем эмульсии предварительно обезвоженной нефти, отбираемой из отстойника в единицу времени, $V_{\text{пон}}$:

$$V_{\text{пон}} = \frac{V_{\text{н}} W_{\text{отс}}}{(1 - W_{\text{отс}})}.$$

2.2. С использованием уравнения расхода (2.31) вычисляется диаметр отстойника, $D_{отс}$:

$$V_{пон} = W_{пр} \frac{\pi D_{пон}^2}{4}, \quad \text{откуда} \quad D_{отс} = \sqrt{\frac{4V_{пон}}{\pi W_{пр}}}.$$

2.3. Вычисляется скорость осаждения капли воды по формуле (4.7):

$$W_{ос} = \frac{d^2 g (\rho_v - \rho_n)}{18 \mu_n}.$$

2.4. Устанавливается режим осаждения капли воды и выбирается объективное значение $W_{ос}$. Для этого вычисляется значение критерия Рейнольдса: $Re = \frac{W_{ос} d \rho_n}{\mu_n}$. Если найденный Re окажется меньше 1,4, то расчет необходимо продолжить. Если же он окажется более 20,3 или $20,3 > Re > 1,4$, то для расчета $W_{ос}$ следует использовать уравнение (4.10) или следует проводить с использованием рисунка 4.5, то есть зависимости $\xi Re^2 = f(Re)$.

2.5. Определяются время пребывания нефти в отстойнике, $\tau_{ос} = \frac{\pi D_{отс}^2 H}{4 V_{пон}}$, и время осаждения капли воды в процессе предварительного обезвоживания нефти, $\tau_{ос} = \frac{H}{W_{ос}}$.

2.6. Проверяется требование условия $\tau_{пр} \geq \tau_{ос}$. Если требование выполняется, диаметр обезвоживаемой капли воды d и диаметр $D_{отс}$ соответствуют высоте H , если требование не выполнено — расчет необходимо откорректировать, изменяя величину d в сторону уменьшения.

2.7. Находится объем водной фазы, выделенной из нефти в единицу времени при ведении процесса предварительного обезвоживания, V_B :

$$V_B = V_{внэ} - V_{пон}.$$

2.8. Определяется объем отстойника $V_{отс}$, занятый жидкостью

$$V_{отс} = \tau (V_{пон} + V_B).$$

2.9. Высота отстойника, занятая выделенной из нефти водной фазой, будет равна

$$H_{\text{в}} = \frac{4\tau V_{\text{в}}}{\pi D_{\text{отс}}^2}.$$

2.10. Высота отстойника, занятая жидкостью, составит

$$H_{\text{отс}} = H_{\text{пон}} + H_{\text{в}}.$$

Зная $D_{\text{отс}}$ и высоту жидкости $H_{\text{отс}}$, можно подобрать или разработать отстойник соответствующей конструкции. При этом расчетно подбирается отборное устройство таких размеров, чтобы скорость отбора нефти соответствовала условию $w_{\text{от}} \leq 500w_{\text{ос}}$.

В качестве отборных устройств с пониженной линейной скоростью отбора обезвоженной нефти рекомендуется использовать отборные устройства типа цилиндра с конусами отражения направленных гидравлических каналов [58] или лоткового типа с такими же отражательными конусами [68] (См. ниже).

Производится расчет трубопроводов подачи жидкости и откачки нефти и воды исходя из условия, что линейная скорость их в трубопроводе равна 0,5 м/с для нефти или ВНЭ и 2 м/с — для водной фазы.

Выполняется расчет устройства профилактики накопления межфазного слоя (см. ниже).

4.4. Конструкции отстойных аппаратов

В технологических схемах обезвоживания нефти в качестве основного отстойного оборудования самое широкое распространение получили резервуары вертикальные стальные (РВС) и отстойники горизонтального исполнения типа ОГ, например марки ОГ-200.

4.4.1. Резервуары типа РВС

Номинальные объемы РВС, используемые на промысловых установках, стандартизированы и колеблются от 100 м³ до 10 000 м³. Основные размеры РВС приведены в таблице 4.2.

Таблица 4.2. Основные размеры РВС

Обозначение резервуара	Основные размеры, мм		Общая масса, т
	диаметр	высота	
РВС-100	5330	5510	4,98
РВС-200	6670	6870	7,51
РВС-300	8000	6870	9,93
РВС-400	8000	8240	11,05
РВС-700	10 670	8240	16,87
РВС-1000	12 000	9600	21,57
РВС-2000	14 670	12 320	36,07
РВС-3000	18 680	12 320	54,54
РВС-5000	22 680	12 270	78,37
РВС-10000	33 350	12 270	174,44

Общий вид РВС с общепринятым основным оборудованием, необходимым для его эксплуатации, показан на рисунке 4.10.

Этот РВС [26] включает корпус 1, оборудованный патрубком 2 ввода водонефтяной эмульсии с «хлопушкой» 3, устройством отбора обезвоженной нефти 4, изготовленным в виде подъемной трубы с шарниром 5, которая соединена с патрубком вывода обезвоженной нефти 6 и патрубком вывода дренажной воды 7. Кроме того, РВС оборудован указателем уровня раздела фаз 8, соединенным кабелем 9 с замерным люком 10. На крыше РВС, кроме замерного люка 10, располагаются огневые предохранители 11, гидравлический предохранительный клапан 12, дыхательный клапан 13 и световой люк 14.

Отбор обезвоженной нефти осуществляется через подъемную трубу 4, которая при помощи лебедки 15, троса 16 и роликового блока 17 может устанавливаться на заданном уровне обезвоживаемой нефти в РВС. Обратный вылив обезвоживаемой нефти из РВС предотвращается закрытием хлопушки 3, которая приводится в действие лебедкой 18 через трос 19.

Кроме указанного на рисунке 4.10 оборудования, РВС включает площадки обслуживания, люк для внутреннего осмотра и ведения

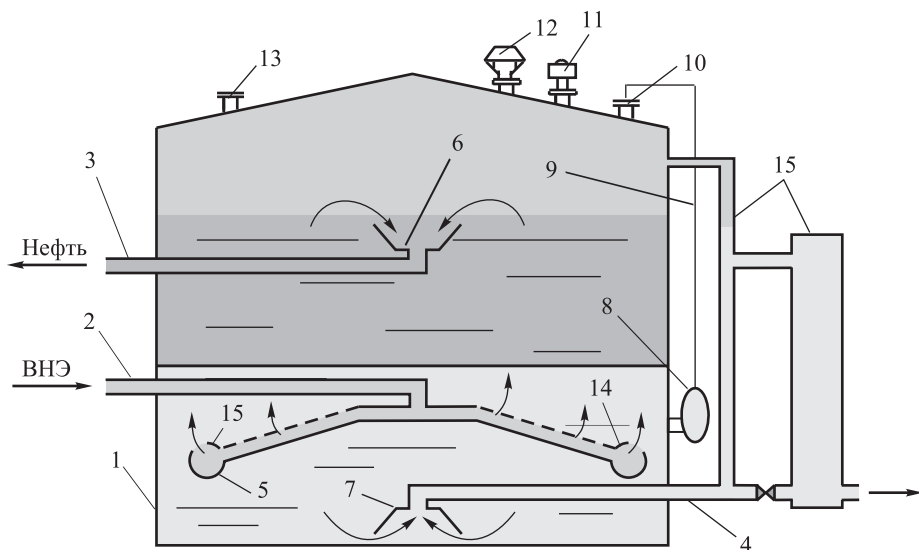


Рис. 4.11. Резервуар предварительного обезвоживания нефти конструкции «ТатНИПИнефть»: 1 — корпус; 2 — патрубок ввода водонефтяной эмульсии (ВНЭ); 3 — патрубок вывода обезвоженной нефти; 4 — патрубок вывода дренажной воды; 5 — круговой коллектор распределения эмульсии; 6 — устройство отбора обезвоженной нефти; 7 — устройство отбора дренажной воды; 8 — указатель уровня раздела фаз; 9 — трос; 10 — замерный люк; 11 — дыхательный клапан; 12 — гидрозатвор; 13 — световой люк; 14 — перфорация кругового коллектора; 15 — переливные трубы

донефтяной эмульсии осуществляется в слой дренажной воды через круговой коллектор 5, размещенный в РВС по периметру его корпуса 1. Водонефтяная эмульсия из кругового коллектора вытекает в слой дренажной воды мелкими струйками через отверстия 14, расположенные равномерно по кольцу кругового коллектора 5. При поддержании границы раздела вода–нефть выше отверстий 14 эмульсионная нефть, поднимаясь вверх, проходит через толщу воды. При этом, так как в воде содержится некоторое остаточное количество реагента-деэмульгатора, прочность бронирующих оболочек снижается

и достигается более полное удаление свободной воды из нефтяной эмульсии.

Обезвоживание тяжелой, высоковязкой, содержащей значительное количество механических примесей нефти в РВС конструкции «ТатНИПИнефть», предназначенной для обезвоживания легкой и маловязкой нефти, малоэффективно. Это связано с тем, что здесь не предусмотрены устройства разрушения гидравлических каналов, предотвращения образования и накопления межфазного слоя, системы повышения температуры процесса обезвоживания.

При ведении процесса предварительного обезвоживания нефти в резервуарах типа РВС происходят значительные технологические потери нефти. В частности, в резервуарах ОАО «Удмуртнефть» технологические потери нефти составляют порядка 0,28 % масс. [70] от объема добычи нефти. С целью устранения указанного недостатка целесообразно процесс предварительного обезвоживания осуществлять в герметизированных системах, например в повсеместно используемых горизонтальных отстойниках типа ОГ-200.

4.4.2. Горизонтальные отстойники типа ОГ-200

На рисунке 4.12 показан горизонтально расположенный отстойник марки ОГ-200П конструкции «ВНИИнефтемаш» и «Гипротюменнефтегаз» [71], предназначенный для расслоения водонефтяных эмульсий, обработанных реагентами-деэмульгаторами. Его устанавливают по ходу движения продукции скважин после системы сепарации нефти. Отстойник представляет собой горизонтальную цилиндрическую емкость 1, в которой осуществляется процесс обезвоживания нефти отстаиванием под действием сил гравитации. Водонефтяную эмульсию вводят в отстойник через патрубок с помощью двух параллельно расположенных низконапорных распределителей эмульсий 2, представляющих собой трубы диаметром 700 мм с 64 рядами отверстий, выполненных в виде продольных вырезов шириной 6 и длиной 60 мм. Вводимая в эмульсионном состоянии нефть после выхода из отверстий вертикально поднимается вверх.

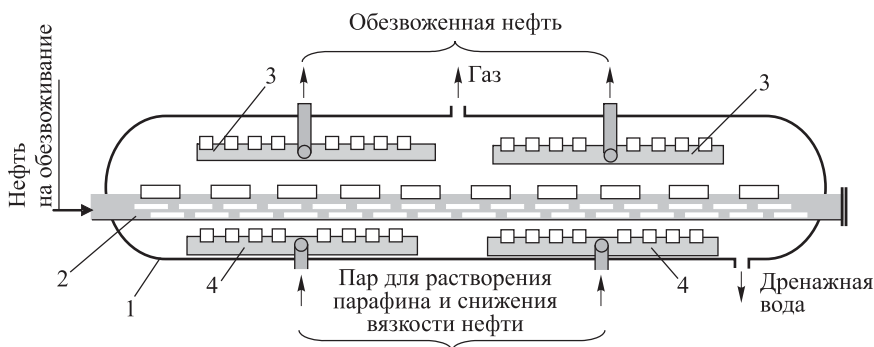


Рис. 4.12. Горизонтальный отстойник конструкции «ВНИИнефтемаш» и «Гипротюменнефтегаз»: 1 — корпус; 2 — коллектор ввода нефти на обезвоживание; 3 — коллектор вывода обезвоженной нефти; 4 — коллектор подачи пара для растворения парафина

При этом она проходит слой отстоявшейся воды, межфазный слой и в предварительно обезвоженном состоянии собирается перфорированными трубами 3 и затем выводится из отстойника через патрубок ее вывода. Отделившаяся пластовая вода дренируется через патрубок, расположенный в нижней части корпуса отстойника. Отстойник оборудован коллектором для пропарки 4, который необходим для периодической чистки распределителя 2 от отложений парафина, забивающего со временем его отверстия. В верхней части корпуса отстойника установлен патрубок с каплеотбойником для вывода нефтяного газа, выделяемого из нефти при ее обезвоживании.

Недостатком в работе данного отстойника является ухудшение работы его при длительной эксплуатации вследствие отложения механических примесей в распределителе 2 и накопления в объеме межфазного слоя.

Горизонтальный отстойник, предназначенный для обезвоживания нефти, показан на рисунке 4.13.

Он включает корпус 1, разделенный перегородкой 2 на секции приема эмульсии 3 и отстойную 4. В первой секции размещены пер-

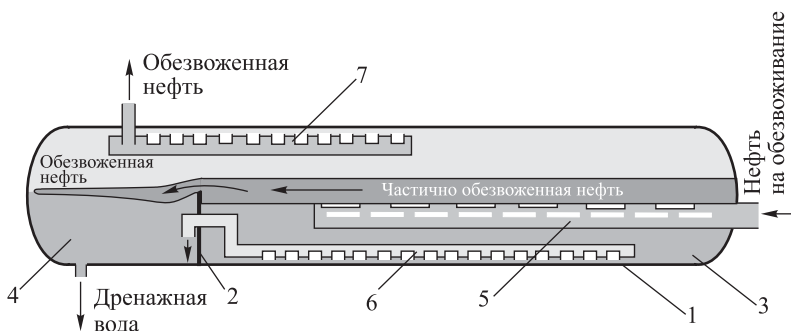


Рис. 4.13. Горизонтальный отстойник для подготовки нефти к обезвоживанию: 1 — корпус; 2 — перегородка; 3 — секция приема эмульсии нефти; 4 — отстойная секция; 5 — коллектор приема эмульсии; 6 — коллектор подачи воды в отстойную секцию; 7 — коллектор вывода обезвоженной нефти

форированные коллекторы 5 и 6 приема обезвоживаемой нефти и подачи воды в отстойную секцию соответственно.

В верхней части корпуса 1 смонтирован перфорированный коллектор отбора обезвоженной нефти 7. Отстойник также снабжен патрубками ввода эмульсии, вывода обезвоженной нефти и дренажной воды соответственно. Перфорация коллекторов 2 и 5 организована с верхним расположением, а коллектора 6 — с нижним.

Принцип работы отстойника заключается в следующем.

Эмульсия нефти поступает по патрубку и через перфорацию коллектора 5 в секцию 2 приема эмульсии, где происходит разделение подготовленной к расслаиванию ВНЭ на частично обезвоженную нефть и водную фазу. При этом водная фаза собирается в нижней части отстойника, а частично обезвоженная нефть — в зоне контакта фаз, то есть между обезвоженной нефтью, накопленной в верхней части отстойника, и зеркалом водной фазы. Затем водная фаза, загрязненная нефтепродуктами, и частично обезвоженная нефть перетекают в отстойную секцию 4 по коллектору 6 и через верхний уровень перегородки 2 соответственно, где в результате осуществления

процесса отстаивания вода очищается от нефтепродуктов, а нефть подвергается обезвоживанию. Затем обезвоженная нефть собирается в верхней части корпуса отстойника и через перфорацию коллектора 7 поступает в патрубок вывода обезвоженной нефти. Вода из секции 4 по патрубку выводится из отстойника в технологию ее дальнейшего использования.

К основному недостатку в работе данного типа отстойника относится то, что он предназначен только для обезвоживания подготовленной эмульсии к процессу обезвоживания нефти. Отстойник такого типа может успешно применяться при обезвоживании легких нефтей. Поэтому удельная производительность его по обезвоживаемой высоковязкой нефти незначительна и эффективность процесса (так как преобладающий размер капель воды в эмульсии высоковязких нефтей менее 0,1 мм) обезвоживания малоэффективна.

4.4.3. Высокоэффективная аппаратура обезвоживания нефти

Проблема создания высокопроизводительной отстойной аппаратуры в последние годы стала одной из наиболее актуальных. Применение отстойной аппаратуры с прежними технологическими характеристиками неизбежно приводит к созданию дорогостоящих и металлоемких промышленных комплексов, отвода под технологические площадки больших земельных участков, использованию значительного числа запорной, регулирующей, предохранительной арматуры, усложнению обслуживания и т. д.

Совершенствование конструкций отстойных аппаратов до недавнего времени осуществлялось в двух направлениях [61–73]:

- улучшение гидродинамики потока внутри аппарата для более полного использования их полезного объема применением, например, распределительных устройств, отстойных зон и т. д., принципы которых показаны на рисунке 4.14;
- интенсификация процессов коалесценции глобул водной фазы и отделение ее от нефти использованием перегородок для из-

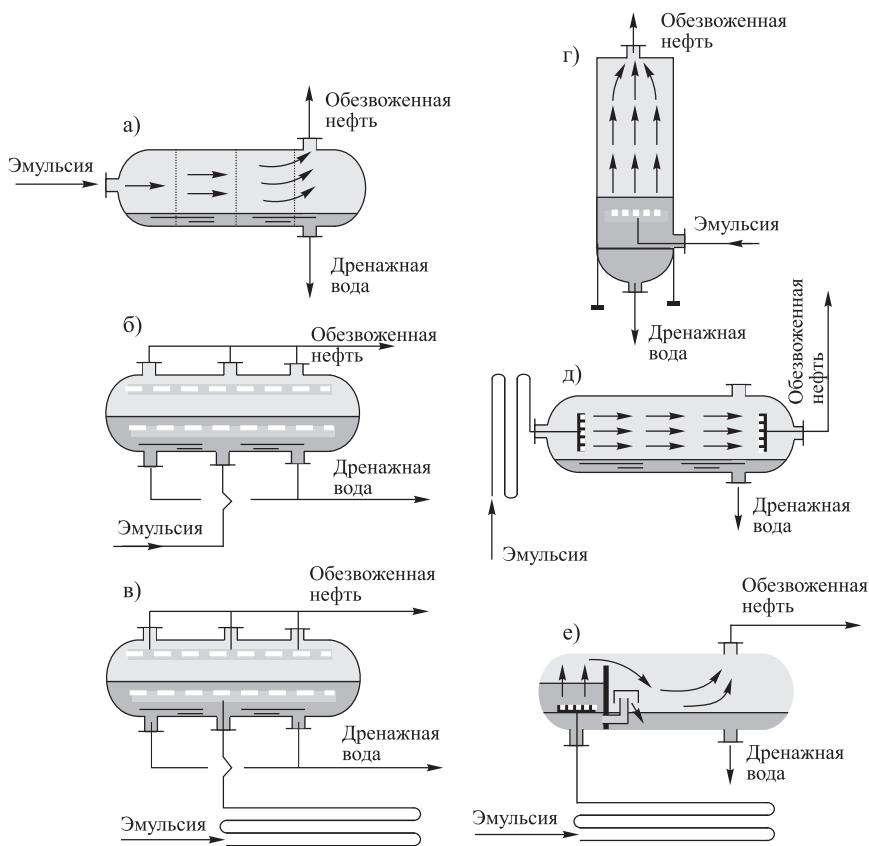


Рис. 4.14. Принципиальные схемы отстойных аппаратов различного типа: а) с перфорированной решеткой; б) с нижним распределенным вводом под слой дренажной воды и верхним распределенным отводом нефти; в) с секционным каплеобразователем, с нижним распределенным вводом эмульсии и верхним распределенным отводом нефти; г) вертикальный с секционным каплеобразователем и нижним распределенным вводом под слой дренажной воды; д) с торцевыми распределительными устройствами для ввода эмульсии и отвода нефти; е) с переливной перегородкой и промывкой нефти в слое дренажной воды

менения направления потока, ввод эмульсии под слой водяной подушки, вибровоздействие на пограничный слой, применение электрического поля и т. д.

Однако при этом достигнутый уровень производительности оказывался невысоким и задача оставалась практически нерешенной. Так, загрузка лучших отстойников по жидкости объемом 200 м³ составляет 1,2–1,3 млн т/год. Задача же состоит в том, чтобы создать аппараты производительностью, превышающей этот уровень в несколько раз. Теоретические предпосылки, объясняющие возможность достижения этого уровня, сводятся к следующему.

Производительность горизонтальных аппаратов цилиндрической формы может быть рассчитана, как рекомендуется в [25], по формуле (4.13), пригодной для капель размером менее 0,1 мм, у которых режим осаждения ламинарный:

$$Q = \frac{gd^2 \Delta p L \left\{ \pi R^2 + 2 \left[R + \sqrt{h(2R - h)} \right] \right\}}{36R\nu\rho_n}, \quad (4.13)$$

где Q — производительность; g — ускорение свободного падения; d — диаметр глобул пластовой воды; Δp — разница плотностей воды и нефти; L — длина аппарата; R — радиус аппарата; h — высота водяной подушки; ν — кинематическая вязкость нефти; ρ_n — плотность нефти.

Из формулы (4.13) видно, что производительность отстойника зависит от диаметра капли воды во второй степени, другие же параметры влияют на производительность отстойников линейно. Отсюда следует, что для увеличения производительности отстойников необходимо организовать процесс коагуляции (укрупнения) капель воды еще до того, как эмульсия попадет в зону отстоя. В этом случае, например, увеличение размеров капель воды в 3,3 раза приводит к повышению производительности отстойника в 10 раз.

При увеличении размеров капель до 0,1 мм и более скорость осаждения возрастает и производительность отстойника рекоменду-

ется определять по формуле

$$Q = \frac{2,75LR\sqrt{gd\Delta p}}{\sqrt{\rho_n}}. \quad (4.14)$$

Анализ формул (4.13) и (4.14) показывает, что теоретически производительность отстойных аппаратов при условии предварительного укрупнения капель воды может быть повышена ориентировочно до 100 раз. Учитывая ряд производственных факторов, ограничивающих возможность увеличения производительности отстойников до теоретического уровня, возможная загрузка отстойников, например типа РВС, оказывается не более чем в 10 раз выше достигнутой.

Для этого необходимо, кроме укрупнения капель воды, организовать отбор обезвоженной нефти с равномерной скоростью по всему периметру отборного устройства при максимально сниженных линейных скоростях, то есть применять отборные устройства, например, лоткового типа [69] или с отражательными конусами [65, 68].

При обезвоживании высоковязких, загрязненных механическими примесями нефтей следует, кроме указанных мероприятий, в обязательном порядке максимально использовать энергетические ресурсы для повышения температуры процесса, в отстойной аппаратуре создавать режимы, предотвращающие накопление механических примесей в виде межфазного слоя, и, если это накопление неотвратимо с адаптацией межфазного слоя в ловушечную нефть, необходимо использовать схемы отбора последней и подготовки ее до нефти кондиции товарного качества.

Общеизвестно, что подготовка тяжелых, высоковязких нефтей на промыслах приводит к загрязнению сточных вод механическими примесями и нефтепродуктами. Поэтому в системах сбора и подготовки, с целью снижения технологических потерь нефти и предотвращения отложений в трубах утилизации сточных вод, а также повышения приемистости нагнетательных скважин, особо следует уде-

лять внимание технологии подготовки сточных вод к утилизации в систему ППД [60, 73–75].

Также общеизвестно, что коэффициент сепарации тяжелой высоковязкой нефти значительно ниже коэффициента сепарации легкой нефти, что отрицательно сказывается на эффективности предварительного обезвоживания нефти. При сепарации высоковязкой нефти уносится с газом в виде капельной жидкости некоторое количество нефти. Отсюда следует, что процессу обезвоживания нефти должна предшествовать высокоэффективная технология процесса ее сепарации.

Примеры устранения отмеченных недостатков, абсолютное большинство которых реализовано в производстве, нашли отражение в работах лаборатории сбора и подготовки скважинной продукции института «УдмуртНИПИнефть» [78–84].

4.4.3.1. Отстойник на базе резервуара типа РВС

На рисунке 4.15 показан отстойник института «УдмуртНИПИнефть», созданный на базе стандартного резервуара типа РВС.

Согласно представленному рисунку 4.15, в резервуар 1 ВНЭ поступает через перфорированный кольцевой коллектор 2 ниже уровня раздела фаз. После выхода из перфорации коллектора 2 нефть, так как ее плотность меньше плотностей диспергированной воды и эмульгированной нефти, поднимается вверх с большей скоростью, чем последние. При этом происходит расслоение водонефтяной эмульсии на составляющие фазы в соответствии с теоретическими предпосылками, описанными выше.

С целью повышения эффективности обезвоживания нефти в данном РВС предусмотрено следующее.

1. Ускорение скорости обезвоживания за счет повышения температуры процесса: в резервуаре предусмотрен змеевик 7, по которому проходит товарная нефть, имеющая температуру $+40$ – $+50^{\circ}\text{C}$, системы обессоливания.

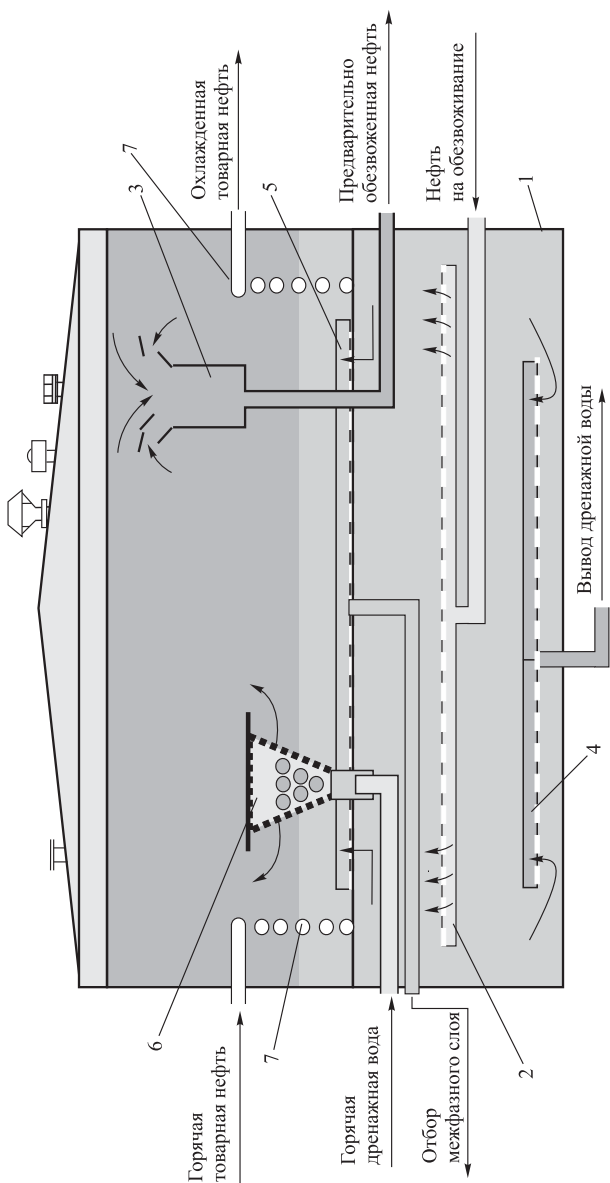


Рис. 4.15. Резервуар предварительного обезвоживания нефти конструкции института «УдмуртНИПИ-нефть»: 1 — корпус; 2 — коллектор подачи водонефтяной эмульсии в РВС; 3 — устройство для отбора обезвоженной нефти; 4 — коллектор отбора дренажной воды; 5 — коллектор отбора межфазного слоя; 6 — устройство профилактики накопления межфазного слоя; 7 — змеявик

2. Повышение глубины обезвоживания за счет снижения скорости отбора обезвоженной нефти.

При обезвоживании тяжелой, высоковязкой, высокосернистой нефти, загрязненной значительным количеством механических примесей с эквивалентным диаметром порядка 10 мкм [26], образованию межфазного слоя сопутствуют режимы уплотнения и консолидированного осаждения, когда скорости осаждения частиц всех размеров выравниваются и даже возникают условия уноса их восходящим потоком нефти. При такой ситуации важно организовать отбор обезвоженной нефти со скоростью, меньшей, чем скорость осаждения самой маленькой частицы воды. В противном случае могут возникнуть ситуации образования направленных потоков воды (гидравлических каналов) из зоны раздела фаз или уровня расположения «слоеного пирога» к точке отбора обезвоженной нефти. Об этом свидетельствуют анализы, показывающие периодическое превышение содержания воды в предварительно обезвоженной нефти в сравнении с исходной и подтвердившиеся визуально при проведении пилотных испытаний процесса предварительного обезвоживания нефти на Мишкинской УПН ОАО «Удмуртнефть» в резервуаре из органического стекла диаметром и высотой по 400 мм. Поэтому одним из важнейших условий повышения эффективности процесса обезвоживания нефти является организация отбора обезвоженной нефти с минимально допустимыми линейными скоростями, что достигается, например, за счет снижения линейной скорости отбора обезвоженной нефти использованием, как показано на рисунке 4.15, устройства 3 с отражательными конусами [57]. Отбор обезвоженной нефти на промыслах в большинстве случаев осуществляют через различные отборные устройства. Все они представляют собой трубу с одним окном или несколькими окнами для приема обезвоженной нефти в отстойной аппаратуре. При этом, в зависимости от физико-химических свойств нефти, отборные устройства обезвоженной нефти имеют самые разные специфические конструктивные особенности. Например, на рисунках 4.10 и 4.11 показаны отборные

устройства с одним окном (4 и 7 соответственно). Отборные устройства института «ВНИИСПТнефть», показанные на рисунке 4.16, изготовлены из труб в виде лучей 2 с окнами отбора обезвоженной нефти 4–7 [77].

Во всех устройствах линейная скорость отбора обезвоженной нефти, в зависимости от нагрузки на РВС по нефти, достигает 0,1–1,0 м/с, в то время как скорость осаждения воды, например, при времени пребывания нефти в РВС 5 часов, в котором взлив и уровень раздела фаз 10 м и 3 м соответственно, составляет $\frac{10 - 3}{5 \cdot 3600} = 0,0004$ м/с. Если взять РВС марки РВС-5000, у которого диаметр равен 22,68 м, и в нем подвергнуть обезвоживанию $6783 \text{ м}^3/\text{сут} = 283 \text{ м}^3/\text{ч}$ нефти, то линейная скорость отбора обезвоженной нефти по трубе диаметром 300 мм составит $\frac{283}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,3^2} = 1,1$ м/с. Это говорит о том, что скорость отбора нефти из РВС в любом варианте его эксплуатации с известными устройствами превышает допустимые значения. В идеальном случае векторы скоростей восхождения обезвоженной нефти и осаждения самой маленькой частицы должны быть равными по величине, а скорость отбора обезвоженной нефти не должна превышать их более чем в 500 раз. Но фактически, на практике обезвоженная нефть отбирается со скоростью, превышающей скорость осаждения самой мелкой капли воды в $1,1/0,0004 = 2750$ раз, то есть превышение регламентированной скорости отбора в $2750/500 = 5,5$ раза!

В результате в предварительно обезвоженной нефти часто содержание остаточной воды составляет порядка 20–40 % об. или даже периодически превышает исходное. Последнее связано, как было показано выше, с возникновением гидравлических каналов направленных потоков воды от уровня раздела фаз к отборному устройству. Это явление было выявлено при разработке технологии предварительного обезвоживания нефти Мишкинского месторождения [67]. При ведении промысловых испытаний было выявлено следующее: содержание воды в нефти, поступающей в РВС предварительного

обезвоживания, было равно 36 %, а в предварительно обезвоженной нефти увеличилось до 48–52 %. С целью выяснения причин «парадокса» исследования были продолжены в пилотном резервуаре из органического прозрачного стекла. В ходе данных исследований визуально было обнаружено образование сплошных водных каналов от уровня раздела фаз до отборного устройства предварительно обезвоженной нефти. Дальнейшими исследованиями в этой же пилотной установке с различными видами отборных устройств была доказана необходимость снижения скорости отбора предварительно обезвоженной нефти до условия $W_{от} \leq 500W_{ос}$. Следовательно, вышеуказанные недостатки в работе систем предварительного обезвоживания высоковязких нефтей исходят и из недостатков конструкций отборных устройств.

Отборная труба 4 на рисунке 4.10 имеет диаметр не более 400 мм, вследствие чего скорость отбора обезвоженной нефти достигает значительных величин.

В РВС института «ТатНИПИнефть» диаметр устройства для отбора обезвоженной нефти составляет 1–1,4 м в результате чего снижается линейная скорость отбора обезвоженной нефти, но оно не снабжено отражательными конусами, предотвращающими образование и разрушающие направленные гидравлические каналы.

В отборных устройствах института «ВНИИСПТнефть» [78] количество окон значительно (рис. 4.16), что на первый взгляд позволяет предполагать, что линейная скорость отбора обезвоженной нефти здесь не высокая, но, так как на разных месторождениях вязкости нефти отличаются друг от друга, возникают сложности в расчетах гидравлических сопротивлений по длине луча. В результате, очевидно, первые окна 4 и 5 от трубы отбора обезвоженной нефти 3 нагружаются по жидкости больше, чем остальные, и линейная скорость отбора обезвоженной нефти здесь возрастает до скоростей, близких к скорости отбора через трубу 3.

Таким образом, недостаток данной конструкции отборного устройства заключается в том, что линейная скорость отбора обез-

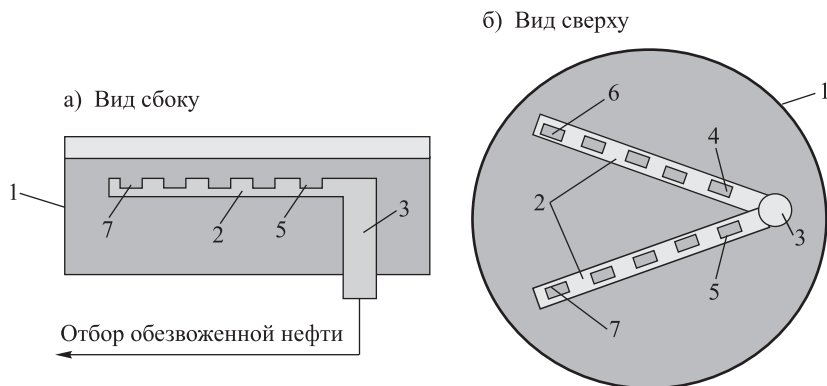


Рис. 4.16. Устройство отбора пробы института «ВНИИСПТнефть»: 1 — корпус резервуара типа РВС; 2 — лучи для отбора обезвоженной нефти; 3 — труба вывода обезвоженной нефти из РВС; 4–7 — окна для отбора нефти

воженной нефти по мере приближения от конца лучей 2 к трубе отбора обезвоженной нефти 3 резко возрастает. В результате создаются условия для захвата водной фазы потоком обезвоженной нефти с образованием гидравлических каналов.

Здесь следует сказать, что, так как достижение требуемой малой скорости отбора обезвоженной нефти в промышленных условиях трудноосуществимо и при этом образуются направленные гидравлические каналы, разрабатывая мероприятия по снижению скорости отбора обезвоженной нефти, необходимо одновременно принять меры и по разрушению упомянутых каналов водной фазы при подходе к точке отбора обезвоженной нефти. Указанным требованиям отвечает устройство для отбора обезвоженной нефти ШВ.

Отборное устройство ШВ [65] обезвоженной нефти, требующее меньших затрат на изготовление и монтаж, но менее эффективное, чем рассмотренный лотковый РВС, показано на рисунке 4.17. Оно включает стакан 1, оснащенный отражательными конусами 2 и 3 и отборной трубой 4 через коническое днище 5.

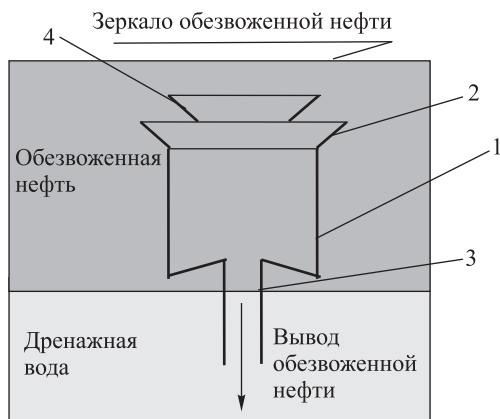


Рис. 4.17. Устройство для отбора обезвоженной нефти ШВ: 1 — корпус; 2 — отражательный конус; 3 — направляющий конус; 4 — труба вывода обезвоженной нефти

Отборное устройство работает следующим образом.

Отражательный конус 4 отборного устройства затопляется обезвоженной нефтью на уровень не менее 0,2 м. Затем начинается отбор обезвоженной нефти через стакан 1 в трубу 2 и далее на прием сырьевого насоса системы подготовки нефти.

Нефть — практически не сжимаемая жидкость. Поэтому при ее отборе из отстойника конусы 2 и 4 отражают часть обезвоженной нефти обратно в объем отстойника и тем самым, в случае образования водных каналов, разрушают их, предотвращая унос водной фазы с обезвоженной нефтью.

Испытания описанного устройства для отбора обезвоженной нефти в лаборатории подготовки добываемой продукции института «УдмуртНИПИнефть» в резервуаре диаметром и высотой по 400 мм на нефти Мишкинского месторождения ОАО «Удмуртнефть» показали превосходные результаты: удельная производительность РВС, в сравнении с отборным устройством «ВНИИСПТнефть» в виде лучей, увеличилась в 13 раз.

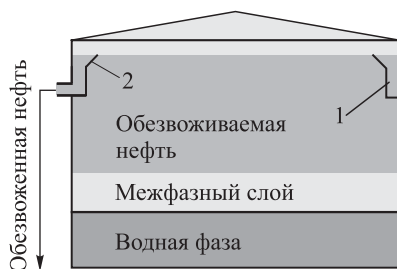


Рис. 4.18. РВС с лотковым устройством отбора нефти: 1 — лоток; 2 — отражатель направленных гидравлических потоков

Скорость отбора обезвоженной нефти можно снизить путем увеличения сечения устройства отбора ШВ или его периметра, например, оснащением отстойника, в частности, резервуара типа РВС, как показано на рисунке 4.18, лотком 1 [57] с отражателем направленных потоков 2 по его периметру.

В резервуаре такой конструкции обезвоженная нефть по всему периметру сначала поступает в лоток 1, а из лотка по трубопроводу направляется в систему подготовки товарной нефти.

Применение лоткового отборного устройства, показанного на рисунке 4.18, повсеместно используемого в химической, металлургической и строительной отраслях промышленности, может принести поразительно высокий технико-экономический эффект, так как даже замена отборного устройства в виде лучей, показанного на рисунке 4.16, на отборное устройство ШВ диаметром 1200 мм и высотой 1000 мм в РВС-5000 Чутырского УПС ОАО «Удмуртнефть» позволила остаточное содержание воды в обезвоженной нефти снизить с 20,5 % масс. до 1,5–3,5 % масс. при исходной обводненности нефти 65 % масс.

Устройство предотвращения накопления межфазного слоя.

Одним из важнейших узлов обезвоживания высоковязкой нефти, загрязненной значительным количеством механических примесей, является устройство предотвращения накопления межфазного слоя (рис. 4.19).

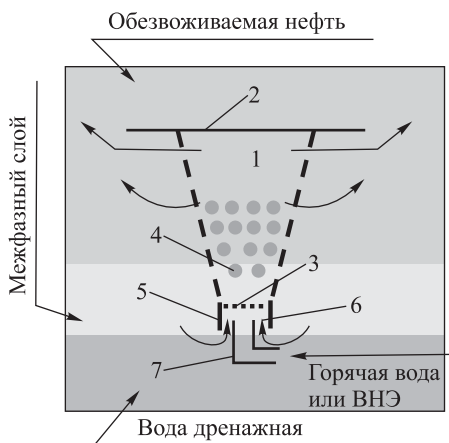


Рис. 4.19. Устройство предотвращения накопления межфазного слоя: 1 — диффузор перфорированный; 2 — крышка; 3 — решетка; 4 — подвижная насадка; 5 — горловина; 6 — кольцевой зазор; 7 — сопло

Устройство представляет собой смеситель с подвижной насадкой 4, включающий перфорированный диффузор 1, который в расширенном основании закрыт крышкой 2, а в суженном — подпорной решеткой 3, между которыми размещены элементы подвижной насадки 4 [24].

Узкое основание диффузора 1 оканчивается горловиной 5, в которую установлено, с образованием кольцевого зазора 6, сопло 7, служащее для подачи жидкости в смеситель, например ВНЭ и дренажной воды систем глубокого обезвоживания и обессоливания нефти.

Принцип работы данного устройства заключается в следующем. При вводе ВНЭ или горячей дренажной воды в смеситель через сопло 7 с высокой скоростью (порядка 10 м/с) в кольцевом зазоре 6 создается разрежение и потенциальная энергия межфазного слоя трансформируется в кинетическую. В результате межфазный слой эжектируется по кольцевому зазору 6 под решетку 3, свободное сечение которой подбирается максимально возможным (не менее 75 %) [87]. Затем жидкость сопла 7 и межфазный слой, сливаясь в единый поток в горловине 5, после решетки 3 входят в контакт

с элементами подвижной насадки 4. Элементы подвижной насадки под действием кинетической энергии потока жидкости приходят в псевдооживленное состояние и интенсивно турбулизируют ее, способствуя полной промывке межфазного слоя. При этом, если через сопло подается горячая вода, эффект промывки выше, чем при подаче ВНЭ, так как тепло горячей воды непосредственно передается межфазному слою [86], и бронирующие оболочки капель воды теряют прочность, затем разрываются под действием стирающего эффекта элементов подвижных насадок и турбулентных струй жидкости. В таких сложных гидродинамических условиях бронирующие оболочки, разрушаясь, сливаются с нефтяной фазой, насыщая ее механическими примесями, и выносятся через перфорацию диффузора 1 в объем обезвоживаемой нефти, а освобожденные из плена нефти капли воды укрупняются и с достаточно высокой скоростью осаждаются в объем накопленной в отстойнике дренажной воды.

Исследованиями установлено [87], что эквивалентный диаметр элемента подвижной насадки должен быть не более 0,1–0,12 диаметра горловины диффузора, элемент подвижной насадки может иметь разную форму, например форму колец Рашига, кубиков, сферическую и т. д.

Насыпная плотность насадки зависит от плотности и вязкости обрабатываемой жидкости и определяется, при варьировании плотности и вязкости жидкости от 870 до 1200 кг/м³ и от 0,025 до 0,25 Па соответственно, по формуле:

$$\rho_{\text{нас}} = 0,15\rho^{0,68}\mu^{0,46}. \quad (4.15)$$

4.5. Расчет отдельных узлов и систем РВС предварительного обезвоживания

4.5.1. Расчет змеевикового теплообменника

Резервуар предварительного обезвоживания нефти (рис. 4.15) содержит змеевик 7 для передачи тепла горячей товарной нефти,

обезвоживаемой потоком вводимой в РВС обезвоживаемой нефти, вытекающей через отверстия коллектора приема эмульсии в РВС 2. Методика расчета аналогичных теплообменников приведена в главе 5 данной книги.

4.5.2. Расчет отборного устройства ШВ обезвоженной нефти

Расчет отборного устройства ШВ, показанного на рисунке 4.20, проводится по следующей методике. (Схема для ее расчета приведена на рисунке 4.19.)

1. Диаметр капли воды $d_{ст}$ в объеме предварительно обезвоженной нефти, отбираемой через стакан, принимается равным 0,1 мм.
2. Определяется скорость ее осаждения в нефти по формуле 4.7:

$$W_{ос} = \frac{d_{ст}^2 g (\rho_B - \rho_H)}{18 \mu_H}.$$

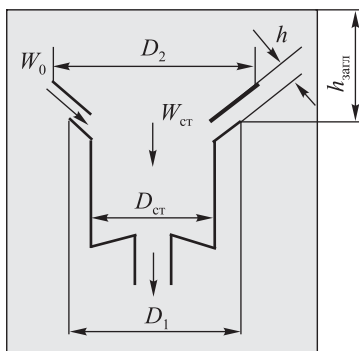


Рис. 4.20. Расчетная схема отборного устройства ШВ

3. Определяется скорость движения $W_{ст}$ предварительно обезвоженной нефти в стакане из условия $W_{ст} \leq 125 W_{ос}$.

4. Определяется $D_{ст}$ из уравнения $D_{ст} = 0,019 \sqrt{\frac{V_{пон}}{W_{ст}}}$ м.

5. С учетом $\frac{D_1}{D_{ст}} \geq 1,1$ и $W_{ст} \leq 500W_{ос}$ находится, что ширина щели h между отражательными конусами должна быть $h \geq 1,27 \frac{V_{пон}}{W_{ос}(D_{ст} + D_1)}$.

6. Большой диаметр верхнего отражательного конуса принимается равным $D_2 \geq 1,4D_1$.

7. После выполнения указанных расчетов уточняется угол наклона отражательных конусов. Расчет угла наклона отражательного конуса производится по аналогии с методикой расчета в случае применения лоткового отборного устройства, показанного на рисунке 4.17.

8. При монтаже устройства в отстойнике расстояние $h_{загл}$ от нижнего конуса до зеркала нефти принимается равным 0,5 м.

4.5.3. Расчет лоткового отборного устройства обезвоженной нефти

Схема расчета отборного лоткового устройства производится по следующей методике.

Пусть скорость течения обезвоженной нефти по сечению лоткового устройства W_1 м/с. Если лотковое устройство имеет прямоугольную форму, ее сечение будет равно $\frac{V_{пон}}{W_1} = b \cdot h$, где b и h — высота и ширина лотка, м.

При применении лоткового устройства нефть подается на обезвоживание, как показано на рисунке 4.21, по центру РВС. Так как на поздней стадии разработки месторождений обводненность нефти достигает высоких величин (80–90% и более), она всплывает по оси РВС с высокой скоростью и достигает уровня взлива, не успев обезвожиться. Поэтому расчет обезвоживания нефти при применении лоткового устройства сводится к тому, чтобы время транспорта $\tau_{тр}$ обезвоженной нефти по плоскости взлива от оси РВС до лоткового устройства было меньше времени

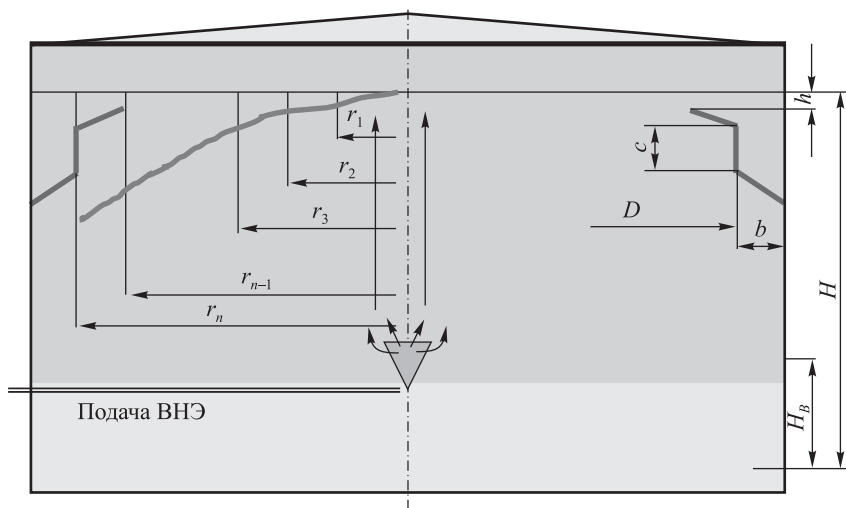


Рис. 4.21. Расчетная схема лоткового устройства обезвоживания нефти в РВС

осаждения капли воды от уровня разлива до уровня раздела фаз ($\tau_{\text{тр}} < \tau_{\text{ос}}$).

Для ведения расчета принимается, что лотковое устройство располагается ниже уровня разлива, как показано на рисунке 4.21, на расстоянии h , соответствующем объему часового поступления чистой нефти в РВС. Световое поперечное сечение лотка $F_{\text{л}}$ подбирается таким образом, чтобы течение обезвоженной нефти в нем шло со скоростью, равной $W_{\text{теч}} = 500W_{\text{ос}}$. Поэтому $F_{\text{л}} = \frac{V_{\text{пон}}}{500 \cdot W_{\text{ос}}}$.

Из конструктивных соображений рекомендуется принимать отношение ширины лотка к ее высоте, равным $b : c = 1 : 1,75$ м.

Важным моментом при конструировании лоткового устройства является подбор угла наклона отбойного козырька. Это связано с тем, что при нарушении оптимального угла наклона возможен отбор нефти с большим содержанием воды или даже образование направленных гидравлических потоков от уровня раздела фаз в отборное устройство.

С целью подбора угла наклона отбойного козырька поперечное сечение РВС разбивается на ряд условных цилиндров с радиусами $r_1, r_2, r_3, \dots, r_n$ (см. рис. 4.21). Затем ведется расчет времени пребывания обезвоженной нефти до момента входа в лотковое устройство, то есть время прохождения этой нефти от оси РВС до образующей лотка диаметром D , по уравнению

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{0,785 \cdot (D - 2b)^2 \cdot h}{L}.$$

В последующем подсчитывается, на какую глубину утонет капля воды диаметром $d = 0,1$ мм за это время:

$$\frac{1}{\tau_{\text{ос}}} = \frac{d^2 g (\rho_b - \rho_n)}{18\mu}, \quad \text{откуда} \quad l = \frac{d^2 g (\rho_b - \rho_n)}{18\mu} \cdot \tau_{\text{пр}}.$$

Аналогично подсчитывается время прохождения нефти слоем h от оси РВС до образующих каждой из условных цилиндров радиусами r_1, r_2, \dots, r_n и высоты осаждения капли воды l_1, l_2, \dots, l_n . Например, для цилиндра с радиусом $r_1 = 0,5D_1$

$$\tau_{\text{пр}_1} = \frac{0,785 D_1^2 h}{L} \quad \text{и} \quad l = \frac{d^2 g (\rho_b - \rho_n)}{18\mu} \cdot \tau_{\text{пр}_1},$$

для цилиндра с радиусом $r_1 = 0,5D_1$

$$\tau_{\text{пр}_1} = \frac{0,785 D_2^2 h}{L} \quad \text{и} \quad l = \frac{d^2 g (\rho_b - \rho_n)}{18\mu} \cdot \tau_{\text{пр}_1}, \quad \text{и т. д.}$$

После определения ряда глубин осаждения $l_1, l_2, l_3, \dots, l_n$ строится, как показано на рисунке 4.21, зависимость их величин от времени пребывания обезвоженной нефти слоем h в каждом из цилиндров. Затем, с учетом величины угла α наклона касательной к этой кривой, подбирается величина угла α_1 наклона отбойного козырька к линии горизонта из соотношения $\alpha_1 = (1,08 - 1,12)\alpha$.

4.5.4. Расчет устройства снижения накопления межфазного слоя (смесителя)

Для выполнения расчета смесителя следует задаться следующими основными исходными данными:

- расход сырья в смесителе, $V_{\text{ВНЭ}}$;
- скорость ВНЭ ($W_{\text{ВНЭ}}$) в сопле 7, принимаемая методом подбора;
- высота слоя обезвоживаемой нефти в РВС над сечением $x-x$, $H_{\text{сл}}$, м;
- плотность нефти $\rho_{\text{н}}$, кг/м³;
- плотность водной фазы $\rho_{\text{в}}$, кг/м³;
- плотность водонефтяной эмульсии $\rho_{\text{ВНЭ}}$, кг/м³;
- гидравлическое сопротивление смесителя ΔP , Па.

Цель расчета: определение объема межфазного слоя, поступающего в смеситель для перемешивания с сырьем, и основных его размеров.

Расчет проводится в следующей последовательности.

1. Определяется условный диаметр сопла ввода ВНЭ в смеситель. При этом для сечения $x-x$ составляется уравнение Бернулли:

$$\rho_{\text{ВНЭ}} \frac{W_{\text{ВНЭ}}^2}{2} - \Delta P = \rho_{\text{ВНЭ}} g H_{\text{сл}} + \rho_{\text{в}} \frac{W_3^2}{2}, \quad (4.16)$$

из которого находится скорость эжектирования межфазного слоя:

$$W_3 = \sqrt{\frac{2 \left(\rho_{\text{ВНЭ}} \frac{W_{\text{ВНЭ}}^2}{2} - \Delta P - \rho_{\text{ВНЭ}} g H_{\text{сл}} \right)}{\rho_{\text{в}}}}. \quad (4.16a)$$

При скорости эжектирования межфазного слоя W_3 , м/с, расчетный внутренний диаметр сопла будет равен

$$d_{\text{расч}} = \sqrt{\frac{V_{\text{ВНЭ}}}{0,785 W_{\text{ВНЭ}}}}. \quad (4.16б)$$

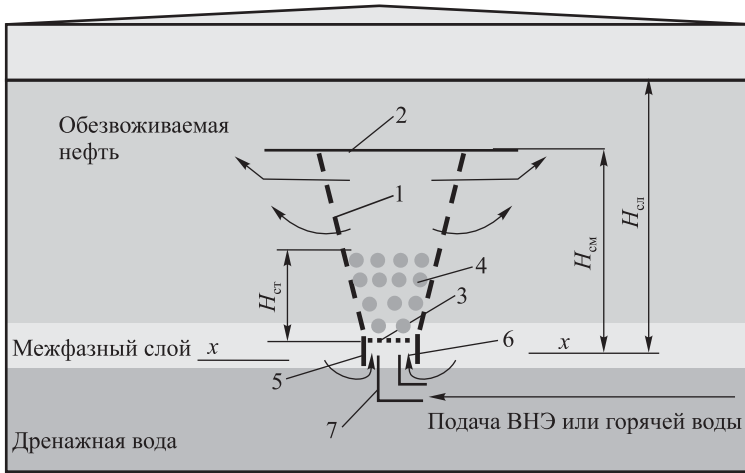


Рис. 4.22. Расчетная схема устройства предотвращения накопления: 1 — диффузор перфорированный; 2 — крышка; 3 — решетка; 4 — подвижная насадка; 5 — горловина; 6 — кольцевой зазор; 7 — сопло

Объем межфазного слоя (вернее смеси его с водной фазой), эжектируемый в смеситель составит

$$M_{\text{мс}} = \frac{\pi(d_{\text{гор}}^2 - d_{\text{нар.с}}^2)}{4} W_{\text{э}}, \quad (4.16\text{в})$$

где $d_{\text{гор}}$ — внутренний диаметр горловины, м; $d_{\text{нар.с}}$ — наружный диаметр сопла, м.

Гидравлическое сопротивление смесителя находится из уравнения [87]

$$\Delta P = 86,4 W_{\text{ВНЭ}}^{1,4} H_{\text{см}}^{-1,02} F_0^{-0,93} \text{ Па}. \quad (4.16\text{г})$$

С целью успешного ведения процесса рекомендуются следующие конструктивные параметры смесителя.

1. Свободное сечение решетки 3 принимается равным $F_0 = 75\%$ [87]. При этом зазор щели должен быть меньше эквивалентного диаметра элемента подвижной насадки 4.

2. В качестве элементов подвижной насадки 4 принимаются кольца в виде цилиндров, изготовленные, например, из стальных труб. Причем диаметр цилиндров равен их высоте, то есть они представляют из себя кольца Рашига [91]. При этом эквивалентный диаметр элементов насадки должен отвечать условию $\frac{d_r}{d_n} = 5-7$. Статическая высота насадки в перфорированном диффузоре 1 должна быть на уровне $H_{ст} = 300-500$ мм.

3. Свободное сечение перфорации диффузора составляет, так же, как и в решетке, 3,75 %.

4. Высота смесителя от решетки 3 до крышки 2 принимается равной

$$H_{см} = (3-3,5)H_{ст}. \quad (4.17)$$

5. Угол раскрытия диффузора определяется из соотношения

$$\operatorname{tg} \alpha = 0,577. \quad (4.18)$$

6. Диаметры патрубков ввода ВНЭ в РВС, вывода обезвоженной нефти и водной фазы, межфазного слоя, дренажных линий подбираются из следующих условий:

- скорость ВНЭ, межфазного слоя и обезвоженной нефти в трубе 0,5 м/с;
- скорость водной фазы 2,0 м/с.

7. Диаметры труб коллекторов отбора межфазного слоя и водной фазы принимаются равными более диаметров патрубков вывода в 1,5 раза, а сечения отверстий в них для отбора жидкости подбираются таким образом, чтобы скорость отбора была не более 0,1 м/с.

8. Высота расположения указанных коллекторов выбирается проектировщиком исходя из условий технического задания.

В результате конструктивного совершенствования внутренней начинки РВС предварительного обезвоживания нефти принимает вид, показанный на рисунке 4.15, а в результате конструктивного совершенствования отстойника глубокого обезвоживания типа ОГ-200 при вертикальном расположении — на рисунке 4.23.

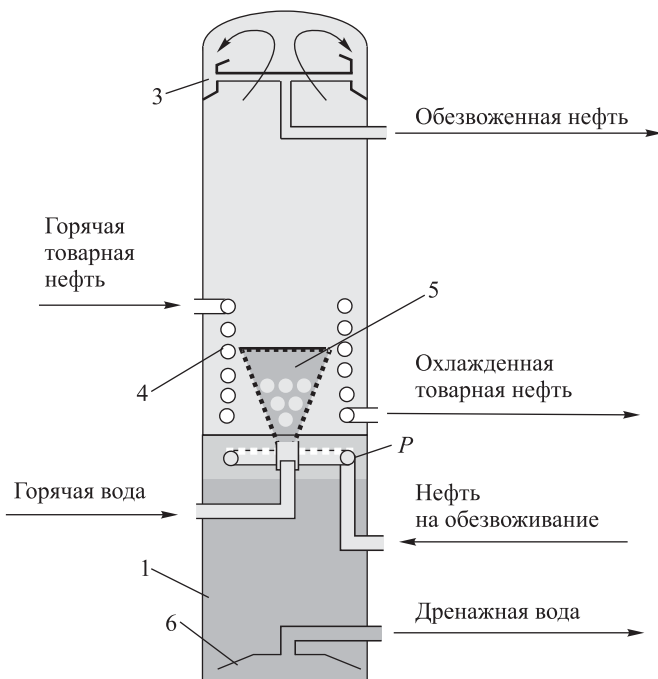


Рис. 4.23. Аппарат для обезвоживания нефти вертикального исполнения ШВ: 1 — корпус; 2 — коллектор подачи нефти на обезвоживание; 3 — лоток сбора обезвоженной нефти; 4 — змеевик; 5 — устройство профилактики накопления межфазного слоя; 6 — коллектор отбора дренажной воды

4.6. Отстойник вертикального исполнения

На рисунке 4.14г показан вертикальный отстойник с секционным каплеобразователем и нижним распределенным вводом эмульсии нефти под слой дренажной воды [25, 46]. Использование отстойников вертикального исполнения перспективнее в сравнении с горизонтальными по следующим причинам.

1. Если в горизонтальных отстойниках, например, марки ОГ-200 диаметром 3,5 м и длиной 12–23 м высота водяной подушки состав-

ляет до 1,0–1,5 м, а обезвоживаемой нефти 2,0–2,5 м, то при обезвоживании нефти высока вероятность захвата обезвоженной нефтью эмульсии или вообще водной фазы, а с дренажной водой — нефтепродуктов. При этом так как отборные устройства в таких отстойниках представляют собой перфорированные трубы, то скорость отбора обезвоженной нефти, как было показано ранее, достигает значительных величин, турбулизирующих поток с образованием направленных от уровня раздела фаз к отборному коллектору гидравлических каналов.

2. Вертикальные отстойники могут быть оснащены с гораздо меньшими затратами [164], чем отстойники горизонтального расположения, высокоэффективными отборными устройствами обезвоженной нефти и дренажной воды и только при крайней необходимости отбора межфазного слоя (ловушечной нефти) устройствами для профилактики накопления межфазного слоя, приема водонефтяной эмульсии, а также подогрева обезвоживаемой нефти горячей товарной.

3. Удельная производительность вертикальных отстойников в десятки раз превышает производительность отстойников типа РВС при сохранении на равных уровнях высот дренажной воды и обезвоживаемой нефти с принятыми на промыслах в РВС, что снижает металлоемкость отстойных аппаратов при повышении эффективности процесса.

4. Повышение удельной производительности отстойника влечет за собой снижение времени процесса, а следовательно, и вероятность накопления межфазного слоя.

5. Монтаж вертикальных отстойников требует меньших площадей на их размещение в сравнении с горизонтальными, ориентировочно до 4 и более раз.

В связи с этим для ведения процессов обезвоживания и обессоливания нефти на промыслах, а также очистки сточной воды от нефтепродуктов и механических примесей представляет значительный интерес применение отстойников типа ОГ, но вертикального исполнения (рис. 4.23).

Устройство и принцип работы данного отстойника вертикального исполнения такой же, что и принцип работы резервуара института «УдмуртНИПИнефть», показанного на рисунках 4.10 и 4.11. Достоинством отстойника вертикального исполнения, высота которого составит 12–23 м, в сравнении с отстойником типа ОГ является то, что в нем высоты обезвоживаемой эмульсии и водяной подушки составят не 1,0–1,5 м, а 6–8 м, что, очевидно, повысит эффективность обезвоживания и снизит содержание нефтепродуктов в дренажной воде. Если его сравнить с отстойником резервуарного типа, то становится ясно, что его удельная производительность в несколько десятков раз превышает производительность аналога и, кроме того, при его эксплуатации резко сократятся технологические потери нефти.

Проблема создания высокопроизводительной отстойной аппаратуры в последние годы стала одной из наиболее актуальных. Применение отстойной аппаратуры с прежними технологическими характеристиками неизбежно приводит к созданию дорогостоящих и металлоемких промышленных комплексов, отчуждению под технологические площадки больших земельных участков, использованию значительного числа запорной, регулирующей, предохранительной арматуры, усложнению обслуживания и т. д.

Совершенствование конструкций отстойных аппаратов до недавнего времени развивалось в двух направлениях:

- улучшение гидродинамики потока внутри аппарата для более полного использования их полезного объема применением, например, распределительных устройств, отстойных зон и т. д., принципы которых показаны на рисунке 4.14;
- интенсификация процессов коалесценции глобул водной фазы и отделение ее от нефти использованием перегородок для изменения направления потока, ввод эмульсии под слой водяной подушки, вибровоздействие на пограничный слой, применение электрического поля и т. д. Однако при этом достигнутый уровень производительности оказывался невысоким и задача оставалась практически нерешенной. Так, загрузка лучших отстой-

ников по жидкости объемом 200 м³ составляет 1,2–1,3 млн т/год. Задача же состоит в том, чтобы создать аппараты производительностью, превышающей этот уровень в несколько раз. Эти задачи возможно решить путем отстаивания подготовленной к этому процессу эмульсии в отстойниках вертикального исполнения.

При этом необходимо, кроме укрупнения капель воды, организовать отбор обезвоженной нефти с равномерной скоростью по всему периметру отборного устройства при максимально сниженных линейных скоростях, то есть применять отборные устройства, например, лоткового типа (рис. 4.18) или с отражательными конусами (рис. 4.17).

Пилотные исследования предварительного обезвоживания нефти Мишкинского месторождения ОАО «Удмуртнефть» с использованием отборного устройства (рис. 4.20) показали [65] возможность увеличения производительности отстойников типа РВС в 13 раз, что с достаточной достоверностью подтверждает выводы, сделанные в [46].

4.7. Обезвоживание нефти под действием центробежных сил

Процесс обезвоживания нефти гравитационным отстаиванием протекает под действием силы тяжести. Движущей силой процесса является разность плотностей воды и нефти, которая, особенно, когда имеем дело с тяжелой нефтью, незначительна, ориентировочно $1100 - 890 = 210 \text{ кг/м}^3$. Увеличение движущей силы процесса обезвоживания возможно за счет центробежных сил, возникающих, например, при гидроциклонировании или сепарации водонефтяной эмульсии [88].

При вращении эмульсии вокруг оси, помимо силы тяжести P_T , возникает центробежная сила P_C (см. рис. 4.24):

$$P_C = \frac{mu^2}{r} = \frac{P_T}{g} \frac{u^2}{r} = \frac{P_T}{g} \omega^2 r, \quad (4.19)$$

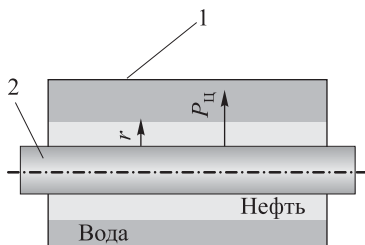


Рис. 4.24. Схема обезвоживания нефти под действием центробежной силы: 1 — цилиндр; 2 — ось вращения

где $m = \frac{P_T}{g}$ — вращающаяся масса; u — окружная скорость вращения; r — радиус вращения; $\omega = \frac{u}{r}$ — угловая скорость вращения. Очевидно, что центробежная сила в $\frac{u^2}{gr}$ или $\frac{\omega^2 r}{g}$ раз больше силы тяжести. При этом величина $\frac{u^2}{gr} = \Phi$ является фактором разделения водонефтяной эмульсии на составляющие фазы.

При выражении $P_{ц}$ через число оборотов в минуту n

$$P_{ц} = \frac{P_T}{g} \frac{\left(\frac{\pi r n}{30}\right)^2}{r} = P_T \frac{r n^2}{900}. \quad (4.20)$$

При быстром вращении центробежная сила превышает силу тяжести в сотни раз. Так, например, при радиусе вращения, равном $r = 0,25$ м, и $n = 960$ об./мин центробежная сила

$$P_{ц} = P_T \frac{r n^2}{900} = P_T \frac{0,25 \cdot 960^2}{900} = P_T \cdot 256,$$

то есть она больше силы тяжести в 256 раз.

4.7.1. Гидроциклон

Центробежная сила широко используется для разделения продукции нефтяных скважин на составляющие фазы, например, в сепараторах разных конструкций, в частности гидроциклонах.

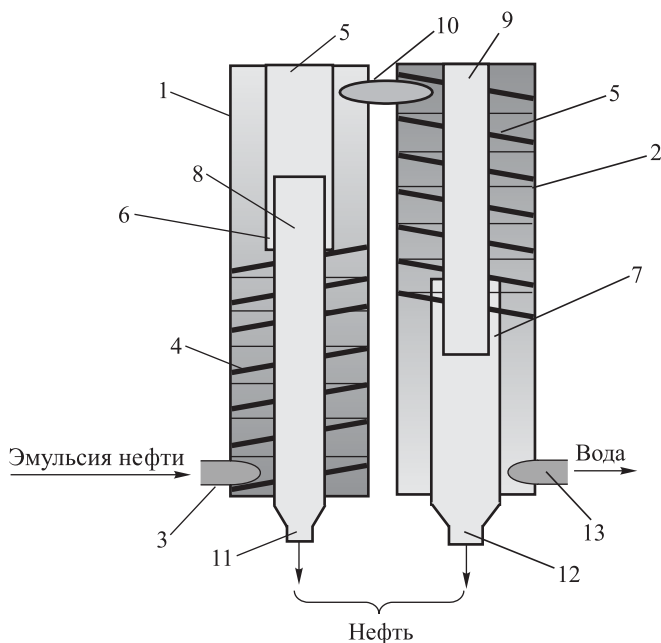


Рис. 4.25. Гидроциклон: 1, 2 — корпуса секций гидроциклона; 3 — патрубок ввода эмульсии; 4, 5 — лопасти винтовых шнеков; 6, 7 — кольцевые зазоры; 8, 9 — центральные трубы; 5, 13 — сборники нефти; 6, 11 — центральные трубы, 10 — тангенциальный патрубок; 11, 12 — патрубки вывода нефти; 13 — патрубок вывода воды

Принципиальная схема гидроциклона для обезвоживания высокообводненных нефтей, разработанная в институте «УдмуртНИПИ-нефть», показана на рисунке 4.25 [58].

Элемент этого гидроциклона включает два последовательно соединенных при помощи патрубка 10 цилиндрических корпуса 1 и 2. Корпус 1 включает патрубок приема водонефтяной эмульсии 3, шнековый винт 4, закрепленный к центральной трубе 8, которая вставлена с кольцевым зазором 6 в приемник нефти 5 и служит для вывода нефти по патрубку 11. Корпус 2 правой секции по устройству анало-

гичен корпусу 1 левой секции и дополнительно снабжен патрубком вывода воды 12.

Принцип работы гидроциклона заключается в следующем.

Водонефтяная эмульсия по патрубку 3 тангенциально поступает с большой скоростью в межвинтовое пространство винтового шнека 4 и, поднимаясь вверх, совершает вращательное движение. При этом водная фаза, за счет того, что ее плотность больше плотности нефти, под действием центробежной силы отбрасывается к стенке корпуса 1, а нефть выдавливается к стенке центральной трубы 8. Затем нефть через зазор 6 поступает в приемник 5, перетекает в центральную трубу 8 и по патрубку 11 выводится потребителю.

Выделенная водная фаза, имеющая в своем составе некоторое количество нефти, по патрубку 10 также по тангенциальной схеме поступает во вторую секцию, где она вторично подвергается разделению на нефть и воду.

Очищенная от нефти вода выводится из второй секции по патрубку 13, нефть — по патрубку 12.

Эффективность разделения водонефтяной эмульсии на составляющие фазы регулируется организацией соответствующих расходов нефти через патрубки 11 и 12.

При необходимости повышения эффективности разделения водонефтяной эмульсии на составляющие фазы гидроциклон может собираться из нескольких последовательно включенных элементов.

Гидроциклон для обработки $140 \text{ м}^3/\text{ч}$ водонефтяной эмульсии имеет следующие габаритные размеры:

- диаметр корпусов 1 и 2 по 300 мм;
- высота фильтра 1650 мм.

Гидравлическое сопротивление элемента гидроциклона в зависимости от вязкости водонефтяной эмульсии составляет 0,010–0,15 МПа.

Однако при эксплуатации гидроциклона следует учитывать, что разделение водонефтяной эмульсии на составляющие фазы протекает в турбулентном режиме течения, при котором жидкости, у которых

плотности мало отличаются друг от друга, не смогут эффективно разделяться.

4.7.2. Центробежный делитель фаз

Наиболее надежным решением проблемы разделения водонефтяной эмульсии на составляющие фазы является гидроциклонирование эмульсии нефти в центробежном делителе фаз при движении эмульсии в ламинарном режиме. Центробежный делитель фаз в ламинарном режиме конструкции «УдмуртНИПИнефть» показан на рисунке 4.26.

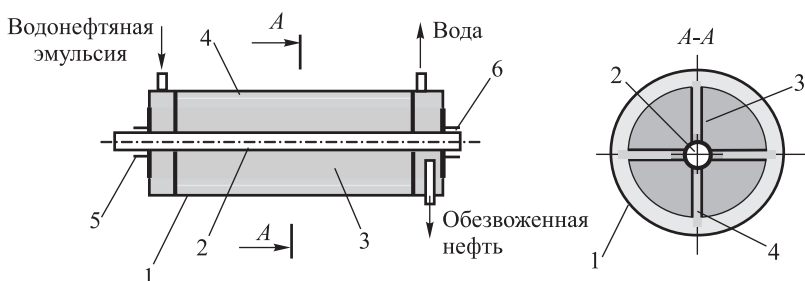


Рис. 4.26. Центробежный делитель фаз: 1 — корпус; 2 — вал; 3 — неподвижные лопасти; 4 — подвижные лопасти; 5, 6 — сальниково-подшипниковые узлы

Центробежный делитель фаз включает корпус 1, вал 2, неподвижные двойные лопасти 3, в прозоры которых установлены подвижные лопасти 4. Вал 2 опирается на сальниково-подшипниковые узлы 5 и 6. Для ввода и вывода контролируемой жидкости в корпусе 1 предусмотрены патрубки ввода водонефтяной эмульсии и вывода обезвоженной нефти и воды.

Принцип работы центробежного делителя фаз заключается в следующем.

При открытой запорной арматуре приема водонефтяной эмульсии в центробежный делитель фаз приводится во вращательное движение вал 2 от электродвигателя (привод на схеме не показан). Од-

новременно начинают вращаться закрепленные к валу неподвижные лопасти 3 и подвижные 4. При этом подвижные лопасти под действием центробежной силы прижимаются к внутренней стенке корпуса 1.

Водонефтяная эмульсия, подаваемая в корпус 1 по патрубку ее ввода, попадает в объем между неподвижными лопастями 3, замыкается в соответствующем отсеке подвижными лопастями, прижатыми к стенке корпуса 1, и вращается в ламинарном режиме в каждом отсеке в отдельности. При этом водная фаза под действием центробежной силы отбрасывается к стенке, а обезвоженная нефть накапливается в центральной части.

Приоткрывая запорную арматуру на патрубках вывода воды и нефти на соответствующие величины, устанавливается режим работы центробежного делителя фаз с отбором обезвоженной нефти и дренажной воды, которые направляются для окончательных обезвоживания и очистки от нефтепродуктов в свои или общий отстойные аппараты. Перед поступлением в отстойники обезвоженная нефть и дренажная вода оказываются полностью подготовленными к разделению на составляющие фазы, поэтому процесс разделения фаз в отстойниках протекает с большой скоростью.

4.8. Многофункциональные отстойные аппараты

Исследователи и разработчики нефтепромыслового оборудования и технологических процессов, чтобы сократить металлоемкость аппаратов, нашли возможность осуществления в одном аппарате нескольких последовательно осуществляемых процессов, например сепарации и предварительного обезвоживания нефти [25], к таким аппаратам относятся, например, трубный и каскадный делители фаз [66, 90].

4.8.1. Трубный делитель фаз

Трубный делитель фаз (ТДФ), разработанный в институте «УдмуртНИПИнефть» [89], показан на рисунке 7.8.

ТДФ представляет собой трубу, снабженную патрубком ввода продукции скважин, вывода обезвоженной нефти, дренажной воды и нефтяного газа. Внутри корпуса размещены лоток, разрушитель пленок глобул перегородки. Кроме того, ТДФ снабжен патрубком для установки предохранительного клапана и двух указателей уровня.

ТДФ выполняет функции трехфазного сепаратора. Поэтому расчет его, конструктивные параметры и технологические особенности эксплуатации описаны в главе 7 «Сепарация газа».

4.8.2. Каскадный делитель фаз

Каскадный делитель фаз (КДФ) разработан в институте «УдмуртНИПИнефть». Его эффективность пока не исследовалась в масштабах промысловых испытаний. Но по результатам пилотных испытаний [90] в промысловых условиях его можно отнести к наиболее эффективным и прогрессивным конструкциям отстойников как многофункционального действия, так и, если исключить секцию сепарации нефти, к отстойникам обезвоживания нефти.

Схема КДФ показана на рисунке 4.27.

КДФ представляет собой аппарат прямоугольной формы, состоящий из двух основных секций: сепарации нефти и обезвоживания. В свою очередь, секция обезвоживания нефти подразделяется дополнительно на три отдельные ступени, работающие в каскадном режиме, то есть уровни обезвоживаемой нефти в ступенях по ходу ее движения находятся ниже уровня предыдущей ступени.

Принцип работы КДФ заключается в следующем.

Обводненная продукция нефтяных скважин (ВНЭ) поступает в сепаратор 1 через ороситель 2 и разбрызгивается мелкими каплями. При этом свободная поверхность нефти резко возрастает и возникают условия эффективной ее сепарации. Отсепарированная нефть, частично обезвоживаясь, перетекает, как показано на рисунке 4.27 стрелкой, из левого отсека сепаратора в правый под перегородкой 3. Затем она перетекает через верх перегородки 4, контактируя с раз-

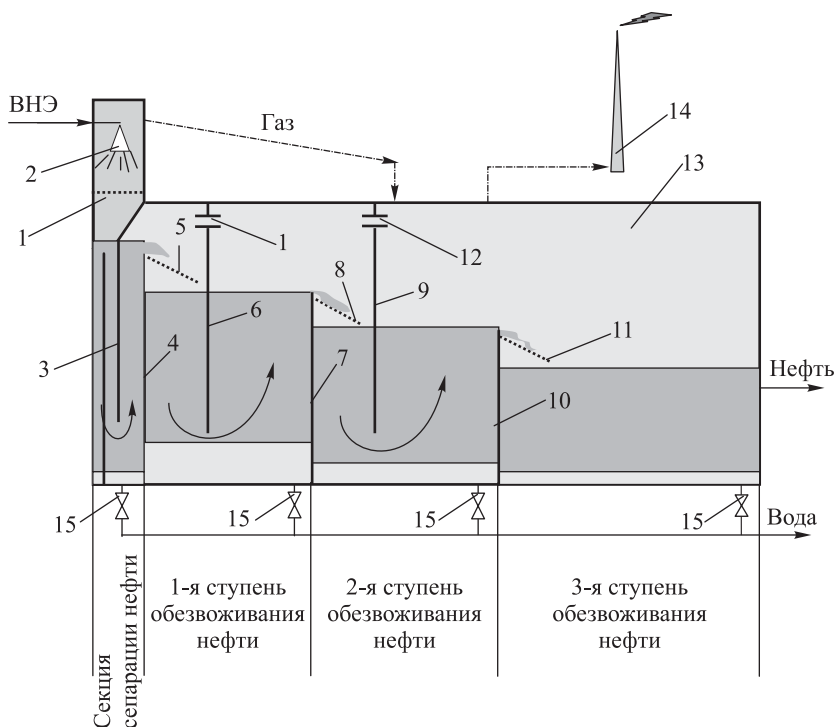


Рис. 4.27. Каскадный делитель фаз: 1 — сепаратор; 2 — ороситель; 3, 4, 6, 7, 9, 10 — перегородки; 4, 8, 11 — разрушители глобул межфазного слоя; 12 — каналы для газа; 13 — сборник газа; 14 — свеча рассеивания газа; 15 — запорная арматура вывода водной фазы

рушителем 5 блоков межфазного слоя и дополнительно подвергаясь сепарации в первую ступень ее обезвоживания. В дальнейшем нефть аналогичным образом перетекает во вторую и третью ступени ведения процесса, в которых она последовательно подвергается обезвоживанию.

В третьей ступени нефть полностью обезвоживается и выводится для последующей обработки в технологии подготовки ее на УПН.

Исходный газовый фактор нефти был равен $8 \text{ м}^3/\text{т}$. Газовый фактор на выходе ее из сепаратора (при расходе ВНЭ $45 \text{ дм}^3/\text{ч}$) снижается до $0,1 \text{ м}^3/\text{т}$, а в обезвоженной нефти содержание газа не наблюдается вообще.

Выделенный газ из нефти проходит через канал 12, собирается в его сборнике 13 и направляется в свечу рассеивания 14.

Водная фаза из секции сепарации и всех ступеней обезвоживания выводится через запорную арматуру 15 в системы очистки и утилизации ее в пласт.

Промысловые испытания пилотного КДФ, изготовленного из прозрачного органического стекла, габаритные размеры которого составляли $5 \times 800 \times 800 \text{ мм}$, при заполнении жидкостью отстойных зон секции сепарации и ступеней, обезвоживания в объеме 3, 3, 3 и 6 дм^3 соответственно, показали, как видно из таблицы 4.3, высокую эффективность процесса обезвоживания в сравнении с эффективностью процесса обезвоживания в ТДФ.

Таблица 4.3. Технологические параметры промысловых испытаний КДФ

№ п.	Расход ВНЭ, $\text{дм}^3/\text{ч}$	Расход деэмульгатора, г/т	Температура, $^{\circ}\text{C}$	Содержание воды, % масс.				
				в исходной ВНЭ	в обезвоженной нефти после секции			
					сепарации	№ ступеней обезвоживания		
						1	2	3
1	45	150	5	29	29	23	20,3	15,2
2	30	150	5	29	29	22	18,6	12,3
3	15	150	5	29	27	20	15,4	8,6
4	10	150	5	29	27	18	8,9	1,2
5	5	150	5	29	26	15	3,3	0,4

Из анализа таблицы 4.3 видно, что с уменьшением расхода водонефтяной эмульсии от 45 до $5 \text{ дм}^3/\text{ч}$, то есть увеличении времени обезвоживания с 20 мин до 3 часов, остаточное содержание воды

в обезвоженной нефти снижается до 0,4 % масс. Этот результат получен при обезвоживании нефти Мишкинского месторождения при следующих параметрах:

- исходная обводненность нефти 29 % масс.;
- удельный расход реагента деэмульгатора марки LML-4312 150 г/т;
- температура процесса +5°С.

Автор разработки считает возможным применение КДФ объемом 80 м³ для получения 780 т/сут нефти с остаточной обводненностью не более 0,5 % масс.

ГЛАВА 5

Теплообменные процессы

5.1. Общие сведения

Процессы теплообмена широко используются при ведении технологий сбора и подготовки нефти на промыслах. Это связано с тем, что при нагревании нефти создаются благоприятные условия для:

- снижения гидравлического сопротивления в трубопроводах при сборе продукции скважин, что приводит к экономии энергетических затрат;
- сепарации;
- предварительного и глубокого обезвоживания нефти;
- обессоливания нефти;
- подготовки ловушечной нефти до нефти товарной кондиции;
- подготовки сточной воды к утилизации в систему поддержания пластового давления (ППД).

Кроме того, нагрев самого пласта, как показано в [92, 93], способствует снижению вязкости нефти, повышению ее подвижности и увеличению конечного нефтеизвлечения.

Известно, что при нагреве вязкость нефти снижается, и, как следствие, возникают необходимые условия повышения эффективности кинетики соответствующего процесса.

При этом следует учитывать то обстоятельство, что нагрев нефти до температуры выше $+55$ — $+60^{\circ}\text{C}$, которая называется эффективной и является также температурой плавления парафиновой фракции, вязкость нефти при дальнейшем повышении температуры снижается незначительно [1].

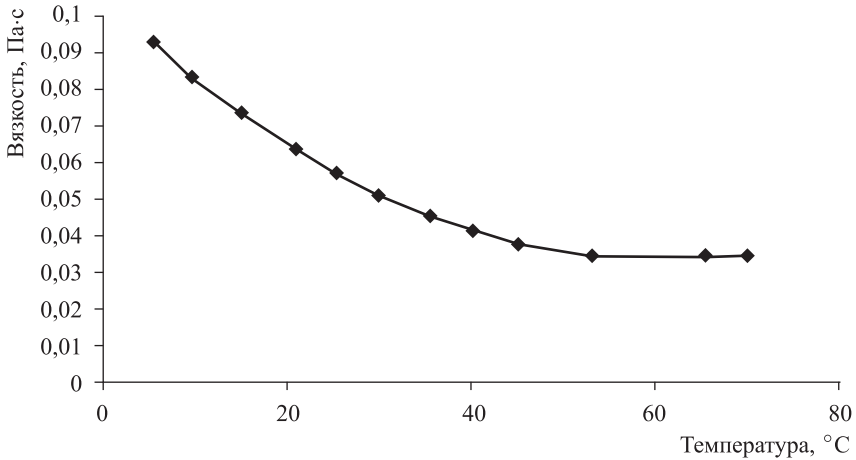


Рис. 5.1. Зависимость вязкости товарной нефти ОАО «Удмуртнефть», поступающей на головную нефтеперекачивающую насосную станцию «Малая Пурга», от температуры

Динамика снижения вязкости смеси товарных нефтей Гремехинского, Ижевского, Ельниковского и Архангельского месторождений с повышением температуры показана на рисунке 5.1. Здесь четко прослеживается практически полная сходимость снижения вязкости нефти при температурах $+55$ – $+60^{\circ}\text{C}$.

Основными источниками получения тепла на нефтепромыслах являются электрическая энергия и тепло сгорания природного газа. Кроме того, нефтепромыслы располагают большим объемом нефтяного газа (НГ). Согласно [94], объем сжигаемых НГ на факельных свечах составляет 83,3 млн $\text{м}^3/\text{год}$. Расчеты показывают, что при средней удельной теплоте сгорания НГ, равной 16 тыс. $\text{кДж}/\text{м}^3$, можно нагреть им на 30°C всю добываемую ВНЭ. Следовательно, тепловые ресурсы НГ могут практически полностью удовлетворить потребность в тепле объектов сбора и подготовки нефти. Но, ввиду того, что в попутном нефтяном газе часто содержание инертных газов (в основном азота) превышает 60 % об., его горение в известных, применяемых на промыслах печах нестабильно. Поэтому этот

газ относят к непромышленной категории [95] и сжигают открытым факелом, а взамен его используют природный газ или нефть.

Знание закономерностей передачи тепла от одного тела к другому и на этой основе разработка и применение высокоэффективных теплообменных аппаратов позволяют значительно сокращать расход тепловой энергии на промыслах.

Основной закон теплопередачи описывается уравнением

$$Q = KF\Delta t_{\text{ср}}, \quad (5.1)$$

где Q — количество тепла, передаваемое в единицу времени (тепловой поток); K — коэффициент теплопередачи; F — поверхность теплообмена; $\Delta t_{\text{ср}}$ — средняя разность температур, или движущая сила процесса теплопередачи.

Формула (5.1) применяется для расчета теплообменных процессов. При этом закономерности передачи тепла от одного тела к другому показывают, что разработка теплообменного аппарата должна включать следующие этапы:

- составление тепловых балансов для определения Q ;
- кинетический расчет процесса для нахождения K и $\Delta t_{\text{ср}}$;
- определение поверхности теплообмена F ;
- конструктивный расчет самого теплообменного аппарата.

5.2. Тепловые балансы

Тепловые балансы предусматривают сравнение расчетным путем возможности нагрева холодного вещества горячим до заданной температуры. Очевидно, правомерен и возможен и обратный вариант — охлаждение горячего вещества холодным. Для упрощения изложения процессов теплопередачи примем к рассмотрению только процессы нагрева.

При расчете тепловых балансов необходимо учитывать удельные величины *теплоемкости*, *теплосодержания* (*энтальпии*) и *теплоты фазовых* или *химических превращений*.

Удельная теплоемкость (c) — это количество тепла, необходимое для нагревания (или охлаждения) 1 кг вещества на 1 градус.

Ее размерность в системе СИ — кДж/кг·град. При этом, учитывая, что количество тепла в системе СИ выражается в джоулях, то есть так же, как и количество механической энергии, а в технической — в килокалориях, $1 \text{ ккал/кг·град} = 4,19 \text{ кДж/кг·град}$.

Для твердых тел и жидкостей удельная теплоемкость имеет однозначное определение, а для газов различают удельную теплоемкость при постоянном объеме (c_v) и при постоянном давлении (c_p).

Причем $c_p = c_v + 8,31 \text{ кДж/кмоль·град}$, то есть теплоемкость c_p включает в себя дополнительно величину работы, которую совершает газ, расширяясь при нагревании на 1°C . Следовательно, здесь величина $8,31 \text{ кДж/кмоль·град}$ является универсальной газовой постоянной.

На практике большинство процессов протекает при постоянном давлении, поэтому в этих случаях используют в расчетах c_p .

Так как теплоемкость зависит от температуры, то различают *истинную* теплоемкость (c) при данной температуре и *среднюю* теплоемкость (\bar{c}) в некотором интервале температур.

$$\bar{c} = \frac{Q}{(t_2 - t_1)}, \quad (5.2)$$

где Q — количество тепла, сообщаемое единице количества вещества при изменении температуры от t_1 до t_2 .

Теплоемкость твердых и жидких тел незначительно изменяется с изменением температуры. Теплоемкость газов с возрастанием температуры увеличивается.

Удельная энтальпия (i) — это количество тепла, необходимое для нагревания (или охлаждения) 1 кг вещества от 0°C до заданной температуры:

$$i = \int_0^t c dt = \bar{c}t. \quad (5.3)$$

В системе СИ удельная энтальпия измеряется в кДж/кг.

Удельная теплота фазовых или химических превращений (r) — это количество тепла, которое выделяется (или поглощается) при изменении агрегатного состояния вещества или химическом превращении единицы массы вещества. В системе СИ величина r измеряется, как и энтальпия, в кДж/кг.

Теплота рассматриваемых превращений зависит от температуры. Для нахождения r при определенной температуре, если она известна при 0°C , применяют прием кругового процесса, используемый в термодинамике.

Суть этого процесса заключается в следующем.

Проведем превращение при заданной температуре t и полученные продукты охладим от этой температуры до 0°C . Количество тепла Q , выделившееся при этом, в расчете на единицу массы вещества будет равно

$$Q' = r_t + \sum i_{\text{пр}} = r_t + \sum \bar{c}_{\text{пр}}(t - 0),$$

где r_t — теплота превращения при температуре $t^\circ\text{C}$; $\sum i_{\text{пр}}$ — сумма энтальпий продуктов превращения при $t^\circ\text{C}$; $\sum \bar{c}_{\text{пр}}$ — сумма теплоемкостей продуктов превращения.

Проведем обратный процесс. При этом продукты превращения разложим до исходных веществ при температуре 0°C и исходное вещество нагреем до $t^\circ\text{C}$.

Количество тепла Q'' , поглощенного при этом, будет равно

$$Q'' = r_0 + \sum i_t = r_0 + \sum \bar{c}(t - 0),$$

где r_0 — теплота превращения при 0°C ; $\sum i_t$ — сумма энтальпий исходных веществ при $t^\circ\text{C}$; $\sum \bar{c}$ — сумма теплоемкостей исходных веществ.

По закону сохранения энергии Q' должно быть равно Q'' , то есть

$$r_t + \sum i_{\text{пр}} = r_t + \sum \bar{c}_{\text{пр}}(t - 0) = r_0 + \sum i_t = r_0 + \sum \bar{c}(t - 0),$$

откуда

$$r_t = r_0 + \sum i_t - \sum i_{\text{пр}} \quad \text{или} \quad r_t = r_0 + t \left(\sum \bar{c} - \sum \bar{c}_{\text{пр}} \right). \quad (5.4)$$

5.2.1. Методы составления тепловых балансов

Исходя из того, какими величинами (теплоемкостью или энтальпией) оперируют при расчете теплового баланса, рассматривают «внутренний» и «внешний» методы его составления.

«Внутренний» метод составления теплового баланса. Допустим, что в непрерывно действующем теплообменнике, показанном на рисунке 5.2, осуществляется теплообмен между двумя текучими средами, разделенными теплопередающей перегородкой 1. В аппарат за 1 ч поступает G_1 первой среды, температура которой снижается от $t_{1н}$ до $t_{1к}$ °С, и G_2 второй среды, температура которой повышается от $t_{2н}$ до $t_{2к}$ °С. Если в процессе теплообмена не происходит каких-либо фазовых или химических превращений и тепловые потери отсутствуют, то количество тепла, переходящего от первой среды ко второй в единицу времени, которое называется тепловым потоком, будет равно

$$Q = G_1 \bar{c}_1 (t_{1н} - t_{1к}) = G_2 \bar{c}_2 (t_{2к} - t_{2н}), \quad (5.5)$$

где \bar{c}_1 и \bar{c}_2 — средние удельные теплоемкости контролируемых сред.

В системе СИ тепловой поток измеряется в Вт. Причем $1 \text{ Вт} = 1 \text{ Дж/с} = 3600 : 4190 \text{ ккал/ч} = 0,86 \text{ ккал/ч}$.

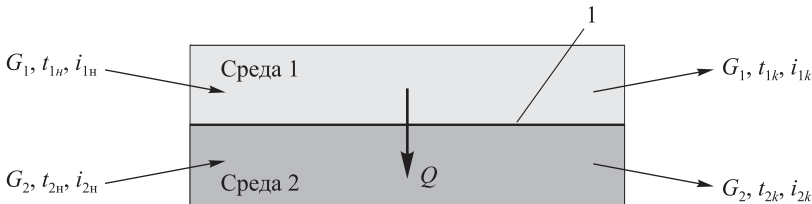


Рис. 5.2

Если в процессе теплообмена происходит, например в 1-й среде, фазовое или химическое превращение, то уравнение теплового баланса примет следующий вид:

$$Q = G_1 \bar{c}_1 (t_{1н} - t_{1пр}) + r_1 m + (G_1 - m) \bar{c}_1 (t_{1пр} - t_{1н}) + \bar{c}_{пр} (t_{1пр} - t_{1к}) = G_2 \bar{c}_2 (t_{2к} - t_{2н}), \quad (5.6)$$

где m — количество вещества, участвующего в превращении; $\bar{c}_{пр}$ — теплоемкость продуктов превращения; r_1 — теплота превращения при температуре превращения $t_{1пр}$.

«Внешний» метод составления теплового баланса. В этом случае тепловой баланс составляется исходя из того, что количество тепла (Q_1), поступающего в аппарат за единицу времени с входящими средами, равно количеству тепла, уходящего из аппарата с теми же средами за то же время, то есть

$$Q_1 = G_1 i_{1н} + G_2 i_{2н} = G_1 i_{1к} + G_2 i_{2к}, \quad (5.7)$$

где $i_{1н}$, $i_{2н}$, $i_{1к}$, $i_{2к}$ — энтальпии веществ, соответственно входящих в аппарат и выходящих из него.

При наличии фазовых или химических превращений в первой среде уравнение теплового баланса запишется следующим образом:

$$Q_1 = G_1 i_{1н} + G_2 i_{2н} + mr_0 = (G_1 - m) i_{1к} + m i_{пр} + G_2 i_{2к}, \quad (5.8)$$

где $i_{пр}$ — энтальпия продуктов превращения при температуре $t_{1к}$ выхода их из теплообменника.

Количество тепла Q , переданное от одной среды к другой, будет равно

$$Q_1 = (G_1 - m) i_{1н} - (G_1 - m) i_{1к} + mr_0 + m i_{1н} - m i_{пр} = G_2 (i_{2к} - i_{2н}),$$

или

$$Q_1 = (G_1 - m) (i_{1н} - i_{1к}) + mr_0 + m (i_{1н} - i_{пр}) = G_2 (i_{2к} - i_{2н}). \quad (5.9)$$

Расчет теплового баланса по «внешнему» методу существенно упрощает вычислительную работу. Прежде всего, отпадает необходимость проводить расчет значений \bar{c} , поскольку значения энтальпий веществ при любой температуре могут быть взяты непосредственно из справочных таблиц или термодинамических диаграмм (энтропийных или тепловых).

При наличии в аппарате фазовых или химических превращений можно не рассчитывать теплоту превращения при данной температуре, так как в этом методе расчета величина r должна браться всегда при 0°C , то есть также из справочных таблиц.

5.3. Кинетика теплопередачи

Различают три вида теплопередачи: *теплопроводность*, *конвекцию* и *излучение*.

5.3.1. Передача тепла теплопроводностью

Под теплопроводностью понимают переход тепловой энергии в среде без массовых ее движений относительно направления теплоперехода. Такой переход наиболее характерен для твердых тел. Здесь тепло передается как энергия упругих колебаний атомов и молекул около их среднего положения. Эта энергия переходит к соседним атомам и молекулам в направлении, как трактует существующая теория, ее уменьшения, то есть уменьшения температуры.

Главную роль в переносе тепловой энергии в металлах играют свободные электроны (электронный газ), которые движутся хаотически, подобно движению молекул газа.

В капельных жидкостях механизм передачи тепла теплопроводностью можно представить как перенос энергии путем нестройных упругих колебаний молекул, так как на эти колебания накладывается хаотическое тепловое движение молекул. Вследствие этого положение каждой колеблющейся молекулы постоянно смещается в объеме

жидкости. Энергия этих колебаний также передается от одной молекулы к другой, от слоя к слою, в направлении уменьшения температуры.

В газах механизм передачи теплопроводностью обусловлен только хаотическим тепловым движением молекул. Молекулы переносят свою энергию из слоя в слой в сторону уменьшения тепловой энергии, то есть понижения температуры.

Передача тепла теплопроводностью описывается **законом Фурье**, согласно которому количество тепла dQ_τ , проходящее за время $d\tau$ через поверхность dF , нормальную к направлению теплоперехода, равно

$$dQ_\tau = -\lambda \frac{dt}{dl} dF d\tau, \quad (5.10)$$

где dQ_τ — количество тепла; λ — коэффициент пропорциональности, называемый *коэффициентом теплопроводности*, или *теплопроводностью*; $\frac{dt}{dl}$ — градиент температуры, то есть изменение температуры на единицу длины среды в направлении передачи тепла; dF — поверхность среды, расположенная нормально к направлению теплопередачи; $d\tau$ — время передачи тепла.

Знак «минус» в правой части уравнения показывает на то, что тепловой поток направлен в сторону падения температуры.

Размерность в системе СИ и физический смысл коэффициента теплопроводности могут быть выяснены непосредственно из уравнения Фурье, если его решить относительно λ :

$$[\lambda] = \left[\frac{dQ \cdot dl}{d\tau \cdot dF \cdot dt} \right] = \left[\frac{\text{дж} \cdot \text{м}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{град}} \right] = \left[\frac{\text{дж/с}}{\text{м} \cdot \text{град}} \right] = \left[\frac{\text{вт}}{\text{м} \cdot \text{град}} \right].$$

Коэффициент теплопроводности определяет скорость передачи тепла, то есть количество тепла, проходящего в единицу времени (тепловой поток) через единицу поверхности тела при длине его в направлении теплопередачи (толщине тела), равной единице и разности температур в 1 градус.

Значения λ для различных тел имеют разную величину. Ее значения для некоторых твердых тел, капельных жидкостей и газов показаны в таблице 5.1.

Таблица 5.1. Коэффициенты λ различных тел при комнатной температуре

Материал теплопередающих тел	Размерность	Значение
медь	вт/м·град	384
алюминий		204
сталь		46
мрамор		2–3
стекло		0,75
резина		0,4
вода		0,62
глицерин		0,24
нефть		0,15
воздух		0,025
метан		0,032
водяной пар	0,018	

Анализ таблицы 5.1 показывает, что величина λ металлов наибольшая, значительно меньшие коэффициенты теплопроводности имеют твердые тела — неметаллы, еще меньшие — жидкости и газы. Теплопроводность жидких металлов (ртуть) находится на уровне твердых.

Исследования, проведенные в области передачи тепла теплопроводностью, показали следующее.

Теплопроводность металлов изменяется пропорционально их электропроводности, что подтверждает участие электронов в механизме теплопроводности металлов.

Теплопроводность большинства твердых тел увеличивается при повышении их температуры, что обусловлено увеличением интенсивности колебаний атомов и молекул. Исключение составляют чистые металлы, λ которых, как и электропроводность, уменьшается при повышении температуры.

Коэффициент теплопроводности жидкостей, за исключением воды и глицерина, также уменьшается с повышением их температуры.

Теплопроводность газов, согласно кинетической теории, возрастает с повышением температуры, и с этой теорией согласуется выражение

$$\lambda = \lambda_0 \left(\frac{273 + C}{T + C} \right) \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (5.11)$$

где C — опытная постоянная, значение которой для того или иного газа может быть взято из справочных таблиц; λ_0 — коэффициент теплопроводности при 0°C .

Теплопроводность газов почти не зависит от давления, что также следует из кинетической теории газов. При увеличении давления в переносе энергии принимает участие большее число молекул, но каждая из них проходит без столкновения меньшее расстояние, и поэтому величина переноса энергии не изменяется. Только в области очень высоких давлений (более 200 МПа) или очень низких (менее 20 мм рт. ст.) приходится вводить поправки.

Плохая теплопроводность газов используется в технике при изготовлении теплоизоляционных материалов. В этих материалах специально создаются поры, заполненные воздухом. Например, λ стекловаты составляет 0,038 Вт/м·град, а хорошая теплопроводность металлов, например $\lambda_{\text{стали}} = 46$ Вт/м·град, — при изготовлении теплообменных аппаратов.

5.3.1.1. Передача тепла теплопроводностью через стенку

В непрерывно работающих аппаратах технологические параметры установившегося процесса не меняются в зависимости от времени. В процессе передачи тепла таким параметром является температура.

Возьмем, как показано на рисунке 5.3, стенку толщиной δ , через которую идет процесс передачи тепла. При установившемся процессе температуры стенки с обеих сторон $t_{\text{ст}1}$ и $t_{\text{ст}2}$ не изменяются во времени.

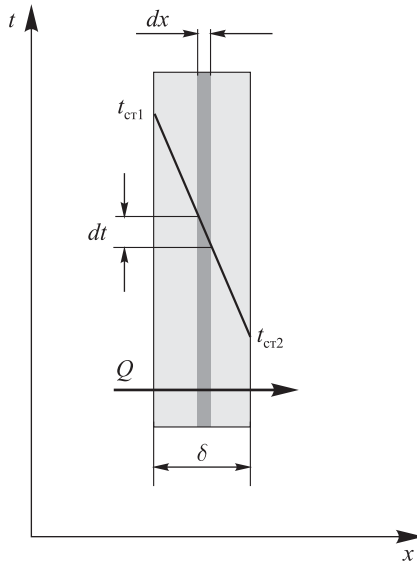


Рис. 5.3

Такое явление обеспечивается постоянством теплового потока Q .

Следовательно, тепловой поток через выбранную стенку можно подсчитать по уравнению Фурье как количество тепла, проходящее через плоскость бесконечно малой толщины dx внутри стенки:

$$Q = -\lambda \frac{dt}{dx} F.$$

Проинтегрировав изменение температуры по всей толщине стенки,

$$Q \int_0^{\delta} dx = -\lambda F \int_{t_{cr1}}^{t_{cr2}} dt,$$

получим

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F (t_{cr1} - t_{cr2}). \quad (5.12)$$

Из интегрального выражения видно, что температура t в стенке падает по толщине ее δ в направлении теплопередачи по закону прямой линии.

5.3.2. Передача тепла конвекцией

Передача тепла конвекцией — это перенос тепла объемами среды путем взаимного их перемещения в направлении теплопередачи.

Этот механизм передачи тепла характерен только для текучих сред.

Часто в промышленности тепло от одной текучей среды к другой передается через стенку. При этом если тепло через стенку передается теплопроводностью, то от горячей среды к стенке и от стенки к нагреваемой среде оно передается конвекцией.

Переход тепла от среды к стенке или от стенки к другой среде называется *теплоотдачей*.

5.3.2.1. Коэффициент теплоотдачи

Количество передаваемого тепла Q теплоотдачей в единицу времени (тепловой поток) от среды к стенке определяется законом Ньютона:

$$Q = \alpha_1 F (t_1 - t_{ct1}). \quad (5.13)$$

Закон Ньютона правомерен и для процесса теплоотдачи от стенки к другой среде. В этом случае уравнение (5.13) будет иметь следующий вид:

$$Q = \alpha_2 F (t_{ct2} - t_2), \quad (5.14)$$

где α_1 и α_2 — коэффициенты пропорциональности, называемые *коэффициентами теплоотдачи*; t_1 и t_2 — температуры первой и второй сред соответственно; t_{ct1} и t_{ct2} — температуры стенки со стороны первой и второй сред соответственно.

Размерность в системе СИ и физический смысл коэффициентов теплоотдачи выясняются в результате решения уравнений (5.13)

или (5.14) относительно α_1 и α_2 . Для примера воспользуемся уравнением (5.13):

$$[\alpha_1] = \left[\frac{Q}{F(t_1 - t_{ст1})} \right] = \left[\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} \right].$$

Коэффициент теплоотдачи показывает, какое количество тепла в единицу времени передается единице поверхности стенки от окружающей среды (или наоборот, стенкой передается в окружающую среду) при разности температур между средой и стенкой в 1 градус.

Величина $\frac{1}{\alpha}$, обратная коэффициенту теплоотдачи, называется *термическим сопротивлением* среды.

Различают два вида теплоотдачи конвекцией: естественную и принудительную.

Теплоотдача естественной конвекцией — это перенос тепла струйками, движение которых возникает вследствие разности плотностей, обусловленной неодинаковыми температурами в различных участках текущей среды.

Теплоотдача принудительной конвекцией — это перенос тепла в условиях, когда перемещение среды вызывается искусственно в результате внешнего воздействия.

В подавляющем большинстве случаев в промышленности имеет место принудительной конвекции. При этом рассматриваемая текучая среда, как правило, находится в турбулентном режиме движения в комплексе с ламинарным режимом движения пристенного слоя. Поэтому особый интерес представляет метод определения коэффициента α при турбулентном движении среды.

Для выполнения поставленной задачи пусть среда 1, показанная на рисунке 5.4, имеющая турбулентный характер движения, со скоростью W вдоль стенки 2 передает ей свое тепло. При такой гидродинамической ситуации у стенки всегда существует тонкий пограничный слой Δ среды, который движется в ламинарном режиме.

При этом скорость передачи тепла конвекцией, ввиду турбулентности потока, высока, и поэтому температура ядра среды оказывает-

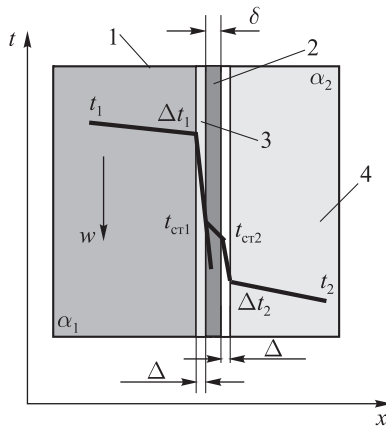


Рис. 5.4

ся практически равной температуре на границе с ламинарным слоем 3 ($t = \Delta t_1$). Очевидно, через этот слой тепло передается теплопроводностью, и, так как коэффициент теплопроводности текучих сред незначителен, этот ламинарный слой оказывает основное сопротивление передаче тепла, и температура среды в момент контакта со стенкой снижается с Δt_1 до t_{cr1} .

Следовательно, здесь имеют место передачи тепла конвекцией и теплопроводностью, которые описываются уравнением (5.13) Ньютона и Фурье:

$$Q = \frac{\lambda}{\Delta} F(\Delta t_1 - t_{cr1}). \quad (5.15)$$

Очевидно, аналогичная ситуация сохраняется и при отдаче тепла от стенки 2 к текучей нагреваемой среде 4, находящейся справа от стенки. Здесь следует заметить, что параметры, определяющие λ и Δ , характеризуют величину α , то есть формула (5.15) является дополнением физического смысла формулы (5.13).

Несмотря на кажущуюся простоту уравнения (5.13), расчет по этому уравнению чрезвычайно осложнен большим количеством переменных, оказывающих влияние на коэффициент теплоотдачи α .

Определение толщины ламинарного слоя Δ представляет в настоящее время неразрешимую задачу, что объясняется самим физическим явлением характера, а именно: отсутствием четкой границы между основным стержневым турбулентным потоком и ламинарно текущим пристенным слоем. В действительности, величина обратная α (α^{-1}), называемая термическим сопротивлением среды, включает в себя не только термическое сопротивление ламинарного слоя, но и сопротивление турбулентного ядра потока.

Величина α зависит от следующих основных факторов:

- 1) физических свойств текучей среды: теплопроводности λ , теплоемкости C_p , вязкости μ , плотности ρ ;
- 2) гидравлических условий омывания текучей средой тепловоспринимающей или теплоотдающей поверхности, скорости w и направленности текучей среды относительно этой поверхности;
- 3) пространственных условий, ограничивающих поток: диаметра d , длины l , формы и шероховатости поверхности.

Таким образом, коэффициент теплоотдачи является функцией многих величин: $\alpha = f(\lambda, C_p, \mu, \rho, w, d, l)$.

Вследствие большого числа переменных, влияющих на величину α , она определяется только экспериментальным путем.

Эмпирические формулы для ее определения исследователи прошлого времени связывали с технически наиболее легко изменяемым фактором — скоростью потока. Влияние всех остальных факторов находили свое отражение в численных значениях коэффициентов этих формул, относящимся всегда к конкретным случаям теплоотдачи. Подобные эмпирические формулы обычно имеют вид

$$\alpha = A + Bw^s, \quad (5.16)$$

где w — скорость движения текучей среды; s — показатель степени, который варьирует от 0,5 до 0,85; A и B — опытные коэффициенты.

Естественно, что эти формулы и значения A , B и s верны только для тех частных случаев теплообмена, при исследовании которых

они были проведены. По мере развития науки величину α научились определять методом сопоставления размерностей, то есть использованием теории подобия.

С целью определения величины α методом анализа размерностей представим коэффициент теплоотдачи в виде степенной зависимости от определяющих его величин:

$$\alpha = Aw^a d^b \rho^c \mu^g \lambda^d c_p^e. \quad (5.17)$$

Размерности левой и правой частей уравнения должны быть одинаковы. Следовательно, показатели степеней при каждой физической величине в левой и правой частях уравнения должны быть равны. Выразим размерности всех величин в системе СИ:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{град}} = A \left(\frac{\text{М}}{\text{с}}\right)^a (\text{М})^b \left(\frac{\text{КГ}}{\text{М}^3}\right)^c \left(\frac{\text{Н} \cdot \text{с}}{\text{М}^2}\right)^g \left(\frac{\text{Вт}}{\text{М} \cdot \text{град}}\right)^d \left(\frac{\text{ДЖ}}{\text{КГ} \cdot \text{град}}\right)^e,$$

или

$$\frac{\text{КГ}}{\text{с}^3 \cdot \text{град}} = A \left(\frac{\text{М}}{\text{с}}\right)^a (\text{М})^b \left(\frac{\text{КГ}}{\text{М}^3}\right)^c \left(\frac{\text{КГ}}{\text{с} \cdot \text{М}}\right)^g \left(\frac{\text{КГ} \cdot \text{М}}{\text{с}^3 \cdot \text{град}}\right)^d \left(\frac{\text{М}^2}{\text{с}^2 \cdot \text{град}}\right)^e.$$

Отсюда получаем следующие уравнения:

$$\text{кг: } 1 = b + g + d;$$

$$\text{м: } 0 = a + b - 3c - g + d + 2e;$$

$$\text{с: } -3 = -a - g - 3d - 2e;$$

$$\text{град: } -1 = -d - e.$$

Так как уравнений четыре, а неизвестных шесть, то выразим четыре из них через два, например через a и e , тогда

$$d = 1 - e,$$

$$g = 3 - a - 3 + 3e - 2e = -a + e,$$

$$b = 1 + a - e - 1 + e = a,$$

$$c = -a + 3a - a + e - 1 + e - 2e = a - 1.$$

Следовательно, $\alpha = Aw^a d^{a-1} \rho^a \mu^{-a+e} \lambda^{1-e} c_p^e$, откуда

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = A \left(\frac{wd\rho}{\mu} \right)^a \left(\frac{\mu c_p}{\lambda} \right)^e, \quad (5.17a)$$

или коротко

$$\text{Nu} = A \text{Re}^a \text{Pr}^e, \quad (5.17b)$$

где A , a и e — некоторые численные величины.

Безразмерные комплексы имеют наименования:

$\text{Nu} = \frac{\alpha d}{\lambda}$ — *критерий Нуссельта*, включающий в себя искомую величину коэффициента теплоотдачи α (Нуссельт впервые применил теорию подобия для решения вопросов теплообмена);

$\text{Re} = \frac{wd\rho}{\mu}$ — *критерий Рейнольдса*, определяющий гидравлическую характеристику потока;

$\text{Pr} = \frac{\mu c_p}{\lambda}$ — *критерий Прандтля*, характеризующий физические свойства текущей среды.

Метод сопоставления размерностей (теория подобия) позволяет установить лишь общий вид зависимости интересующей нас величины от переменных, которые могут оказывать на нее влияние, связывая все величины в безразмерные комплексы — критерии подобия и этим уменьшая число переменных. Теория подобия не в состоянии заменить собой экспериментальные исследования, необходимые для определения оптимальных численных значений коэффициента пропорциональности A и показателей степеней a и e .

Поэтому определение оптимальных величин A , a и e производится на основе экспериментальных исследований. Методика проведения этой работы заключается в следующем.

Сначала логарифмируется уравнение (5.17a), и получают уравнение

$$\lg \text{Nu} = \lg A + a \lg \text{Re} + e \lg \text{Pr}. \quad (5.18)$$

Затем проводятся две серии опытов: одну при $\text{Pr} = \text{const}$ с обработкой результатов в форме

$$\lg \text{Nu} = \lg A^* + a \lg \text{Re} \quad (5.18a)$$

и вторую при $Re = \text{const}$ с обработкой результатов в форме

$$\lg Nu = \lg A^{**} + e \lg Pr. \quad (5.186)$$

Если отложить на осях координат соответствующие логарифмы, то при постоянстве значений a и e обе функции будут выражены прямыми, показанными на рисунке 5.5. Наклон этих прямых определяет значение показателей степеней ($a = \text{tg } \varphi$, $e = \text{tg } \psi$). Величина коэффициента пропорциональности A определяется для любого значения $\lg Nu$ из уравнения (5.18).

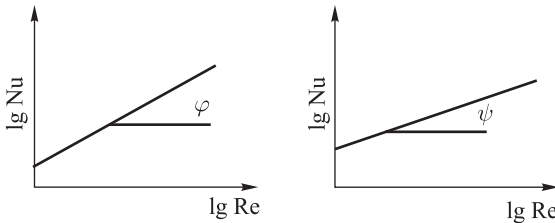


Рис. 5.5

При проведении таких исследований обнаружилось, что коэффициенты A , a и e сохраняют свое значение при изменении величин самих критериев в относительно широких пределах. Оказалось, что для прямых трубопроводов при $Re > 10\,000$ и $\frac{l}{d} \geq 50$ эти коэффициенты имеют следующие значения: $A = 0,021\text{--}0,023$; $a = 0,8$; $e = 0,4\text{--}0,43$. Поэтому после подстановки их в уравнение (5.17а), оно принимает вид

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = 0,023 \left(\frac{wd\rho}{\mu} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{\mu \cdot c_p}{\lambda} \right)^{0,4}. \quad (5.19)$$

Уравнение (5.19) проверено для гладких и прямых трубопроводов круглого сечения. Однако если вместо диаметра d подставить значение эквивалентного диаметра $D_{\text{экр}} = 4 \frac{F}{\Pi}$, где F — сечение трубы,

а Π — его периметр, то уравнение (5.19) применимо для труб и каналов других сечений.

В местах изменения сечения трубы (переходы, вход в соответствующее оборудование или выход из него, в местах входа и выхода из трубы) текущая среда испытывает дополнительную турбулизацию. Поэтому уравнение (5.19) справедливо лишь для длинных труб, у которых отношение $\frac{l}{d} \geq 50$. При применении коротких труб значения α будут несколько выше.

В уравнение (5.19) входят все переменные, определяющие значение α , что придает ему исключительную ценность — возможность определения коэффициента теплоотдачи для любых текучих сред. Поэтому это уравнение в настоящее время имеет самое широкое применение при расчетах процессов теплоотдачи.

Рассматривая уравнение (5.19), нетрудно заметить, что α резко зависит от скорости потока, $\alpha = Nw^{0,8}$. Это объясняется тем, что с увеличением скорости потока растет его турбулентность и уменьшается толщина пограничного со стенкой трубы ламинарного слоя, который оказывает наибольшее сопротивление передаче тепла. Установление подобной зависимости особенно важно, так как скорость является техническим фактором: ее величину можно изменять, не меняя физических свойств среды.

Следующая величина, которую можно назначать, — это диаметр трубопровода. Однако α практически не зависит от диаметра, $\alpha = Md^{-0,2}$. Это становится понятным, если учесть, что с увеличением d , хотя турбулентность потока и возрастает, одновременно увеличивается путь переноса тепла от ядра потока к стенке.

Величины λ , C_p , μ , ρ оказывают заметное влияние на α , но они являются физическими параметрами данной среды и не могут варьироваться в данных условиях.

В соответствии с выражением (5.19) опытно определяемые α при атмосферном давлении колеблются в зависимости от изменения параметров обычно в интервале от 10 до 50 вт/м²·град, а жидкостей — от 200 до 10 000 вт/м²·град. Опыты показывают, что в услови-

ях нагревания жидкости интенсивность теплоотдачи выше, чем при охлаждении. Это обусловлено увеличением турбулентности пристенного слоя жидкости вследствие уменьшения вязкости при повышенной температуре среды возле стенки.

Таким образом, величина α зависит также от направления теплового потока, что учитывается безразмерным параметром $(Pr / Pr_{ст})^{0,25}$. В результате уравнение (5.19) принимает следующий вид:

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = 0,023 \left(\frac{wd\rho}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{\mu c_p}{\lambda} \right)^{0,4} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25}. \quad (5.20)$$

В этом выражении физические параметры критериев Nu , Re и Pr определяются при средней температуре среды, $Pr_{ст}$ — при температуре стенки. При теплоотдаче от газа это различие не учитывается, так как величина критерия Pr для газа почти не зависит от температуры.

Для более сложных случаев движения сред в теплообменных аппаратах выражения типа (5.20) более сложны и не столь универсальны.

5.3.2.2. Коэффициент теплоотдачи

Наиболее часто в технологиях сбора и подготовки нефти на промыслах встречается передача тепла от одной текучей среды к другой через разделяющую их стенку. Например, нагрев предварительно обезвоженной нефти в печах осуществляется продуктами сгорания нефтяного или природного газа через стенку теплообменных труб.

Допустим, что две среды с температурами t_1 и t_2 (причем $t_1 > t_2$), имеющие коэффициенты теплоотдачи α_1 и α_2 , разделены, как показано на рисунке 5.6, стенкой толщиной δ с коэффициентом теплопроводности λ . Температуры поверхности стенки со стороны каждой из сред равны $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$. В такой ситуации передача тепла от одной среды к другой складывается из трех стадий и для

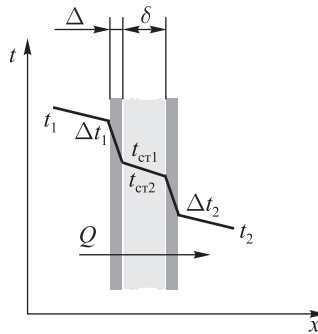


Рис. 5.6

установившегося процесса тепловой поток Q в направлении теплоперехода остается постоянным.

Тепловой поток от первой среды к стенке:

$$Q = \alpha_1 F (t_1 - t_{cr1}). \quad (5.21)$$

Тепловой поток через стенку:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} F (t_{cr1} - t_{cr2}). \quad (5.22)$$

Тепловой поток от стенки ко второй среде:

$$Q = \alpha_2 F (t_{cr2} - t_2). \quad (5.23)$$

Действительно, если предположить обратное, то есть что к стенке, например, приходит тепла больше, чем от нее отводится, то в стенке будет аккумулироваться тепло и ее температура будет повышаться. С ростом температуры стенка будет получать все меньше тепла от первой среды и отдавать все больше тепла второй среде. В результате этого стенка сама примет такую температуру, при которой приход тепла к ней будет равен расходу, то есть возникнут условия установившегося процесса теплопередачи для непрерывно работающего аппарата. Совместное решение уравнений (5.21), (5.22)

и (5.23) дает

$$Q = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} F(t_1 - t_2) = KF(t_1 - t_2). \quad (5.24)$$

Как видно из уравнения (5.24), в него не вошли температуры стенки $t_{ст1}$ и $t_{ст2}$. Это и подтверждает высказанное положение: температура стенки сама устанавливается в соответствии с условиями теплопередачи.

Температура стенки по расчету, да и по самому физическому смыслу, всегда будет более близка к температуре той среды, α которой будет больше. В уравнении (5.24) величина

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (5.24a)$$

называется *коэффициентом теплопередачи*. В системе СИ этот коэффициент имеет размерность $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{град}$. Он показывает, какое количество тепла в единицу времени (то есть тепловой поток) передается от одной текучей среды к другой через единицу поверхности, разделяющей их стенки при разности температур между средами в 1 градус.

Знаменатель выражения (5.24a) представляет сумму тепловых сопротивлений каждой из сред и разделяющей их стенки. Очевидно, в таком случае отдельные слагаемые ее могут оказать различное влияние на величину K . Так, при теплопередаче через металлическую стенку λ — большая величина, а толщина стенки δ составляет обычно всего тысячные доли метра. Поэтому отношение $\frac{\delta}{\lambda}$ будет настолько мало, что им можно пренебречь по сравнению с величинами $\frac{1}{\alpha_1}$ и $\frac{1}{\alpha_2}$, то есть для этого случая $K \approx \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2}}$. Отсюда следует, что замена одного металла другим (с иной теплопроводностью) или изменение

толщины металлической стенки в пределах тех же нескольких миллиметров не окажут какого-либо заметного влияния на величину K , то есть на интенсивность теплопередачи.

Если теплообмен происходит между средами с резко различными величинами α_1 и α_2 , например между жидкостью и газом, то $\frac{1}{\alpha_r}$ будет во много раз меньше, чем $\frac{1}{\alpha_{ж}}$, и коэффициент теплопередачи будет полностью определяться значением α_r , то есть

$$K \approx \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r}} = \alpha_r.$$

В данном случае изменение α_r вызовет соответствующее изменение и величины K , в то время как изменение величины $\alpha_{ж}$ практически не отразится на значении K . Поэтому для увеличения коэффициента теплопередачи все меры должны быть направлены в первую очередь на увеличение наименьшего коэффициента α . Все эти меры сводятся к интенсификации турбулизации потоков, например к увеличению скорости потока или изменению направления движения. Подобный анализ уравнения (5.25) всегда целесообразен, так как он позволяет наметить правильный путь интенсификации процесса теплопередачи.

Теплопередающие стенки в теплообменниках часто бывают покрыты отложениями солей, накипью, механическими примесями, пленками оксидов металлов, сажи и т. п. Для защиты от коррозии их покрывают слоем эмали, краски и лака. С целью снижения тепловых потерь в окружающую среду наружная стенка аппаратов защищается изоляционным материалом. Очевидно, при ведении расчета процесса теплопередачи необходимо учитывать термическое сопротивление всех этих элементов.

5.3.2.3. Средняя разность температур

Анализ уравнения (5.24) показывает, что для определения требуемой поверхности теплообмена F для передачи заданного количе-

ства тепла в единицу времени Q необходимо знать величину сомножителя $(t_1 - t_2)$, которая называется *средней разностью температур*.

Температуры каждой из теплообменивающихся сред t_1 и t_2 редко остаются постоянными на протяжении всей поверхности теплообмена. Температуры сред в процессе теплопередачи будут изменяться в результате происходящего теплообмена, а следовательно, будет изменяться и разность температур $(t_1 - t_2)$ вдоль поверхности теплообмена. Поэтому при определении этой поверхности по уравнению (5.24) необходимо рассчитывать *среднюю* по длине аппарата разность температур Δt_{cp} , то есть уравнение (5.24) запишется в виде

$$Q = KF(t_1 - t_2)_{\text{cp}} = KF\Delta t_{\text{cp}}. \quad (5.246)$$

Как показано на рисунке 5.6, разность температур в начале аппарата $\Delta t_{\text{н}} = t_{1\text{н}} - t_{2\text{н}}$, а в конце $\Delta t_{\text{к}} = t_{1\text{к}} - t_{2\text{к}}$. Для всего теплообменника в качестве средней разности температур, казалось бы, можно принять среднюю арифметическую величину:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\text{н}} + \Delta t_{\text{к}}}{2}.$$

Подобный расчет был бы точным, если бы температуры сред изменялись прямолинейно вдоль теплопередающей поверхности (пунктирные линии на рисунке 5.7). В действительности же имеет место криволинейный характер изменения температур вдоль теплопередающей поверхности. В этом легко убедиться, если теплообменник разбить на ряд равновеликих по поверхности участков и проследить за изменением разности температур в направлении ее уменьшения.

Количество передаваемого тепла в единицу времени пропорционально разности температур, поэтому темп сближения температур сред на каждом последующем участке меньше, чем на предыдущем. Следствием этого является изменение температур сред (или одной среды, если температура второй остается постоянной) по кривым линиям.

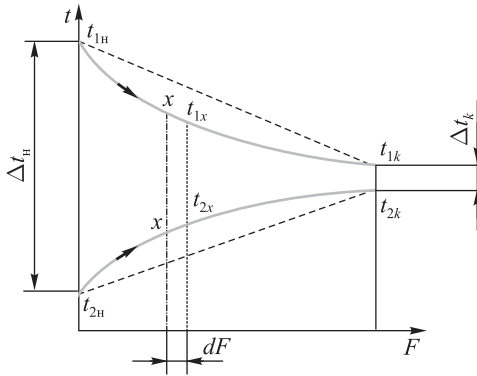


Рис. 5.7

Точное значение средней разности температур находится интегрированием этого криволинейного изменения.

На бесконечно малой поверхности теплообмена dF в сечении x (см. рис. 5.7) t_{1x} и t_{2x} можно считать неизменяющимися. Тепловой поток через эту поверхность

$$dQ = -G_1 c_1 dt_{1x} = G_2 c_2 dt_{2x} = KF(t_{1x} - t_{2x}), \quad (5.24в)$$

откуда

$$dt_{1x} = -\frac{dQ}{G_1 c_1}, \quad dt_{2x} = \frac{dQ}{G_2 c_2}$$

и

$$dt_{1x} - dt_{2x} = d(t_{1x} - t_{2x}) = -dQ \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right).$$

Решая последнее уравнение относительно dQ , находим, что

$$dQ = -\frac{d(t_{1x} - t_{2x})}{\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2}} = K dF(t_{1x} - t_{2x}).$$

Разделив переменные и проинтегрировав полученное уравнение по изменению разности температур от $(t_{1н} - t_{2н})$ до $(t_{1к} - t_{2к})$ и по

поверхности от 0 до F , получим

$$\int_{t_{1н}-t_{2н}}^{t_{1к}-t_{2к}} \frac{d(t_{1x} - t_{2x})}{t_{1x} - t_{2x}} = K \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) \int_0^F dF. \quad (5.24г)$$

Из уравнения теплового баланса (5.5) следует, что

$$G_1 c_1 = \frac{Q}{t_{1н} - t_{1к}} \quad \text{и} \quad G_2 c_2 = \frac{Q}{t_{2к} - t_{2н}}.$$

Подстановка этих значений в уравнение (5.24г) дает выражение

$$\int_{t_{1н}-t_{2н}}^{t_{1к}-t_{2к}} \frac{d(t_{1x} - t_{2x})}{t_{1x} - t_{2x}} = K \left(\frac{t_{1н} - t_{1к}}{Q} + \frac{t_{2к} - t_{2н}}{Q} \right) \int_0^F dF.$$

Интегрирование полученного уравнения в заданных пределах показывает, что

$$\ln \frac{t_{1н} - t_{2н}}{t_{1к} - t_{2к}} = \frac{K}{Q} [(t_{1н} - t_{2н}) - (t_{1к} - t_{2к})] F,$$

или

$$Q = KF \frac{(t_{1н} - t_{2н}) - (t_{1к} - t_{2к})}{\ln \frac{t_{1н} - t_{2н}}{t_{1к} - t_{2к}}}.$$

Сравнивая полученное выражение с уравнением (5.24) и приравняв $\Delta t_{н} = t_{1н} - t_{2н}$ и $\Delta t_{к} = t_{1к} - t_{2к}$, видим, что величина

$$\frac{(t_{1н} - t_{2н}) - (t_{1к} - t_{2к})}{\ln \frac{t_{1н} - t_{2н}}{t_{1к} - t_{2к}}} = \frac{\Delta t_{н} - \Delta t_{к}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{н}}{\Delta t_{к}}} \quad (5.24д)$$

соответствует величине средней разности температур, поэтому

$$Q = KF \frac{\Delta t_{н} - \Delta t_{к}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{н}}{\Delta t_{к}}} = KF \Delta t_{ср}. \quad (5.25)$$

Полученное уравнение служит для расчета основного размера аппарата — его теплопередающей поверхности F .

Интегрирование уравнения (5.24г) дает

$$\ln \frac{t_{1k} - t_{2k}}{t_{1н} - t_{2н}} = - \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) KF,$$

откуда

$$\frac{t_{1k} - t_{2k}}{t_{1н} - t_{2н}} = e^{- \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) KF}$$

и

$$t_{1k} - t_{2k} = (t_{1н} - t_{2н}) e^{- \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) KF}.$$

Отсюда видно, что разность температур сред вдоль теплопередающей поверхности изменяется по экспоненциальному закону. Зная разность температур сред на входе в теплообменник, можно определить ее и на выходе из теплообменника.

Выше был рассмотрен случай прямотока.

На практике наиболее часто встречаются случаи эксплуатации теплообменных аппаратов по технологии противотока. При этом температуры обеих сред, как показано на рисунке 5.8, уменьшаются вдоль теплопередающей поверхности по ходу горячего агента.

В этом случае уравнение теплового баланса для бесконечно малой поверхности dF (рис. 5.8а) принимает вид

$$dQ = -G_1 c_1 dt_{1x} = -G_2 c_2 dt_{2x},$$

что в конечном итоге приводит к выражению

$$t_{1k} - t_{2н} = (t_{1н} - t_{2к}) e^{- \left(\frac{1}{G_1 c_1} + \frac{1}{G_2 c_2} \right) KF},$$

откуда видно, что если $G_1 c_1 < G_2 c_2$, то разность температур вдоль теплопередающей поверхности по ходу наиболее горячей среды уменьшается (см. рис. 5.8а), а если $G_1 c_1 > G_2 c_2$, то разность температур увеличивается (рис. 5.8б).

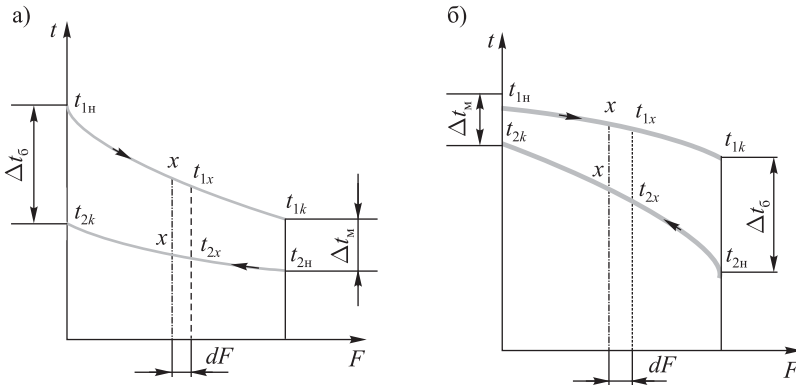


Рис. 5.8

Произведение расхода среды (теплоносителя) на его среднюю удельную теплоемкость называется *водяным эквивалентом*. Он равен расходу воды, который по своей тепловой емкости эквивалентен количеству тепла, необходимому для нагревания (или охлаждения) среды на 1°C . В ходе теплообмена больше изменяется температура той среды, водяной эквивалент которой меньше.

Конечное уравнение для противотока (5.26) принимает вид, аналогичный выражению (5.25):

$$Q = KF \frac{(t_{1н} - t_{2к}) - (t_{1к} - t_{2н})}{\ln \frac{t_{1н} - t_{2к}}{t_{1к} - t_{2н}}}.$$

Здесь уменьшаемым обычно берут разность температур на том конце теплообменника, где она больше, и последнее уравнение в таком случае записывается в виде

$$Q = KF \frac{\Delta t_{\bar{b}} - \Delta t_m}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\bar{b}}}{\Delta t_m}} = KF \Delta t_{\text{cp}}. \quad (5.26)$$

Следовательно,

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}}}. \quad (5.26a)$$

В тех случаях, когда в теплообменнике имеет место небольшое изменение температуры и $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} < 2$, криволинейное изменение хода температур может быть с достаточной точностью принят за прямой, и средняя разность температур может вычисляться как средняя арифметическая.

Из сравнения передачи тепла при прямотоке и противотоке видно, что противоток является более выгодным приемом, так как обеспечивает большую теплоту процесса. Действительно, в теплообменнике при противотоке холодную среду можно нагреть до температуры горячей среды на входе ее в аппарат, тогда как при прямотоке холодная среда может нагреться только до температуры выходящей, то есть уже охлажденной, среды. То же самое будет иметь место и в отношении глубины охлаждения горячей среды.

Противоточный теплообмен оказывается лучше и по *скорости процесса*.

Действительно, если подсчитать величину средней логарифмической разности температур при прямоточном и противоточном процессах для одних и тех же заданных $t_{1\text{н}}$, $t_{1\text{к}}$, $t_{2\text{н}}$ и $t_{2\text{к}}$ (это необходимо для относительного сравнения), то величина Δt_{cp} противотока всегда будет больше величины Δt_{cp} прямотока и разница будет тем больше, чем более высокая полнота теплообмена задана.

На основании сказанного следует, что при противотоке всегда требуется меньшая теплопередающая поверхность, чем при прямотоке, для передачи равного количества тепла в одинаковых условиях температурного режима.

При выводе выражения для Δt_{cp} предполагалось, что теплообменник работает по принципу идеального вытеснения, то есть перемешивание среды может быть только по сечению потока (а не

вдоль теплопередающей поверхности). Продольное перемешивание, или обратное смешение среды, всегда приводит к уменьшению средней разности температур. При идеальном перемешивании разность температур будет минимальной, так как температура среды во всем объеме становится равной ее температуре на выходе из аппарата.

В случае перекрестного тока теплообменивающиеся среды протекают перпендикулярно одна относительно другой (одна в трубках, другая поперек пучка трубок).

В случае смешанного тока в одном ходу теплообменника среды движутся противотоком, а в другом — прямотоком. В этих случаях среднюю разность температур определяют из соотношения $\Delta t_{cp} = \varepsilon(\Delta t_{cp})_{пр}$, где $(\Delta t_{cp})_{пр}$ — средняя логарифмическая разность температур при противотоке и ε — поправочный коэффициент, который всегда меньше единицы. Значения его приводятся в справочной специальной литературе.

При выводе среднего логарифмического значения разности температур исходили из того, что теплоемкости сред c_1 и c_2 и коэффициент теплопередачи K остаются постоянными в процессе теплообмена. В случае значительного изменения их величин с изменением температуры, а также при наличии фазовых и химических превращений, возникающих в ходе теплообмена и сопровождающихся поглощением или выделением тепла, интегрирование дифференциального уравнения (5.24в), приведенного к виду $F = - \int_{t_{1н}}^{t_{1к}} \frac{G_1 c_1}{K} \cdot \frac{dt_{1x}}{t_{1x} - t_{2x}}$, проводится графическим путем.

Задавая различными значениями t_{1x} в пределах от $t_{1н}$ до $t_{1к}$, определяют соответствующие им значения t_{2x} из уравнения теплового баланса. Например, для противотока

$$Q = G_1 c_1 (t_{1н} - t_{1x}) = G_2 c_2 (t_{2к} - t_{2x}).$$

При этих температурах определяют все физические параметры и значение K . Для графического интегрирования строят график (рис. 5.9),

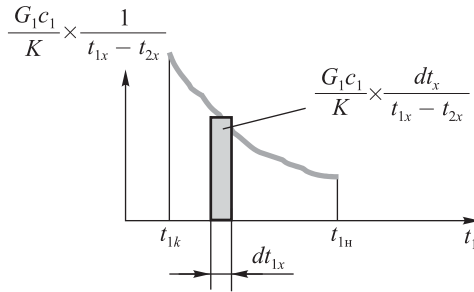


Рис. 5.9

откладывая по оси абсцисс t_{1x} , а по оси ординат — соответствующие им значения $\frac{G_1 c_1}{K} \cdot \frac{1}{t_{1x} - t_{2x}}$.

Площадь, ограниченная кривой, двумя ординатами, соответствующими $t_{1н}$ и t_{1k} , и осью абсцисс, равна величине F .

5.3.3. Передача тепла излучением

В промышленных условиях передача тепла может протекать не только теплопроводностью и конвекцией, но и тепловым излучением, например, в печах нагрева продукции скважин.

Тепловое излучение представляет собой электромагнитные колебания. При этом возникают тепловые, в том числе и световые, волны, как продукт результата колебаний заряженных частиц внутри атомов и молекул. Тепловые и световые волны в принципе однородны, и различаются они лишь длиной волн: тепловые (инфракрасные) имеют длину волны 0,8–40 мкм, а световые лучи — 0,4–0,8 мкм. Тепловое излучение распространяется прямолинейно и подчиняется законам преломления и отражения. Световые волны (лучистая энергия), распространяясь в пространстве от тела, излучающего их, при встрече с другим телом могут полностью или частично поглощаться им, превращаясь в тепло, то есть электромагнитные колебания могут возбуждать тепловые колебания внутри атомов и молекул.

Следовательно, процесс передачи тепла излучением отличается от процессов теплопроводности и конвекции.

Количество тепла, излучаемого телом в окружающую среду в единицу времени, обосновывается законом Стефана–Больцмана.

Все твердые тела имеют сплошной спектр излучения, то есть испускают лучи всех длин волн. Волны различной длины λ имеют различную интенсивность излучения:

$$I_\lambda = \frac{dE}{d\lambda}, \quad (5.27)$$

где E — излучательная способность тела, то есть количество тепла, излучаемого в единицу времени с единицы поверхности тела.

Здесь следует указать, что тела, поглощающие все падающие на них лучи, называются *абсолютно черными*.

Зависимость интенсивности излучения от длины волны и температуры для абсолютно черного тела дается *уравнением Планка*:

$$\frac{dE}{d\lambda} = \frac{C_1 \cdot \lambda^{-5}}{e^{C_2/\lambda T} - 1},$$

где λ — длина волны, м; T — абсолютная температура, °К; $C_1 = 0,37 \times 10^{-15}$ Вт·м² — первая постоянная Планка; $C_2 = 1,44 \cdot 10^{-2}$ м·°К — вторая постоянная Планка.

Отсюда можно определить излучательную способность абсолютно черного тела

$$E_q = \int_{\lambda=0}^{\infty} \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{C_2/\lambda T} - 1} d\lambda.$$

Интегрирование этого выражения дает

$$E_q = \sigma_q T^4,$$

где $\sigma_q = 5,7 \cdot 10^{-8}$ Вт/м² · °К⁴ — коэффициент излучения абсолютно черного тела.

Отсюда видно, что излучательная способность абсолютно черного тела пропорциональна его абсолютной температуре в четвертой степени.

Численное значение $\sigma_{\text{ч}}$, полученное теоретическим путем, подтверждено опытными измерениями.

Этот закон установлен опытным путем, еще до того как Планк вывел его для абсолютно черного тела, Стефаном в 1879 году и обоснован теоретически Больцманом в 1884 году для любых тел и носит название *закона Стефана–Больцмана*.

Согласно этому закону, тепловой поток, излучаемый телом в окружающую среду, равен

$$Q = EF = \sigma_{\text{ч}}FT^4. \quad (5.28)$$

Очевидно, одно и то же тело обладает свойствами излучения и поглощения лучистой энергии. Физик Кирхгоф нашел, что отношение излучательной способности тела к лучепоглощательной при одной и той же температуре есть величина, постоянная для всех тел:

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \dots = \frac{E_{\text{ч}}}{A_{\text{ч}}} = K.$$

Здесь A — лучепоглощательная способность тела, то есть отношение поглощаемой телом лучистой энергии к общему ее количеству, падающему на тело. Этот термодинамически выводимый закон может быть понят как очевидное следствие способности заряженных частиц тела настолько же легко возбуждаться в своих колебательных движениях от воспринимаемых лучей, насколько легко они отдают собственные колебания в виде лучистой энергии. Указанное соотношение справедливо и для абсолютно черного тела, для которого $A_{\text{ч}} = 1$. Отсюда следует:

- во-первых, абсолютно черное тело должно обладать максимальной излучательной способностью, то есть иметь максимальное значение коэффициента излучения $\sigma_{\text{ч}}$;

- во-вторых, лучепоглощательную способность тела A можно выразить через излучательные способности этого тела E и абсолютно черного тела $E_{\text{ч}}$ и представить как степень черноты ε :

$$\frac{E}{A} = \frac{E_{\text{ч}}}{1}, \quad A = \frac{E}{E_{\text{ч}}} = \varepsilon,$$

а коэффициент излучения для любого тела $\sigma = \varepsilon\sigma_{\text{ч}}$.

Светлые тела хорошо отражают падающие на них лучи, то есть поглощают лишь небольшую долю энергии. Следовательно, по закону Кирхгофа и коэффициент лучеиспускания для светлых тел (алюминия, полированной меди и др.) будет небольшим: $\sigma_{\text{св}} = (0,2-1,0) \cdot 10^{-8} \text{ вт/м}^2 \cdot \text{°К}^4$.

Большинство тел, с которыми приходится встречаться в технике (стальной прокат, чугунное литье, кирпич и др.), с точки зрения теплового излучения характеризуются как серые тела. Их коэффициент лучеиспускания имеет значения $\sigma_{\text{сер}} = (3,0-4,5) \cdot 10^{-8} \text{ вт/м}^2 \cdot \text{°К}^4$.

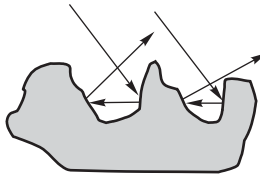


Рис. 5.10

Для одного и того же материала шероховатые, матовые поверхности лучше поглощают лучи, чем гладкие, полированные.

Падающий на шероховатую поверхность луч отражается несколько раз, передавая ей этими многочисленными падениями большее количество энергии (см. рис. 5.10), чем луч, падающий на гладкую поверхность и отражающийся один раз. Если же шероховатая поверхность лучше поглощает лучи, то, по закону Кирхгофа, она обладает и лучшей излучающей способностью. Необходимо четко различать такие противоположные понятия, как *лучеиспускание* и *лу-*

чеотражение. Блестящие поверхности именно поэтому и блестящи, что хорошо отражают падающие на них лучи. А это значит, согласно закону Кирхгофа, что собственную энергию они будут излучать наиболее слабо.

5.3.3.1. Теплообмен излучением между твердыми телами

Теплообмен излучением наиболее эффективен между твердыми телами. Чтобы упростить вычислительную работу (избежать больших величин T^4), закон Стефана–Больцмана обычно записывается в виде

$$Q = CF \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (5.28a)$$

где $C = \sigma \cdot 10^8$ (коэффициент 10^8 отнесен к температуре).

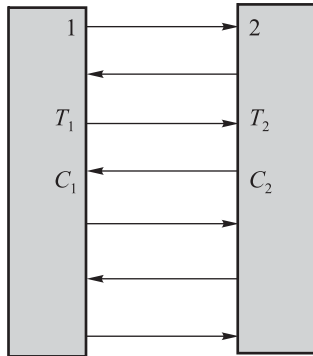


Рис. 5.11

Если два тела с температурами T_1 и T_2 (причем $T_1 > T_2$) расположены на некотором расстоянии друг от друга (рис. 5.11) и разделены лучепрозрачной средой, то между ними возникает теплообмен посредством излучения.

Действительно, каждое тело будет излучать свою энергию и поглощать энергию лучеиспускания другого тела. Более нагретое тело,

согласно выражению (5.28а), будет отдавать энергии больше, чем способно передать ему тело с более низкой температурой. В результате избыточное тепло будет переходить от более нагретого тела к менее нагретому. Это переходящее тепло может быть подсчитано по выражению

$$Q = C_{1-2} F \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right], \quad (5.29)$$

где C_{1-2} — общий коэффициент излучения.

Общий коэффициент излучения зависит от формы и размеров тел, их взаимного расположения и коэффициентов излучения. При двух равных и параллельных поверхностях, но при разных C_1 и C_2 общий коэффициент излучения описывается уравнением

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} - \frac{1}{5,7}} \text{ вт/м}^2 \cdot \text{°К}^4.$$

Если излучающее тело поверхностью F_1 с коэффициентом излучения C_1 заключено внутри второго тела с параметрами F_2 и C_2 (например, трубопровод в печи нагрева нефти и др.), то

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{5,7} \right)} \text{ вт/м}^2 \cdot \text{°К}^4.$$

Для других более сложных случаев расположения тел необходимы специальные геометрические расчеты, учитывающие взаимное падение и отражение лучей от теплообменивающихся поверхностей.

Поверхности капельных жидкостей также могут передавать тепло посредством лучеиспускания. Коэффициенты лучеиспускания жидкостей близки по своей величине к коэффициентам твердых тел, например для воды $\sigma_{\text{ж}} = 5,25 \cdot 10^{-8} \text{ вт/м}^2 \cdot \text{°К}^4$.

5.3.3.2. Излучение газов

Практически прозрачными для тепловых лучей можно считать одноатомные газы He, Ne, Ar и др. и двухатомные с симметричным строением молекул H_2 , O_2 , N_2 и др. Многоатомные газы CO_2 , SO_2 , NH_3 и др. обладают уже значительной лучепоглощающей, а следовательно, по закону Кирхгофа, и лучеиспускающей способностью.

Излучение газов существенно отличается от излучения твердых тел. Газы характеризуются не сплошными, а линейчатыми спектрами излучения, как это схематично показано на рисунке 5.12, то есть они поглощают только определенные, специфические для данного газа длины волн.

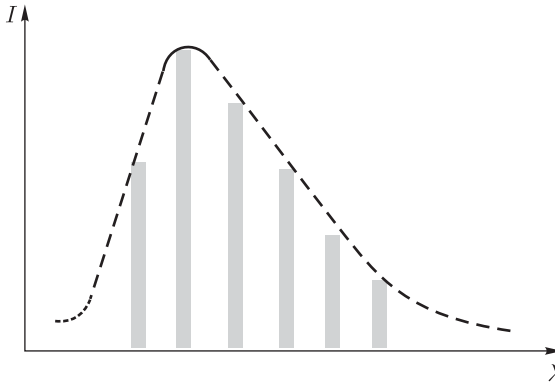


Рис. 5.12

Лучепоглощение и лучеиспускание газов происходит по всему объему. Поэтому поглощение лучистой энергии в газах пропорционально длине пути луча (толщине газового потока l и концентрации, выраженной парциальным давлением p активных многоатомных газов). Излучение газов не подчиняется закону Стефана–Больцмана. Однако оно представляется в форме этого закона, а влияние температуры вносится в коэффициент излучения. Таким образом, коэффициент излучения газов зависит от их природы и является функцией произведения (pl) и T , то есть $C = f(pl, T)$.

Обычно лучеиспускательная способность газа, найденная экспериментально, дается в справочной литературе в виде графической зависимости C от произведения (pl) и T .

Технические газы, как правило, загрязнены пылью, раскаленными частицами сажи, золы и т. д., вследствие чего излучательная способность их резко возрастает, так как к лучеиспусканию собственно газа добавляется лучеиспускание твердых частичек с их сильно развитой поверхностью и с сплошным спектром излучения. Эти механические примеси в газе часто и определяют излучательную способность технических газов.

5.3.3.3. Значение лучеиспускания в суммарной теплоотдаче: газ–стенка

При теплообмене между стенкой и нелучепрозрачным газом, наряду с теплоотдачей конвекцией, необходимо учитывать и передачу тепла излучением. При сравнении уравнения передачи тепла конвекцией с уравнением передачи тепла излучением видно, что передача тепла конвекцией пропорциональна разности температур и не зависит от их абсолютных величин. Передача же тепла излучением пропорциональна разности четвертых степеней абсолютных температур и поэтому резко возрастает с повышением температуры обоих тел, даже если величина разности температур остается прежней. Отсюда следует, что основная роль в теплопередаче при низких температурах принадлежит конвекции, а при высоких — излучению. Поэтому в области сравнительно невысоких температур (приблизительно $+300^{\circ}\text{C}$) количество передаваемого тепла рассчитывают по уравнению конвективной теплопередачи, пренебрегая излучением, а при температурах выше $+600^{\circ}\text{C}$ учитывают только излучение, пренебрегая передачей тепла конвекцией. Очевидно, все сказанное относится только к теплообмену между твердым телом и нелучепрозрачным газом. Потеря тепла излучением стенками аппарата в окружающее пространство остается значительной величиной даже при невысоких температурах стенки аппарата (даже $< +50^{\circ}\text{C}$). Однако

ближайший к аппарату слой воздуха (лучепрозрачный газ) не получает этого тепла. Оно воспринимается окружающими предметами.

5.4. Конструкции теплообменных аппаратов

Передача тепла от одной среды к другой в большинстве случаев осуществляется через разделяющую их стенку или при непосредственном контакте горячей среды с холодной. В первом случае аппараты для теплообмена называются *поверхностными*, а во втором — *контактными*.

5.4.1. Поверхностные теплообменники

В поверхностных теплообменниках стенка выполняется из металла, обладающего хорошей теплопроводностью и высокой прочностью. Лишь в особых случаях, при коррозионно-активных средах, она изготавливается из керамики, стекла, графита, пластических масс. При этом графит имеет то преимущество, что наряду с химической стойкостью обладает хорошей теплопроводностью. Поверхностные теплообменники имеют различное конструктивное оформление. Ниже описаны типовые, наиболее часто встречающиеся конструкции теплообменников.

5.4.1.1. Кожухотрубные теплообменники

Кожухотрубный теплообменник является наиболее распространенным аппаратом вследствие компактного размещения большой теплопередающей поверхности в единице объема аппарата [39, 159].

Поверхность теплообмена в нем (рис. 5.13) образуется пучком параллельно расположенных трубок 1, концы которых закреплены в двух трубных решетках 2. Трубки 1 заключены в цилиндрический кожух (корпус) 3, приваренный к трубным решеткам 2 и фланцам 4. К корпусу 3 крепятся при помощи фланцев 4 и 5 распределительные головки 6 и 7, которые называются днищем и крышкой соответственно. Фланцевое соединение распределительных головок с корпусом

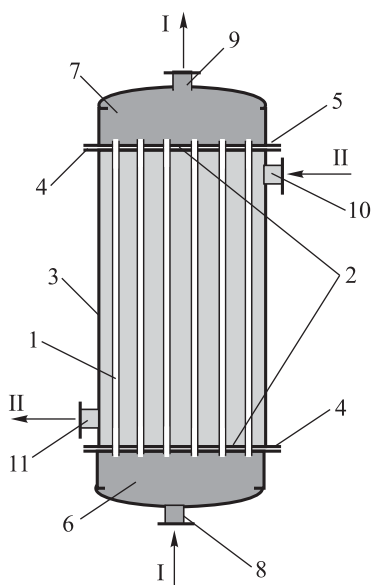


Рис. 5.13

позволяет легко снять первые и провести чистку трубок или замену при необходимости на новые.

Для подачи и отвода теплообменивающихся сред в аппарате имеются патрубки 8, 9, 10 и 11.

В целях предупреждения смешения сред трубки 1 закрепляются в решетках 2 развальцовкой или сваркой и реже, с целью предупреждения термических напряжений, с помощью сальников.

Для равномерного распределения трубок в решетках последние имеют посадочные отверстия, размещенные по периметрам правильных шестиугольников (в шахматном порядке) или по вершинам квадратов.

Ранее было показано преимущество противотока при проведении процесса теплообмена, что должно соблюдаться в технологических схемах подключения теплообменных аппаратов. При этом нагреваемую среду следует направлять снизу вверх, а охлаждаемую

наоборот — сверху вниз. Это соответствует «естественному» стремлению обеих сред. Действительно, с понижением температуры плотность среды увеличивается, и она опускается вниз. Плотность нагреваемой среды по мере повышения температуры, наоборот, уменьшается, и поэтому она выдавливается вверх. Соблюдение указанного принципа необходимо для обеспечения равномерной работы аппарата по всему его сечению. При несоблюдении этого принципа в теплообменнике возможно образование «застойных мешков». Если холодную среду подать сверху вниз, то она будет выдавливать кверху ее прогретую часть, которая там будет застаиваться и тем самым выключать из работы часть теплообменной поверхности. В этих условиях поступающая холодная среда будет перемещаться уже не по всему сечению аппарата. Поэтому она будет быстрее опускаться вниз — «тонуть» и выходить из аппарата непрогретой.

Выбор, какую среду направлять в межтрубное пространство и какую внутрь трубок, определяется сопоставлением ряда условий. Как уже отмечалось, величина коэффициента теплопередачи определяется значением наименьшего коэффициента α . Поэтому его и надо в первую очередь увеличивать, что достигается обычно повышением скорости протекания среды. По самой конструкции кожухотрубного теплообменника площадь поперечного сечения трубок всегда меньше площади сечения межтрубного пространства. А так как при данной производительности (объемной скорости) линейная скорость тем больше, чем меньше площадь поперечного сечения, среду с наименьшим значением α следует подавать в трубки для увеличения ее коэффициента теплоотдачи.

Работу кожухотрубных теплообменников можно интенсифицировать, применяя трубы малого диаметра. При этом увеличивается теплопередающая поверхность в единице объема аппарата. Выбор диаметра труб определяется условиями эксплуатации теплообменника и главным образом условиями образования пристенных осадков, которые сначала снижают коэффициент теплопередачи за счет низкой величины $\alpha_{ос}$, а затем вообще закупоривают все сечение трубки.

Здесь следует отметить, что трубы большого диаметра легче чистить и гидравлическое сопротивление в них оказывается более низким, чем в трубках малого диаметра. Для интенсификации работы теплообменника его целесообразно изготовлять узким и длинным, так как это увеличит скорость движения текучих сред. Однако это приводит к росту гидравлического сопротивления аппарата и, следовательно, расхода энергии на перекачку через него теплоносителей. Поэтому в каждом отдельном случае существует определенный предел экономической целесообразности увеличения скорости движения сред.

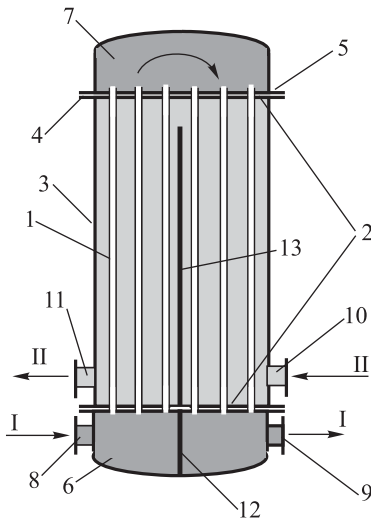


Рис. 5.14

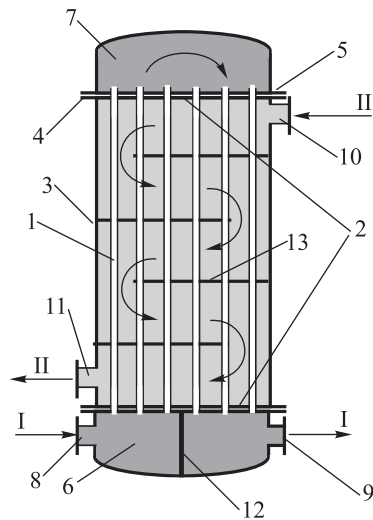


Рис. 5.15

Наиболее простой путь обеспечения высоких скоростей состоит в устройстве многоходовых теплообменников. На рисунке 5.14 представлена конструкция теплообменника, у которого трубное и межтрубное пространства разбиты на два хода. Здесь в распределительной головке 6 установлена перегородка 12, а в межтрубном пространстве — продольная перегородка 13. В результате скорости дви-

жения сред увеличились в сравнении с теплообменником (рис. 5.13) в 2 раза.

Интенсификацию теплообмена в межтрубном пространстве более целесообразно осуществлять установкой поперечных перегородок, как показано на рисунке 5.15. Число ходов в межтрубном пространстве может достигать до 8–12. При этом часто не удается сохранить принцип противотока. Поэтому несколько снижается величина Δt_{cp} , но с помощью перегородок увеличивается скорость движения той среды, у которой меньшее значение α , и коэффициент теплопередачи оказывается выше, чем в теплообменниках без перегородок.

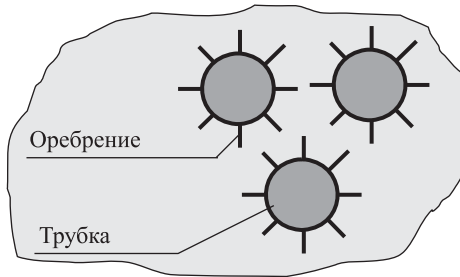


Рис. 5.16

Если различие в коэффициентах теплоотдачи большое, целесообразно увеличить не всю теплопередающую поверхность, а только с той стороны стенки, которая обращена к среде с меньшим значением α . Это достигается оребрением трубок, например как показано на рисунке 5.16.

При этом, однако, уменьшается эквивалентный диаметр и может наступить ламинарный режим течения, что, в свою очередь, может привести к уменьшению значения α .

В верхней части теплообменника для жидкостей необходима установка продувочного краника для удаления газа (воздуха) в момент пуска аппарата и по мере возможного накопления его при работе.

В кожухотрубных теплообменниках при большой разности температур между средами возникают значительные термические напряжения, особенно в периоды пуска и остановки аппарата, вызванные различным удлинением трубок и кожуха под воздействием различных температур. Во избежание возникновения таких напряжений используются следующие меры:

- установка в корпусе аппарата линзового компенсатора;
- установка в теплообменнике только одной трубной решетки, в которой закреплены трубки U-образной формы;
- устройство теплообменников с плавающей головкой;
- закрепление трубок в одной из трубных решеток с помощью сальников.

При установке теплообменников необходимо помнить, что их крепление возможно только в одном сечении для предоставления свободы термической деформации корпуса.

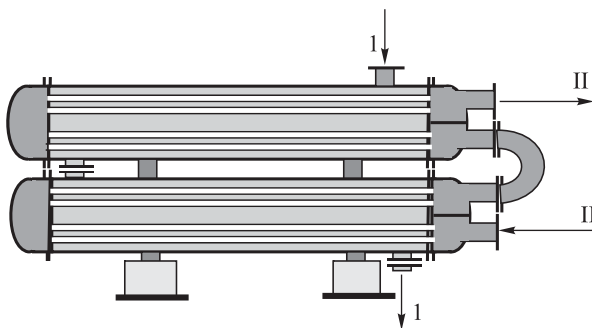


Рис. 5.17

Кожухотрубные теплообменники с небольшим количеством трубок можно последовательно устанавливать в виде батарейных (*элементных*) теплообменников. Отдельные элементы устанавливают друг над другом с помощью промежуточных опор (рис. 5.17). Такие теплообменники широко используются на установках подготов-

ки нефти, например, для подогрева предварительно обезвоженной товарной нефти. Но при эксплуатации теплообменные трубки часто зарастают и закупориваются отложениями и подвергаются интенсивному коррозионному износу.

5.4.1.2. Теплообменники типа «труба в трубе»

Теплообменники этого типа смонтированы из труб, каждая из которых окружена трубой несколько большего диаметра [160]. Одна среда течет по внутренней трубе, другая — по кольцевому каналу. При необходимости получения большей поверхности теплопередачи возможно последовательное, параллельное и комбинированное соединение секции. Три секции такого теплообменника, соединенные последовательно, показаны на рисунке 5.18, где внутренние трубы 1 каждой из секций соединены между собой коленами 2, а наружные трубы 3 — патрубками 4.

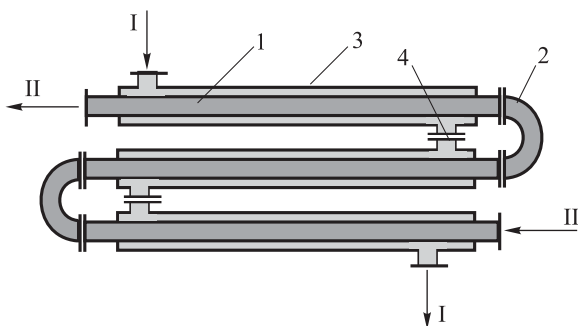


Рис. 5.18

В теплообменнике «труба в трубе» соответствующим подбором диаметров труб для обеих теплообмениваемых сред можно назначить любую приемлемую скорость, а следовательно, получить соответственно высокие значения величин α_1 и α_2 .

Высокие значения коэффициента теплопередачи, как следствие больших скоростей сред и предупреждение при этих скоростях об-

разования пристенных осадков, простота устройства, возможность изготовления непосредственно на площадках эксплуатации соответствующей системы приводят к тому, они успешно вытесняют кожухотрубные теплообменники, например, на установках подготовки нефти на промыслах — элементные кожухотрубные теплообменники. Теплообменники типа «труба в трубе» особенно широко применяются тогда, когда среды подаются под высоким давлением.

5.4.1.3. Спиральные теплообменники

Спиральный теплообменник (рис. 5.19) включает два длинных, свернутых по спирали, металлических листа 1, закрытых с торцевых сторон съемными крышками 2 [151]. В теплообменнике для сред I и II два независимых друг от друга соседних канала прямоугольного сечения. Для приема и выпуска теплоносителей имеются патрубки 3, 4, 5 и 6. Каналы теплообменника герметизируются спиральными металлическими прокладками 7, приваренными к листам 1 и 2. При таком устройстве герметичность между крышкой и поверхностью спиральных прокладок создается при помощи прокладки 8 и болтового соединения 9.

В спиральном теплообменнике, как и в теплообменниках «труба в трубе», соответствующим подбором сечений каналов можно обеспечить высокие скорости движения сред, а следовательно, и высокие значения коэффициентов α_1 и α_2 . К преимуществам этой конструкции теплообменников необходимо отнести также компактность аппарата (в 1 м³ теплообменника развивается до 80 м² теплопередающей поверхности, то есть приблизительно в 2 раза больше, чем в кожухотрубных) и меньший расход металла по сравнению с другими типами теплообменников. Плавное изменение направления движения теплоносителей и постоянная площадь сечения каналов обуславливают их небольшое гидравлическое сопротивление даже при высоких скоростях движения сред.

Использование теплообменника с высокими скоростями движения сред по спирали позволяет в нем совмещать процессы теплооб-

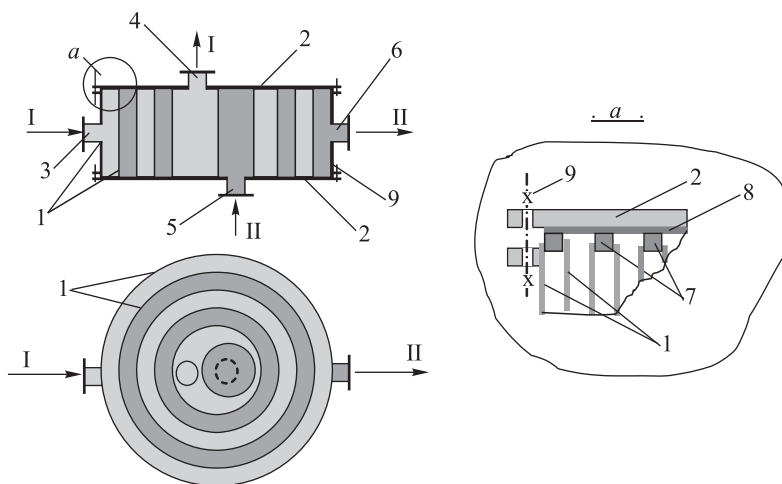


Рис. 5.19

мена с процессами обезвоживания нефти под действием центробежных сил. При этом обезвоживание нефти будет протекать с гораздо большей эффективностью в сравнении этого процесса под действием силы тяжести. Это обстоятельство придает спиральным теплообменникам исключительную ценность для использования на нефтепереработке.

Основным недостатком спиральных теплообменников является некоторая сложность их ремонта.

5.4.1.4. Змеевиковые теплообменники

Простейший погружной змеевиковый теплообменник представляет собой изогнутую в виде спирали трубу (змеевик) 1 [102, 162], установленную внутри цилиндрического сосуда 2, например, в резервуаре предварительного обезвоживания нефти типа РВС (рис. 5.20). Одна из сред (теплая товарная нефть) проходит по змеевику, другая (водонефтяная эмульсия) омывает его снаружи. При необходимости можно в один сосуд установить несколько змеевиков с общим распределительным и сборным коллекторами.

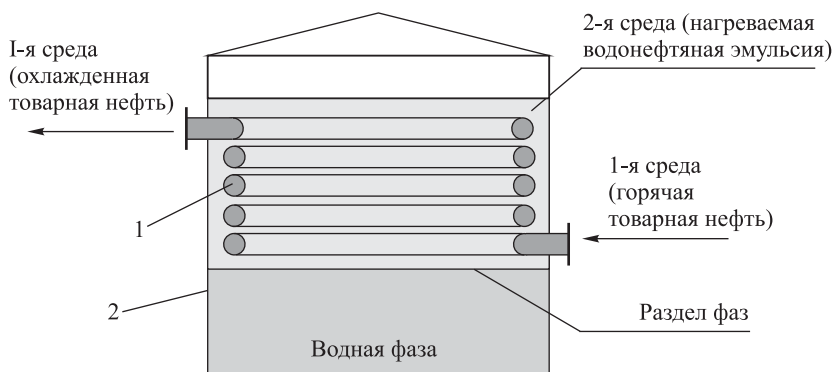


Рис. 5.20

Для подогрева водонефтяной эмульсии, например с целью ускорения процесса обезвоживания нефти, змеевик необходимо разместить в слое водонефтяной эмульсии. При этом подачу теплой товарной нефти необходимо осуществлять на уровне раздела фаз. Это позволит максимум нагреть накапливаемый в этой зоне межфазный слой с последующим повышением эффективности ее обезвоживания. Кроме того, тепло, в силу конвективных явлений, будет подниматься вверх, прогревая весь объем водонефтяной эмульсии. При этом вязкость эмульсии снижается, и эффективность процесса обезвоживания нефти возрастет.

Змеевиковые теплообменники очень удобны для осмотра и контроля над средой, находящейся в сосуде. Такие теплообменники целесообразно применять, когда среда, находящаяся в сосуде, сильно загрязнена, например когда имеем дело с «ловушечной нефтью».

5.4.1.5. Пластинчатые теплообменники

Пластинчатый теплообменник [151, 161] представляет собой набор волнообразного исполнения пластин 1 (рис. 5.21) прямоугольной формы. Пластины расположены друг от друга с зазорами, образующими сплошной канал для движения по одной стороне греющего агента (например, 1-й среды), а по другой — нагреваемого

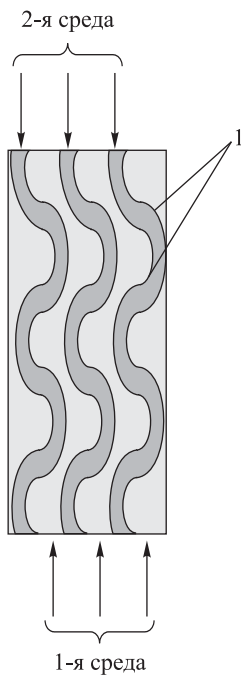


Рис. 5.21

(2-я среда). Теплообменник также включает патрубки ввода и вывода указанных сред. Пластины между собой комплектуются на сварке или через прокладки, герметизируемые при помощи специальных стягивающих штанг.

Достоинства пластинчатого теплообменника следующие.

1. Небольшое расстояние между пластинами и их рельефная поверхность обеспечивает большую удельную теплопередающую поверхность. В 1 м^3 она составляет 200 м^2 и более. Замена трубок тонкостенными пластинами делает аппарат более компактным и значительно снижает металлоемкость.

2. Фасонная форма пластин обеспечивает большие значения коэффициентов теплоотдачи, а следовательно, и коэффициента теплоотдачи.

3. Теплопередающая поверхность легко изменяется путем установки соответствующего количества пластин.

4. Теплообменник легко разбирается (как фильтр-пресс), что обеспечивает возможность чистки теплопередающей поверхности.

Однако в нефтепромысловых условиях применение такого теплообменника усложняется возможностью быстрого коррозионного износа тонкостенных пластин при его сварной конструкции, а при разборной — наличием большого количества прокладок.

5.4.2. Огневой обогрев

Огневой обогрев — один из распространенных способов нагрева водонефтяной эмульсии на нефтепромыслах. Для этой цели наиболее часто используют тепло сгорания нефтяного или природного газа, реже самой нефти. Его характерной особенностью является возможность создания высоких температур греющей среды (порядка $+1000^{\circ}\text{C}$ и более). Но, несмотря на легкость получения высоких температур и дешевизну огневого обогрева, он обладает рядом существенных недостатков.

1. Отсутствуют равномерность и точность обогрева, так как температура топки может колебаться в довольно широком интервале. Это обстоятельство может вызвать перегрев обрабатываемых веществ (водонефтяной эмульсии, непосредственно водной фазы продукции скважин) и нежелательные побочные явления.

2. Материал, из которого изготовлен теплообменный аппарат, работает в тяжелых условиях, так как всегда возможен местный перегрев, особенно в том случае, если нагреваемая среда образует накипь. В местах под накипью, у которой коэффициент теплопроводности имеет небольшую величину в сравнении с λ стальной стенки, стенка плохо охлаждается жидкостью, и температура ее повышается, что может привести к ее разрушению.

3. Большие потери тепла с отходящими дымовыми газами, температура которых из-за малой поверхности нагрева остается обычно

высокой, что определяет низкий коэффициент полезного действия установок.

4. Кроме того, к недостаткам огневого обогрева относятся еще низкий α от газов, повышенную пожарную опасность, поэтому огневой обогрев если и применяется, то только из-за низкой стоимости этого процесса, в частности при наличии на нефтепромыслах нефтяного газа, который по ряду объективных обстоятельств просто сжигается открытым пламенем, это нарушает экологическое равновесие в природе.

Среди нагревателей с использованием газообразного топлива есть широко применяемые на нефтепромыслах печи типа ПТБ (печь трубная блочная) или ПП (путевой подогреватель).

5.4.2.1. Печь нагрева жидкости типа ПТБ

Практически каждая УПН оснащена такими печами. Схема печи нагрева жидкости типа ПТБ [97, 162] показана на рисунке 5.22.

Печи данного типа маркируются ПТБ-10 или ПТБ-5, что расшифровывается как «печь трубная блочная производительностью по жидкости 10 тыс. м³/сут или 5 тыс. м³/сут» соответственно.

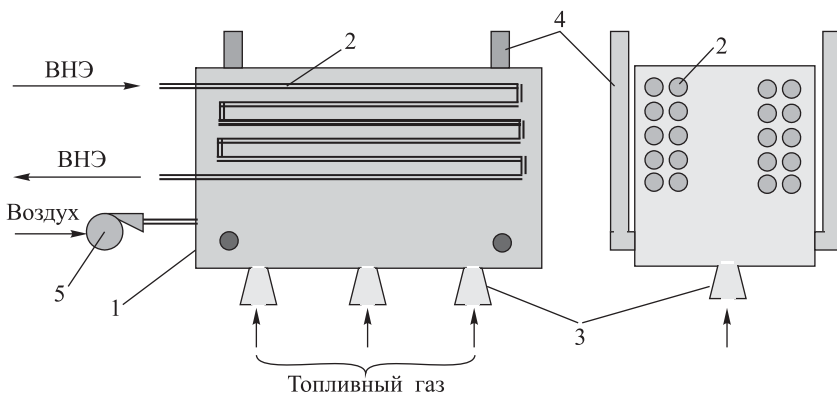


Рис. 5.22. Печь типа ПТБ: 1 — корпус; 2 — греющие трубы; 3 — форсунки топливного газа; 4 — дымовые трубы; 5 — вентилятор подачи воздуха

Таблица 5.2. Технические характеристики печей типа ПТБ и ПП

Наименование параметров	Ед. изм.	Величина для печи марки	
		ПТБ-10	ПТБ-5
пропускная способность по жидкости	т/сут.	10 000	1150
тепловая мощность	МВт	11,7	2,683
рабочее давление нагреваемой жидкости	МПа	6,4	5,0
максимальная температура нагрева	°С	90	90
давление топливного газа перед камерами сгорания	МПа	0,05	0,07–0,15
расход топливного газа	м ³ /ч	1600	75
число вентиляторов		2	—
мощность электродвигателя вентилятора	кВт	55	—
габариты печи	мм		
длина		16 200	9300
ширина		3150	2620
высота		8875	8710
масса печи	кг	57 100	12 450

Технические характеристики печей ПТБ-10, предназначенных для нагрева ВНЭ, обводненностью до 50 %, содержащих H₂S, соли и механические примеси, приведены в таблице 5.2.

Недостатком в работе этой печи является возможность перегрева жидкости в результате открытого контакта греющих труб 2 с факелом пламени. Это приводит к перегреву жидкости в пристенном слое труб 2. При этом, если нагреву подвергается ВНЭ в среднем до +60°С, она у стенки трубы 2 вскипает, так как здесь локальная температура достигает более +100°С. В результате при кипении водной фазы ВНЭ создаются условия для образования кристаллов солей зародышевой формы, которые осаждаются на стенке труб 2, снижая коэффициент теплопередачи, и частично уносятся потоком нагретой ВНЭ в систему глубокого обезвоживания и обессоливания нефти. В итоге осаждение кристаллов солей приводит к перегреву материала труб с последующими отрицательными последствиями ее

целостности, а зародышевые кристаллы солей в нефти усложняют ее подготовку (обессоливание) до нефти товарной формы. Кроме того, печи типа ПТБ могут эксплуатироваться при давлении топливного газа перед камерой сгорания не менее 0,05 МПа, а это значит, что они не могут потреблять газ КСУ. Практика их эксплуатации показывает, что при содержании в газе азота более 60 % об. горение газа в печи не стабильно.

5.4.2.2. Путьевой подогреватель типа ПП

На нефтепромыслах широкое применение нашли путьевые подогреватели марок ПП-0,63 и ПП-1,6.

Путьевой подогреватель марки ПП-0,63 [22] схематически показан на рисунке 5.23.

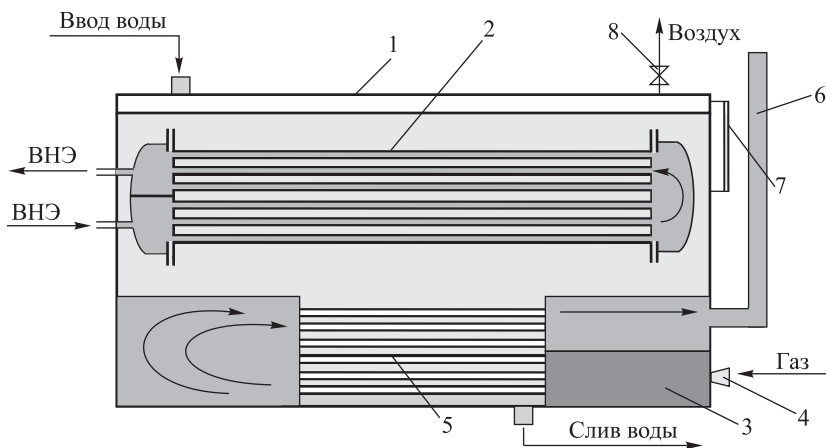


Рис. 5.23. Путьевой подогреватель ПП-0,63: 1 — корпус; 2 — теплообменные трубы; 3 — камера сгорания газа; 4 — форсунка газа; 5 — жаровые трубы; 6 — дымовая труба; 7 — указатель уровня воды; 8 — кран для сброса газа (воздушник)

Представленный путьевой подогреватель — это печь прямоугольной формы. В ее корпусе 1 расположены теплообменные трубы 2, по

которым протекает нагреваемая нефть или другая жидкость. В нижней части корпуса 1 размещены форсунки газа 3, камера сгорания топливного газа и жаровые трубы 5. К корпусу 1 также примыкают выхлопная труба 6, указатель уровня воды 7 и патрубок с краном 8 для сброса выделившегося из воды газа в атмосферу.

Принцип работы путевого подогревателя заключается в следующем.

Межтрубное пространство труб 2 и жаровых труб 5 заполняется водой, а нагреваемая нефть подается на проток через трубы 2.

Тепло сгорания топливного газа, поступающего в камеру 3 через форсунку 4, передается через жаровые трубы 5 воде, находящейся в их межтрубном пространстве. От нагретой воды тепло в последующем передается трубам 2 и далее через их стенки нагреваемой нефти.

В результате организации нагрева ВНЭ по описанной технологии температура нагрева не может быть более $+100^{\circ}\text{C}$. Поэтому процесс солеотложений в трубах 2 резко сокращается до минимума в сравнении с этим процессом в печи типа ПТБ. Но, так как передача тепла сгорания топливного газа ВНЭ протекает через стенку в две ступени, КПД путевого подогревателя составляет только 45 %.

Рассмотренные типы печей не могут применяться для сжигания попутных нефтяных газов, содержащих большое количество азота и низкое давление. Это связано с тем, что их гидравлическое сопротивление превышает давление газа КСУ и обуславливает необходимость применения при эксплуатации тягодутьевых машин как для топливного газа с низким давлением, так и для подачи воздуха в топку. Кроме того, при подаче воздуха и попутного нефтяного газа в топку, где тепло сгорания топлива не аккумулируется в достаточном количестве для поддержания горения последующих поступающих порций попутного нефтяного газа, вызывает не стабильное горение последнего, что при работе печей недопустимо.

Технические характеристики печи ПП-0,63 приведены в таблице 5.2.

Указанные недостатки печей типа ПТБ и ПП устраняются в нагревателе жидкости ШВ (печи ШВ) [23, 29, 30, 90, 98, 100], в котором достигается стабильное горение нефтяного газа (НГ), находящегося под избыточным давлением менее 0,01 МПа и содержащего большое количество азота. Причем этот процесс протекает без применения тягодутьевых машин. При работе печи ШВ достигаются получение высокого коэффициента теплопередачи, уменьшение солеотложений на внутренних стенках труб, следовательно, увеличение долговечности их и повышается полнота сгорания газа, что приводит к снижению вредных выбросов в атмосферу.

5.4.2.3. Нагреватель жидкости ШВ

На рисунке 5.24 показана схема печи ШВ (ШВ — инициалы автора изобретения Шаймарданова Вазиха), в которой устранены недостатки известных печей типа ПТБ и ПП.

Печь ШВ [23] включает камеры сгорания топлива 1 и дымовых газов 2, а также трубу 3 выброса последних в атмосферу. Камера сгорания 1 футерована огнеупорным кирпичом 4 и имеет патрубки подачи топлива на форсунку 5 и естественного подсасывания воздуха для поддержания процесса горения топлива.

Камера дымовых газов 2 изготовлена из трубы круглого сечения, в которой размещены змеевик 6, служащий для нагрева обрабатываемой жидкости. В зоне начального контакта с горячими дымовыми газами камера 2 включает водяную ванну 7, имеющую открытую поверхность испарения. Корпус камеры 2 снабжен патрубками подачи и вывода жидкости в змеевик 6 и воды в водяную ванну 7, где с зазором от стенок расположены нижние три витка змеевика 6. Водяная ванна 7 снабжена, с целью предотвращения попадания воды в зону расположения футеровки 4, переливной трубой 8.

Принцип работы печи ШВ заключается в следующем.

На форсунку 5 подается топливо и поджигается запальником. При этом в камере сгорания газа 1 образуются дымовые газы, которые, так как сопротивление печи незначительно, легко выдавлива-

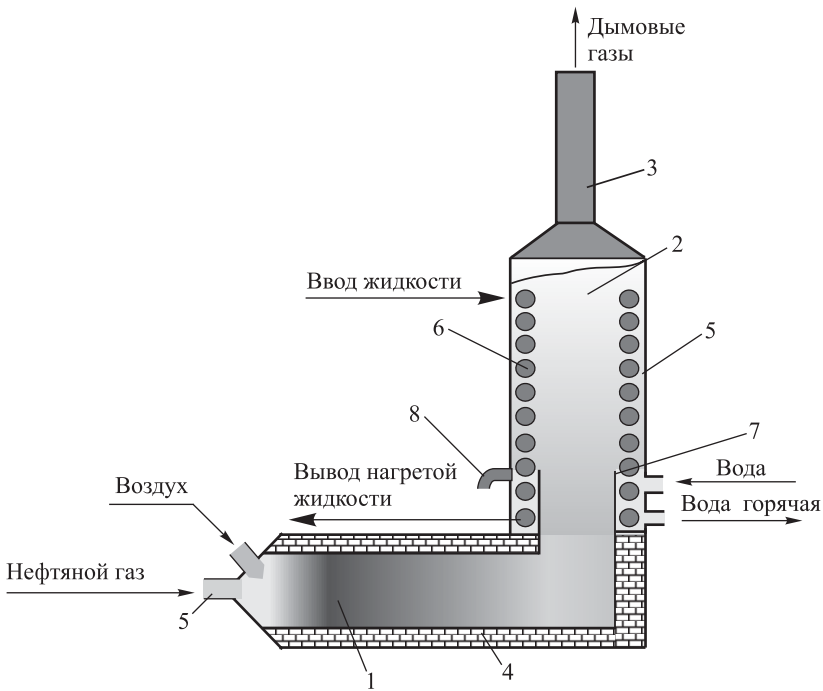


Рис. 5.24. Печь нагрева жидкости ШВ: 1 — камера сгорания нефтяного газа; 2 — камера дымовых газов; 3 — дымовая труба; 4 — футеровка; 5 — форсунка топливного газа; 6 — змеевик; 7 — водяная ванна; 8 — переливная линия

ются через дымовую трубу 6 воздухом, поступающим в печь через патрубков его ввода. При этом топливный газ, в частности НГ, должен полностью сгорать именно в камере сгорания 1, а жидкость в змеевике 6, с целью предотвращения здесь солеотложений, должна подогреваться только дымовыми газами. Поэтому объем топки 1 формируется из условия полноты сгорания топлива, что определяется временем пребывания топливного газа в зоне температуры, близкой к температуре пламени факела. Эта температура создается в горизонтальной футерованной огнеупорным материалом камере сгорания 1 в результате лучеиспускания от раскаленной (близкой к температуре пламе-

ни факела) футеровки. При этом оптимальным временем пребывания топлива в зоне температуры пламени факела является 9–10,5 с, что было подтверждено сначала экспериментально, а затем при проведении опытно-промышленных испытаний рассматриваемой печи ШВ при нагреве ВНЭ на Як-Бодьинском месторождении ГП «Ижторф». Обобщение результатов испытаний показало, что, исходя из требований полноты сгорания топлива, объем камеры сгорания зависит от количества сжигаемого ПНГ и определяется по формуле

$$V = (15,46 - 18,04)Q\tau, \quad (5.30)$$

где V — объем топки, м^3 ; Q — объем сжигаемого топлива, $\text{м}^3/\text{с}$; τ — время пребывания топлива в топке, с.

В данном выражении время пребывания газа в топке было найдено постановкой экспериментов на опытно-пилотной установке, схема которой показана на рисунке 5.25.

5.4.3. Разработка нагревателя жидкости ШВ

5.4.3.1. Разработка камеры сгорания (топки) топливного газа

Согласно представленной на рисунке 5.25 схеме, нефтяной газ ДНС Як-Бодьинского месторождения, содержащий 14,88 % метана, 6,88 % этана, 14,55 % пропана, 6,58 % бутана, 1,99 % пентана, 0,47 % гексана, 53,62 % азота и 1,03 % диоксида углерода, теплотворной способностью 33 618 кДж/м³ подавался по трубе диаметром 20 мм через счетчик 1 марки ГСБ-400 в камеру сгорания 2 цилиндрической формы диаметром 200 мм и длиной 1000 мм. Для отвода дымовых газов установка была снабжена вертикальным участком 3 диаметром 200 мм и высотой 0,5 м и трубой 4 диаметром 40 мм. Торец топки 2 со стороны приема топливного газа имел два окна 5 диаметром по 30 мм каждое и окно 6 для подачи газа в камеру его сгорания 2. Противоположный торец топки 2 был снабжен карманом 7 для термомпары 8, которой определялась температура дымовых газов, а вертикальный участок 3 — патрубком 9

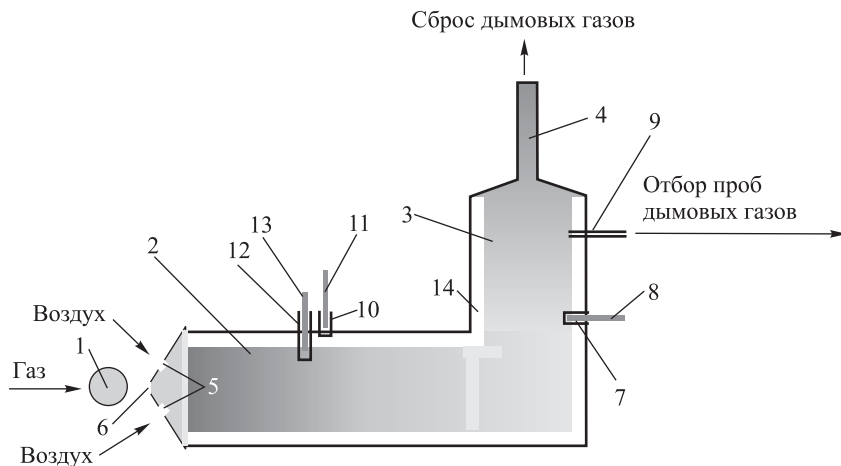


Рис. 5.25. Опытно-пилотная установка для разработки нагревателя жидкости: 1 — счетчик топливного газа; 2 — камера сгорания газа; 3 — вертикальный участок; 4 — патрубки ввода воздуха в камеру сгорания; 6 — патрубок ввода топливного газа; 7, 10, 12 — карманы термомпар; 8, 11, 13 — термомпары; 9 — патрубок отбора проб дымовых газов; 14 — футеровка

диаметром 6 мм для отбора проб дымовых газов на анализ их компонентного состава. Кроме того, горизонтальный участок топки 2 был оборудован карманами 10 и 12 термомпар 11 и 13 для замера температуры футеровки в зоне горения газа в топке 2 и температуры факела горения соответственно.

Все детали представленной опытно-пилотной установки были изготовлены из нержавеющей стали марки X18N9T толщиной 0,2 мм. Топка 2 и вертикальный участок 3 изнутри были футерованы огнеупорной керамической крошкой в смеси с асбестом. Толщина футеровки составляла 75 мм.

Исследования работы опытно-пилотной установки проводились по следующей методике.

Попутный нефтяной газ, отобраный из сепаратора ДНС, через счетчик 1 подавался на прием топки 2 через окно 6. При этом он

поджигался через одно из окон 6. В дальнейшем стабильность горения факела контролировалась через эти же окна. В процессе ведения эксперимента расход газа изменялся от 100 до 300 см³/с, увеличивая расход газа поинтервально на 50 см³/с. При этом увеличение поинтервального расхода газа осуществлялось через каждые 30 минут. По истечении 90 мин от начала горения заданного расхода газа фиксировались температура факела горения газа, футеровки и температура дымовых газов термомпарами 13, 11 и 8 соответственно, а также отбирались пробы дымовых газов на анализ их компонентного состава через патрубков 9.

Результаты проведенных исследований представлены в таблице 5.3.

Таблица 5.3. Исследование процесса горения попутного нефтяного газа

№ опыта	Расход ПНГ, см ³ /с	Температура факела горения ПНГ, °С	Температура футеровки топki, °С	Температура дымовых газов, °С	Состав дымовых газов, % об.		
					СО	СО ₂	N ₂ +пары воды и углеводороды
1	100	986	830	805	4,21	9,28	86,5
2	150	1012	875	868	1,98	10,83	87,19
3	200	1028	968	954	1,93	10,88	87,19
4	250	1030	978	970	3,97	9,53	86,50
5	300	1030	995	980	4,01	9,39	86,60

Анализ таблицы 5.3 показывает, что при расходах газа от 150 до 200 см³/с содержание СО₂ в дымовых газах оказывается максимальным и достигает более 10 % об., то есть в данном случае достигается наиболее полное сгорание попутного нефтяного газа. При этом температура футеровки топki оказывается близкой к температуре пламени.

Так как объем топki в процессе проведения экспериментов не менялся, а регулировался только расход газа, то для выявления оп-

тимальных объема и размера топки определялось время пребывания топливного газа в нем по формуле

$$\tau = \frac{V}{Q}, \quad (5.31)$$

где $V = 0,785 \cdot d^2 \cdot l = 0,785 \cdot 5^2 \cdot 100 = 1962,5 \text{ см}^3$ — объем топки;
 $Q = (150 + 200) : 2 = 175 \text{ см}^3/\text{с}$ — оптимальный расход газа.

Решением уравнение (5.31) находится $\tau = 1962,5 : 175 = 11,2 \text{ с}$.

Поэтому при проектировании топки печи необходимо ее длину и диаметр принимать таких размеров, чтобы они отвечали времени пребывания топливного газа в нем.

Остальные конструктивные элементы печи, такие как поверхность теплопередачи от дымовых газов к нагреваемой жидкости, диаметр греющей камеры, диаметры греющих труб и их длина, диаметр трубы сброса дымовых газов в атмосферу и т. д., определяются для печей соответствующей производительности расчетным путем и приемами конструирования. При этом внутренняя поверхность топки печи должна быть в обязательном порядке футерована огнеупорным материалом (кирпичом). Это необходимо для той цели, чтобы она могла аккумулировать тепло и, прогревая до температуры факела пламени, постоянно отражала ее в поступающий в топку газ.

5.4.3.2. Пример расчета печи ШВ

Исходные данные.

В качестве нагреваемой жидкости принимается ВНЭ.

Расход ВНЭ через печь $L = 400 \text{ м}^3/\text{сут} : 24 = 16,7 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Физико-химические свойства ВНЭ.

Газовый фактор, поступающей в систему сепарации нефти, отнесенный к объему ВНЭ: $\Gamma = 20,3 \text{ м}^3/\text{м}^3$.

Содержание воды: $W = 10 \%$ об.

Плотность ВНЭ: $\rho_n = 902 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Вязкость ВНЭ: $\mu_n = 65 \cdot 10^{-3} \text{ Пас}$.

Плотность воды: $\rho_v = 1030 \text{ кг}/\text{м}^3$.

Вязкость воды: $\mu_{\text{в}} = 1 \cdot 10^{-3}$ Пас.

Удельная теплоемкость ВНЭ: $C_{\text{н}} = 1,9$ кДж/кг·град.

Удельная теплоемкость воды: $C_{\text{в}} = 4,19$ кДж/кг·град.

Температура ВНЭ на приеме в печь: $t_{\text{внэ}} = +10^{\circ}\text{C}$.

Температура ВНЭ на выкиде из печи: $t_{\text{кон}} = +50^{\circ}\text{C}$.

Давление ВНЭ в змеевике: $P_{\text{внэ}} = 0,12$ МПа.

Количество НГ определяется по формуле

$$G = \Gamma \cdot L, \quad (5.32)$$

откуда $G = 20,3 \cdot 16,7 = 339$ м³/ч.

Компонентный состав ПНГ, % об., согласно хроматографическому анализу следующий:

$\text{CH}_4 = 14,88$, $\text{C}_2\text{H}_6 = 6,88$, $\text{C}_3\text{H}_8 = 14,55$, $\text{C}_4\text{H}_{10} = 6,58$,

$\text{C}_5\text{H}_{12} = 1,99$, $\text{C}_6\text{H}_{14} = 0,47$, $\text{N}_2 = 53,62$, $\text{CO}_2 = 1,03$,

из которого видно, что:

- содержание углеводородов — 45,35 % об.
- инертных газов — 54,65 % об.

Этот газ имеет следующие физические свойства:

- плотность: $\rho_{\text{г}} = 1,344$ кг/м³;
- вязкость: $\mu_{\text{г}} = 0,000018$ Пас;
- теплотворная способность: $q_u = 8023,27$ ккал/м³ $\cdot 4,19 = 33\,618$ кДж/м³.

Расчет температуры сгорания НГ.

Температура пламени факела, согласно [101], определяется по формуле

$$t_{\text{max}} = \frac{G_y}{V_i \cdot C_i}, \quad (5.33)$$

где G_y — расход углеводородной части НГ (УНГ), м³/ч, равный $G \times 0,4535 = 339 \cdot 0,4535 = 153,7$ м³/ч; V_i — стехиометрические объемы продуктов сгорания, м³/м³; C_i — удельная теплоемкость продуктов сгорания, кДж/м³град.

При сгорании УНГ образуются CO_2 , H_2O и инертные газы, в частности N_2 и CO_2 , поэтому формулу (5.33) можно представить в следующем виде:

$$t_{\max} = \frac{\lambda \cdot G_y}{V_{\text{CO}_2} C_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} C_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2} C_{\text{N}_2}}. \quad (5.34)$$

По данным [101] и [102], $C_{\text{CO}_2} = 3,1$ кДж/м³град, $C_{\text{H}_2\text{O}} = 1,9$ кДж/м³град и $C_{\text{N}_2} = 1,2$ кДж/м³град.

Расчет объема продуктов сгорания НГ.

НГ, как видно из исходных данных, состоит из углеводородов, азота и углекислого газа, количество которых следующее, м³/ч:

CH_4	$339 \cdot 0,1488 = 50,44,$
C_2H_4	$339 \cdot 0,0688 = 23,32,$
C_3H_8	$339 \cdot 0,1455 = 49,32,$
C_4H_{10}	$339 \cdot 0,0658 = 22,31,$
C_5H_{12}	$339 \cdot 0,0199 = 6,75,$
C_6H_{14}	$339 \cdot 0,0047 = 1,59,$
N_2	$339 \cdot 0,5362 = 181,78,$
CO_2	$339 \cdot 0,0103 = 3,49.$

При горении компонентов УНГ расходуется соответствующее количество воздуха и образуются CO_2 , H_2O и N_2 (продукты сгорания УНГ), объемные соотношения которых показаны в таблице 5.4.

Анализируя данную таблицу, например, по CH_4 , находим следующее.

При сжигании 50,44 м³/ч CH_4 стехиометрический расход воздуха составляет $50,44 \cdot 9,52 = 480,19$ м³/ч. При этом образуется, нм³/ч:

CO_2	$50,44 \cdot 1 = 50,44,$
H_2O (пар)	$50,44 \cdot 2 = 100,88,$
N_2	$50,44 \cdot 7,52 = 379,31.$

Таблица 5.4. Объемные соотношения воздуха и продуктов сгорания при сжигании 1 м³ различных газов, м³/м³ [101]

Компоненты углеводородной части ПНГ	Уравнения реакции горения	Расход воздуха	Продукты сгорания		
			CO ₂	H ₂ O	N ₂
CH ₄	CH ₄ + 2O ₂ = CO ₂ + 2H ₂ O	9,52	1	2	7,52
C ₂ H ₆	C ₂ H ₆ + 3,5O ₂ = 2CO ₂ + 3H ₂ O	16,66	2	3	13,16
C ₃ H ₈	C ₃ H ₈ + 5O ₂ = 3CO ₂ + 4H ₂ O	29,56	3	4	22,56
C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀ + 6,5O ₂ = 4CO ₂ + 5H ₂ O	30,94	4	5	24,44
C ₅ H ₁₂	C ₅ H ₁₂ + 8O ₂ = 5CO ₂ + 6H ₂ O	38,08	5	6	30,08
C ₆ H ₁₄	C ₆ H ₁₄ + 9,5O ₂ = 6CO ₂ + 7H ₂ O	45,22	6	7	35,72

Таблица 5.5. Объемы продуктов сгорания НГ

Компоненты ПНГ	Расход компонентов, нм ³ /ч	Стехиометрический расход воздуха, нм ³ /ч	Объемы продуктов сгорания, м ³ /ч		
			CO ₂	H ₂ O	N ₂
CH ₄	50,44	480,19	50,44	100,88	379,31
C ₂ H ₆	23,32	388,51	46,66	69,96	306,89
C ₃ H ₈	49,32	1457,90	147,96	197,28	927,22
C ₄ H ₁₀	22,31	690,27	89,24	111,55	545,26
C ₅ H ₁₂	6,75	257,04	33,75	40,50	203,04
C ₆ H ₁₄	1,59	71,90	9,54	11,13	56,79
N ₂	181,78	—	—	—	181,78
CO ₂	3,49	—	3,49	—	—
Итого:	339,0	3345,81	381,1	531,3	2600,29
Всего:	3684,81		3512,69		

Результаты аналогичных расчетов для всех компонентов УНГ сведены в таблице 5.5.

Анализ этой таблицы показывает, что при стехиометрическом сжигании $[339 - (181,78 + 3,49)] = 153,73$ нм³/ч углеводородной части НГ образуется $[3512,65 - (181,78 + 3,49)] = 3327,38$ нм³/ч дымовых газов (ДГ), температура которых в зоне факела горения

топливного газа, определяемая по уравнению (5.33), должна быть равна

$$t_{\max} = \frac{33\,618 \cdot 153,73}{377,59 \cdot 3,1 + 531,3 \cdot 1,9 + 2418,5 \cdot 1,2} = 1011^{\circ}\text{C}.$$

Однако, так как в ДГ имеются, кроме углеводородов, N_2 и CO_2 в количестве $185,27 \text{ м}^3/\text{ч}$, температура ДГ снизится до

$$t_{\max} = \frac{33\,618 \cdot 153,73}{381,06 \cdot 3,1 + 531,3 \cdot 1,9 + 22\,600,29 \cdot 1,2} = 973^{\circ}\text{C}.$$

Расчет физических свойств ДГ.

Удельная теплоемкость. Удельная теплоемкость ДГ определяется из уравнения

$$C_{\text{дг}} = \frac{C_{\text{CO}_2} \cdot V_{\text{CO}_2} + C_{\text{H}_2\text{O}} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}} + C_{\text{N}_2} \cdot V_{\text{N}_2}}{V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2}}. \quad (5.35)$$

Подставляя в это уравнение известные величины, находим

$$C_{\text{дг}} = \frac{3,1 \cdot 381,06 + 1,9 \cdot 531,3 + 1,2 \cdot 2600}{381,06 + 531,3 + 2600,29} = 1,51 \text{ кДж/м}^3\text{град}.$$

Плотность. Плотность ДГ определяется из уравнения

$$\rho_{\text{дг}} = \frac{\rho_{\text{CO}_2} \cdot V_{\text{CO}_2} + \rho_{\text{H}_2\text{O}} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}} + \rho_{\text{N}_2} \cdot V_{\text{N}_2}}{V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2}}, \quad (5.36)$$

где $\rho_{\text{CO}_2} = 1,98$, $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 0,58$, $\rho_{\text{N}_2} = 1,25$ — плотности CO_2 , H_2O -пар и N_2 , кг/м^3 .

Подставляя в это уравнение известные величины, находим, что

$$\rho_{\text{дг}} = \frac{1,98 \cdot 381,06 + 0,58 \cdot 531,3 + 2600,29 \cdot 1,25}{381,06 + 531,3 + 2600,29} = 1,22 \text{ кг/м}^3.$$

Вязкость. Вязкость ДГ находится по формуле

$$\mu_{\text{дг}} = \frac{\mu_{\text{CO}_2} \cdot V_{\text{CO}_2} + \mu_{\text{H}_2\text{O}} \cdot V_{\text{H}_2\text{O}} + \mu_{\text{N}_2} \cdot V_{\text{N}_2}}{V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2}}, \quad (5.37)$$

где $\mu_{\text{CO}_2} = 0,000015$, $\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 0,00028$, $\mu_{\text{N}_2} = 0,000018$ — вязкости CO_2 , H_2O -пар и N_2 , Па·с.

Подставляя в уравнение (5.37) известные величины, находим, что

$$\begin{aligned} \mu_{\text{дг}} &= \frac{0,000015 \cdot 381,06 + 0,00028 \cdot 531,3 + 0,000018 \cdot 2600,29}{381,06 + 531,3 + 2600,29} = \\ &= 0,000057 \text{ Па} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

Расчет температуры и расхода ДГ, поступающих в теплообменную камеру.

Если температуру дымовых газов поддерживать на уровне $+973^\circ\text{C}$, то такая температура может создать условия для солеотложений в греющих ВНЭ трубках теплообменника. Это явление связано с перегревом пристенного слоя ВНЭ в теплообменных трубах печи теплом сгорания природного или нефтяного газа (см. главу 7 книги). С целью устранения данного недостатка температура ДГ снижается, с учетом тепловых потерь, величина которых в промышленных условиях принимается равной 10 % от температуры ДГ, до $+600^\circ\text{C}$ за счет смешения ДГ холодным воздухом. Принимая во внимание, что температура холодного воздуха в зимний период достигает -40°C , расход воздуха для этих целей определяется из уравнения теплового баланса и составит

$$0,9 \cdot C_{\text{дг}} \cdot V_{\text{дг}} \cdot t_{\text{дг}} + C_{\text{воз}} \cdot V_{\text{воз}} \cdot t_{\text{воз}} = C_{\text{гг}} \cdot (V_{\text{дг}} + V_{\text{воз}}) \cdot t_{\text{гг}}^{\text{кон}}, \quad (5.38)$$

где $C_{\text{воз}} = 1,29$ — удельная теплоемкость воздуха, $\text{кДж/м}^3\text{град}$; $V_{\text{воз}}$ — расход воздуха, $\text{м}^3/\text{ч}$; $t_{\text{воз}} = -40^\circ\text{C}$ — температура воздуха; $C_{\text{гг}} = 1,45$ — удельная теплоемкость греющих ВНЭ газов, $\text{кДж/м}^3\text{град}$; $t_{\text{гг}}^{\text{кон}} = +535^\circ\text{C}$ — конечная температура греющих дымовых газов.

Решая уравнение (5.38) относительно объема расхода воздуха, для снижения температуры дымовых газов находим, что $V_{\text{воз}} = 8644 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Следовательно, объем разбавленных ДГ, т. е. греющих ВНЭ газов (ГГ) будет равен: $V_{\text{ГГ}} = 3512,65 + 8644 = 12\,157 \text{ м}^3/\text{ч}$, который содержит $8644 \text{ м}^3/\text{ч}$ воздуха.

Расчет физических свойств ГГ.

Удельная теплоемкость. Удельная теплоемкость ГГ определяется из уравнения

$$C_{\text{ГГ}} = \frac{C_{\text{дг}} \cdot V_{\text{дг}} + C_{\text{воз}} \cdot V_{\text{воз}}}{V_{\text{дг}} + V_{\text{воз}}}, \quad (5.39)$$

где $C_{\text{воз}} = 1,1 \text{ кДж/м}^3\text{град}$ [102].

Подставляя в уравнение (5.39) известные величины, находим, что

$$C_{\text{ГГ}} = \frac{1,51 \cdot 3512,69 + 1,1 \cdot 8644}{3512,65 + 8644} = 1,45 \text{ кДж/м}^3\text{град}.$$

Плотность ГГ. Плотность ГГ определяется из уравнения

$$\rho_{\text{ГГ}} = \rho_{\text{дг}} \frac{V_{\text{дг}} + \rho_{\text{воз}} \cdot V_{\text{воз}}}{V_{\text{дг}} + V_{\text{воз}}}, \quad (5.40)$$

где $\rho_{\text{воз}} = 1,29$ — плотность воздуха, кг/м^3 [102].

Подставляя в уравнение (5.40) известные величины, находим, что

$$\rho_{\text{ГГ}} = 1,22 \cdot \frac{3512,65 + 1,29 \cdot 8644}{3512,65 + 8644} = 1,27 \text{ кг/м}^3.$$

Вязкость. Вязкость ГГ определяется из уравнения

$$\mu_{\text{ГГ}} = \frac{\mu_{\text{дг}} \cdot V_{\text{дг}} + \mu_{\text{воз}} \cdot V_{\text{воз}}}{V_{\text{дг}} + V_{\text{воз}}}, \quad (5.41)$$

где $\mu_{\text{воз}} = 0,000018$ — вязкость воздуха, Пас.

Подставляя в уравнение (5.41) известные величины, находим, что

$$\mu_{\Gamma\Gamma} = \frac{0,000057 \cdot 3512,65 + 0,0018 \cdot 8644}{3512,65 + 8644} = 0,00003 \text{ Пас.}$$

Тепловой баланс нагрева ВНЭ греющими дымовыми газами.

Тепловой баланс нагрева ВНЭ греющими дымовыми газами подсчитывается с использованием уравнений

$$Q_{\Gamma\Gamma} = C_{\Gamma\Gamma} \cdot V_{\Gamma\Gamma} \cdot (t_{\Gamma\Gamma}^{\text{нач}} - t_{\Gamma\Gamma}^{\text{кон}}), \quad (5.42)$$

$$Q_{\text{ВНЭ}} = C_{\text{ВНЭ}} \cdot L_{\text{ВНЭ}} \cdot (t_{\text{ВНЭ}}^{\text{нач}} - t_{\text{ВНЭ}}^{\text{кон}}), \quad (5.43)$$

где $Q_{\Gamma\Gamma}$ и $Q_{\text{ВНЭ}}$ — тепловые потоки греющих дымовых газов и ВНЭ, кДж/ч; L — масса нагреваемой ВНЭ ($L = 16,7 \cdot 902 = 15\,063$ кг/ч); $V_{\Gamma\Gamma}$ — объем греющих дымовых газов ($V_{\Gamma\Gamma} = 12\,157$ м³/ч); $C_{\Gamma\Gamma}$, $C_{\text{ВНЭ}}$ — удельные теплоемкости греющих газов и ВНЭ, кДж/м³град и кДж/кг град соответственно; $t_{\Gamma\Gamma}^{\text{нач}}$, $t_{\Gamma\Gamma}^{\text{кон}}$, $t_{\text{ВНЭ}}^{\text{нач}}$, $t_{\text{ВНЭ}}^{\text{кон}}$ — начальные и конечные температуры ГГ и ВНЭ, °С.

Подставив исходные данные в уравнения (5.42) и (5.43) определяем конечную температуру греющих дымовых газов: $1,45 \cdot 12\,157 \times (600 - t_{\Gamma\Gamma}^{\text{кон}}) = 1,9 \cdot 15\,063 \cdot (50 - 10)$, $t_{\Gamma\Gamma}^{\text{кон}} = +535$ °С.

Таким образом, количество тепла, передаваемое газом нефти, равно $1,45 \cdot 12\,157 \cdot (600 - 535) = 1\,145\,797$ кДж/ч, а количество тепла, принимаемое нефтью, — $1\,145\,797$ кДж/ч, или $318\,277$ Вт.

Расхождение тепловых потоков по приходу и расходу составляет $[(1\,145\,797 - 1\,144\,788) : 1\,145\,797] \cdot 100 = 0,09\%$, что допустимо.

Кинетический расчет теплообменника.

Кинетический расчет теплообменника предусматривает определение поверхности теплообмена теплообменника соответствующей конструкции, определяемой из формулы (5.1) ($Q = KF\Delta t_{\text{cp}}$), из которой

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}}}.$$

Здесь коэффициент теплопередачи K определяется по формуле (5.24а):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

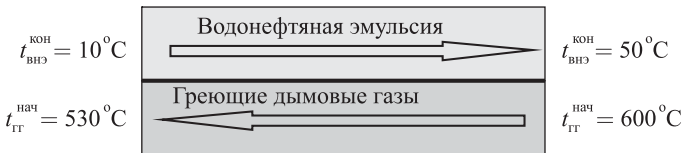
где α_1 — коэффициент теплоотдачи от греющих газов (ГГ) к теплообменной стенке змеевика печи ШВ, Вт/м²к; δ_1 — толщина теплообменной стенки змеевика, м; λ — коэффициент теплопроводности материала стенки, Вт/м²к; α_2 — коэффициент теплоотдачи от теплообменной стенки к нефти, Вт/м²К.

Средняя движущая сила процесса теплопередачи ($\Delta t_{\text{ср}}$) определяется по формуле

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{н}} + \Delta t_{\text{к}}}{2} \quad \text{или (5.26а)} \quad \Delta t_{\text{ср}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}.$$

Определение средней движущей силы процесса теплопередачи.

Предполагается, что нагрев ВНЭ осуществляется противотоком, то есть по схеме



тогда $\Delta t_{\text{б}} = 600 - 50 = +550^\circ\text{C}$; $\Delta t_{\text{м}} = 535 - 10 = +525^\circ\text{C}$. Отношение $550 : 525 = 1,04$, то есть меньше 2. Поэтому $\Delta t_{\text{ср}} = (550 + 525) : 2 = +537^\circ\text{C}$.

Определение коэффициента теплопередачи.

С целью вычисления коэффициента теплопередачи по формуле (5.25) необходимо определить коэффициент теплоотдачи от греющего газа (ГГ) к теплопередающей стенке.

Коэффициент теплоотдачи определяется по формуле

$$\alpha_1 = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda_{\text{ГГ}}}{d}, \quad (5.44)$$

где $\lambda_{\text{ГГ}} = 0,0395$ — коэффициент теплопроводности газа, Вт/мК [101]; $d = 1,4$ — диаметр трубопровода, м; Nu — критерий Нуссельта, определяемый по формуле [102]

$$\text{Nu} = 0,192 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{0,43 \cdot \xi}, \quad (5.45)$$

справедливый при $\text{Re} = 10^4 \div 4 \cdot 10^5$; ξ — коэффициент, равный для случая прямых труб единице.

Критерий Рейнольдса определяется по формуле

$$\text{Re} = \frac{Wd\rho}{\mu},$$

где W — скорость газа в камере дымовых газов, м/с; $d = 1,4$ — диаметр камеры дымовых газов, м; $\mu = 0,00003$ — вязкость ГГ, Пас.

При расходе дымовых газов $V_{\text{ГГ}} = 12\,157$ м³/ч, скорость их в трубопроводе диаметром 1,4 м будет равна

$$W = \frac{V_{\text{ГГ}}}{0,785 \cdot d^2} = \frac{12\,157}{0,785 \cdot 1,4^2} = 2,2 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Подставляя найденные значения W , d , ρ , μ в формулу критерия Re, находим, что

$$\text{Re} = \frac{2,2 \cdot 1,4 \cdot 1,27}{0,00003} = 130\,387.$$

Так как полученная величина $\text{Re} = 130\,387$ больше 10^4 и меньше $4 \cdot 10^5$, то расчеты по формуле (5.45) допустимы [102].

Критерий Прандтля находится по формуле

$$\text{Pr} = \frac{C_{\text{ГГ}} \mu_{\text{ГГ}}}{\lambda_{\text{ГГ}}}, \quad (5.46)$$

где $C_{\Gamma\Gamma}$ — удельная теплоемкость ГГ, $C_{\Gamma\Gamma} = (1,45 : 1,27) \cdot 1000 = 1063$ Дж/кг град; $\mu_{\Gamma\Gamma}$ — вязкость ГГ, $\mu_{\Gamma\Gamma} = 0,00003$ Пас; $\lambda_{\Gamma\Gamma}$ — теплопроводность ГГ, $\lambda_{\Gamma\Gamma} = 0,0395$ Вт/мК. Подставляя в формулу (5.46) исходные значения параметров, получаем, что

$$\text{Pr} = \frac{1,06 \cdot 0,00003}{0,0395} = 0,807.$$

В результате из формулы (5.45) находим, что

$$\text{Nu} = 0,192 \cdot 130\,387^{0,8} \cdot 0,807^{0,43} \cdot 1 = 216.$$

В дальнейшем из уравнения (5.44) находится значение коэффициента теплоотдачи от ГГ к стенке трубы змеевика:

$$\alpha_1 = \frac{216 \cdot 0,039}{0,1} = 84,24 \text{ Вт/м}^2\text{К}.$$

Коэффициент теплопроводности стенки трубопровода.

Коэффициент теплопроводности стенки трубы диаметром 114×7 , изготовленной из стали марки Сталь-3, равен $46,7$ Вт/мК. (Толщина стенки трубы 114×7 равна $\delta = 0,007$ м.)

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы змеевика в слой ВНЭ.

По трубопроводу диаметром 114×7 транспортируется ВНЭ с газовым фактором, равным $3,0 \text{ м}^3/\text{м}^3$ [21, 98]. (Газовый фактор ВНЭ, поступающей на сепаратор, равен $20,3 \text{ м}^3/\text{м}^3$, а после сепаратора — $\Gamma = 3,0 \text{ м}^3/\text{м}^3$.) В этом случае Nu определяется по уравнению [103]

$$\text{Nu} = 0,008 \text{ Re}^{0,9} \text{ Pr}^{0,443}, \quad (5.47)$$

справедливого при $\text{Re} = 2300\text{--}10\,000$ и $\text{Pr} = 20\text{--}320$.

Для рассматриваемого случая передачи тепла критерий Рейнольдса определится из формулы

$$\text{Re} = \frac{W_{\text{ВНЭ}} d \rho_{\text{ВНЭ}}}{\mu_{\text{ВНЭ}}}, \quad (5.47a)$$

где $W_{\text{ВНЭ}}$ — скорость ВНЭ в трубе змеевика, м/с; $d = 0,10$ — диаметр трубопровода, м; $\rho_{\text{ВНЭ}}$ — плотность ВНЭ, кг/м³; $\mu_{\text{ВНЭ}}$ — вязкость ВНЭ, Пас.

Скорость ВНЭ в трубопроводе определяется по уравнению

$$W_{\text{ВНЭ}} = \frac{(V_{\text{ВНЭ}} + 1) \cdot \frac{\Gamma}{P_{\text{ВНЭ}}}}{0,785d^2}, \quad (5.48)$$

откуда

$$W_{\text{ВНЭ}} = \frac{(16,7 + 1) \cdot \frac{3}{0,12 \cdot 9,81}}{0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 3600} = 2,3 \text{ м/с.}$$

Решение уравнения (5.47а) дает, что $Re = \frac{2,3 \cdot 0,1 \cdot 226,5}{0,016} = 3256$, то есть Re находится в пределах от 2300 до 10 000.

Критерий Pr определяется из уравнения

$$Pr = \frac{C_{\text{ВНЭ}} \cdot \mu_{\text{ВНЭ}}}{\lambda_{\text{ВНЭ}}}, \quad (5.49)$$

справедливого, когда $320 > Pr > 20$.

Принимая, что $C_{\text{ВНЭ}} = 1900$ дж/кг·град и $\lambda_{\text{ВНЭ}} = 0,11$ Вт/м·град, получаем, что $Pr = \frac{1900 \cdot 0,016}{0,11} = 276,4$, то есть находится в пределах между 20 и 320.

Решая уравнение (5.47), находим, что

$$Nu = 0,008 \cdot 3256^{0,9} \cdot 276,4^{0,433} = 132,3.$$

Учитывая, что α_2 определяется по уравнению $\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda_{\text{ВНЭ}}}{d}$, находим, что $\alpha_2 = \frac{132,3 \cdot 0,11}{0,1} = 146$ Вт/м²К.

Коэффициент теплопередачи.

Коэффициент теплопередачи определяется решением уравнения (5.25) относительно K :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{84,24} + \frac{0,007}{46,7} + \frac{1}{146}} = 52,6 \text{ Вт/м}^2\text{К}.$$

Определение теплопередающей поверхности (F).

Решая уравнение (5.26) относительно F , определяем расчетную величину поверхности теплообмена:

$$F = \frac{\frac{1\,147\,797 \cdot 1000}{3600}}{52,6 \cdot 537} = 11,2 \text{ м}^2.$$

Теплопередающая поверхность, равная $11,2 \text{ м}^2$, в трубе диаметром $0,1 \text{ м}$ соответствует длине $l = \frac{F}{\pi \cdot d} = \frac{11,2}{3,14 \cdot 0,1} = 37,5 \text{ м}$. Однако, учитывая возможные загрязнения поверхности трубы, снижающие коэффициент теплопередачи до значительных величин, длину трубы принимаем равной 60 м .

Конструкция печи нагрева ВНЭ.

Печь нагрева ВНЭ состоит из следующих основных узлов.

1. Узел ввода ПНГ — трубопровод диаметром $0,15 \text{ м}$, расположенный в центральной части горизонтального участка печи.

2. Узел ввода воздуха для горения ПНГ.

Ввод воздуха осуществляется через 6 патрубков диаметром по $0,15 \text{ м}$ каждый. Патрубки расположены в конической части горизонтального участка печи и направлены под углом 30° к срезу трубы подачи ПНГ в печь.

3. Устройство для розжига печи.

Для розжига печи предусматривается факельная труба диаметром 20 мм .

4. Узел сжигания ПНГ.

Сжигание ПНГ осуществляется в горизонтальной части печи длиной 6 м. Горизонтальная часть печи футерована огнеупорным кирпичом. Толщина футеровки не менее 150 мм.

5. Камера нагрева ВНЭ.

Камера нагрева ВНЭ должна располагаться на вертикальном участке печи диаметром не менее 1,4 м и высотой 5 м. Греющие трубы диаметром 114×7 монтируются по внутреннему периметру трубы камеры нагрева винтообразной змейкой.

Дымовые газы, отдавшие тепло ВНЭ, выбрасываются в атмосферу по трубе диаметром 400 мм и высотой 16 м.

Гидродинамический расчет теплообменника.

Течение ВНЭ в трубе диаметром 0,1 м происходит в турбулентном режиме ($Re = 3256$). Поэтому гидравлическое сопротивление трубы определяется по формуле, приведенной в [101]:

$$\Delta = \frac{0,316}{Re^{0,25}} \cdot \frac{l}{d} \cdot \rho \frac{W^2}{2}, \quad (5.50)$$

где $l = 60$ м — длина трубы, $d = 0,1$ м — диаметр трубы, $w = 2,3$ м/с — скорость движения ВНЭ в трубе, $\rho = 226,5$ кг/м³ — плотность ВНЭ.

Решение уравнения (5.50) выявляет расчетное гидравлическое сопротивление в змеевике печи, которое оказывается равным

$$\Delta = \frac{0,316}{3256^{0,25}} \cdot \frac{60}{0,1} \cdot 226,5 \cdot \frac{2,3^2}{2} = 14\,945,8 \text{ Па.}$$

Потеря давления на трение в изогнутой трубе (змеевике) больше, чем в прямой, на величину [101]:

$$\Delta P_{\text{зм}} = \left(1 + 3,5n \frac{d}{D}\right) \cdot \Delta P, \quad (5.51)$$

где D — диаметр витка змеевика, n — число витков змеевика.

Диаметр витка змеевика принимается равным 1 м, тогда $n = 12$.

При такой конструкции змеевика увеличение гидравлического сопротивления оказывается равным

$$\Delta P_{\text{зм}} = \left(1 + 3,5 \cdot 12 \frac{0,1}{1,0}\right) \cdot 14\,945,8 = 64\,984,3 \text{ Па.}$$

Общее сопротивление труб теплообменника печи составит

$$\Delta = 14\,945,8 + 64\,984,3 = 79\,930 \text{ Па, или } 0,8 \text{ ат.}$$

5.4.4. Использование печи ШВ в качестве нагревателя ВНЭ нефтяным газом на промыслах

На основании полученных экспериментальных и расчетных данных, приведенных в разделах 5.3.3 и 5.3.4, была разработана, изготовлена и успешно прошла промышленные испытания на ДНС Як-Бодьинского месторождения печь для нагрева 400 м³/сут ВНЭ углеводородным газом системы сепарации, содержащим до 60 % азота. Она по настоящее время находится в непрерывной эксплуатации, потребляя в среднем 339 м³/ч газа, который ранее сбрасывался на факельную свечу.

Расширение внедрения произведено на Ельниковской УПН ОАО «Удмуртнефть», где газом КСУ подвергается нагреву ловушечная нефть с целью ее подготовки до товарной кондиции.

Печь прошла государственную экспертизу промышленной безопасности, и на нее получено разрешение Ростехнадзора Российской Федерации на изготовление и применение.

Разработанная печь признана изобретением и запатентована в России под названием «Нагреватель жидкости». Патент № 2117878. Патентодержатель — ОАО «Удмуртнефть».

5.4.4.1. Технологическая схема работы Як-Бодьинской ДНС с печью ШВ

До внедрения печи ШВ в производство Як-Бодьинская ДНС эксплуатировалась по общепринятой схеме: газовый сепаратор, две буферные емкости, работающие попеременно, и насос откачки ВНЭ на

Южно-Киенгопскую ДНС ОАО «Удмуртнефть», расположенную на расстоянии 12 км. Процесс перекачки ВНЭ на Южно-Киенгопскую УПН осложнялся повышением давления на выкиде насоса откачки, особенно при пониженных температурах из-за повышения вязкости перекачиваемой жидкости и накопления на стенках трубы асфальтосмолопарафиновых отложений (АСПО). По причине повышения давления на выкиде насосов откачки до 4 МПа и более при низких температурах зимнего периода года приходилось периодически останавливать откачку жидкости даже несмотря на то, что она обрабатывалась, с целью снижения вязкости, депрессаторами или деэмульгаторами.

В результате включения печи ШВ в технологическую схему на линии выкида насоса температура откачиваемой жидкости увеличилась до $+42$ – $+50^{\circ}\text{C}$ и все указанные осложнения устранились, давление не поднималось выше 1,5 МПа.

Ритмичная эксплуатация ДНС позволила в последующие годы внедрение здесь технологий предварительного обезвоживания нефти и системы подготовки воды к утилизации в пласт.

Действующая принципиальная технологическая схема Як-Бодьинской ДНС с печью нагрева ВНЭ теплом сгорания попутного нефтяного газа показана на рисунке 5.26.

Согласно представленной схеме, продукция скважин в количестве по жидкой фазе $400 \text{ м}^3/\text{сут}$ поступает в сепаратор 1, затем, после сепарации, — в теплообменник разработанной печи 2. При этом ВНЭ нагревается до $+50^{\circ}\text{C}$ дымовыми газами, образованными при сгорании $339 \text{ м}^3/\text{ч}$ НГ, который поступает в топку печи из сепаратора 1 после обработки его в газоосушителе 3. Излишний газ сепаратора 1 сбрасывается в факельную свечу 4.

Нагретая в печи ВНЭ в дальнейшем направляется в резервуар 5 типа РВС-2000 для осуществления процесса предварительного обезвоживания нефти. В дальнейшем обезвоженная нефть транспортируется насосом 6 по трубопроводу длиной 12 км на Южно-Киенгопскую ДНС.

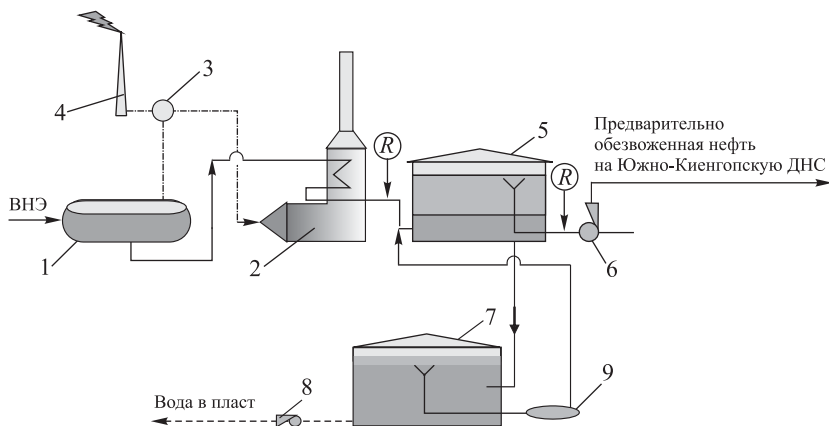


Рис. 5.26. Принципиальная технологическая схема Як-Бодьинской ДНС с печью ШВ: 1 — сепаратор; 2 — печь; 3 — газоосушитель; 4 — факельная свеча; 5 — резервуар предварительного обезвоживания нефти (РВС); 6, 8 — насосы; 7 — резервуар подготовки воды к утилизации в пласт; 9 — подземная емкость; R — точки обработки нефти реагентом-деэмульгатором

Дренажная вода РВС предварительного обезвоживания собирается в РВС-2000 8, где методом гравитационного отстаивания очищается от нефтепродуктов до требуемого технологическим регламентом качества и утилизируется в пласт.

Уловленные нефтепродукты системы подготовки воды, утечки сальников насосов, сливы при ведении ремонтных работ и другие канализационные жидкости собираются в подземную емкость 9, откуда возвращаются обратно в технологию предварительного обезвоживания ДНС.

Нефть перед системой предварительного обезвоживания подвергается деэмульсации реагентом-деэмульгатором, например, марки «Реапон-4В» из расчета 45 г/т нефти, и при острой необходимости деэмульгатор в количестве до 100 г/т нефти подается, с целью снижения вязкости перекачиваемой жидкости, в трубопровод приема насоса 6.

ГЛАВА 6

Абсорбция газов

6.1. Основные определения

Абсорбция — это процесс поглощения (растворения) газа или пара (в дальнейшем газа) жидкостью (абсорбентом, растворителем).

Газы имеют различную растворимость в жидкостях. На этом различии основано широкое распространение абсорбции как метода разделения газовых смесей с целью удаления вредного компонента или извлечения ценного компонента.

Если растворяющийся газ образует с абсорбентом химическое соединение, то такой процесс называют *хемосорбцией*.

Если газы поглощаются твердыми телами (адсорбентами), то такой процесс называется *адсорбцией*.

Адсорбция применяется с той же целью, что и абсорбция, но обычно тогда, когда концентрация извлекаемого компонента в газе очень мала.

Обратный процесс абсорбции и адсорбции, то есть выделение растворенного газа из абсорбента или адсорбента, называется *десорбцией*.

В составе нефтяного газа, кроме углеводородов, часто имеются такие газы, как сероводород, диоксид углерода и др. И даже сама нефть в своем объеме содержит значительное количество, например, сероводорода в растворенном или свободном состоянии. Учитывая то, что сероводород токсичен и обладает коррозионными свойствами, среднесуточная предельно допустимая концентрация его в атмосферном воздухе населенных мест допускается не более $0,008 \text{ мг/м}^3$

и, согласно ГОСТ Р51858-2002, содержание его в нефти не должно превышать 100 ppm (мг/кг). Поэтому возникает необходимость очистки нефтяного газа и нефти от сероводорода в промышленных условиях.

6.2. Статика процесса абсорбции

Возьмем сосуд, частично заполненный абсорбентом (рис. 6.1).

Пусть остальной объем сосуда занимает смесь газов, состоящих из инертного газа, т. е. не растворяющегося в абсорбенте, и из газа, способного растворяться в данном абсорбенте.

На границе контакта фаз происходит непрерывный переход извлекаемого (абсорбирующегося) компонента из одной фазы в другую. При этом скорость перехода извлекаемого компонента из газа в жидкость пропорциональна его концентрации y , или парциальному давлению p_y в газе, а скорость обратного перехода из жидкости в газ — концентрации x этого компонента в жидкости.

В период, когда концентрация компонента в газе превышает равновесную величину с жидкостью, скорость перехода компонента из газа в жидкость имеет большую величину, чем скорость обратного процесса (рис. 6.1а).

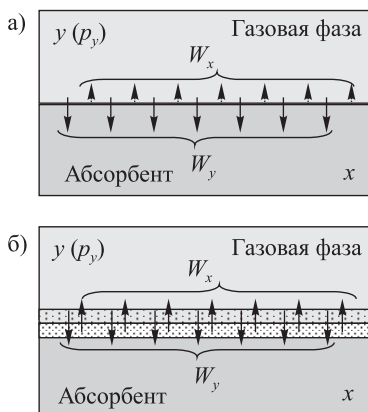


Рис. 6.1

С течением времени в сосуде устанавливается динамическое равновесие, то есть такие концентрации (*равновесные*) компонента в газе и жидкости, при которых скорости перехода молекул в обоих направлениях оказываются равными друг другу (рис. 6.1б).

Для идеальных растворов зависимость между этими равновесными концентрациями описывается *законом Генри*:

$$P_y^* = Ex, \quad (6.1)$$

где P_y^* — парциальное давление компонента в газе, равновесное с жидкостью; E — коэффициент пропорциональности, называемый *коэффициентом Генри*; x — концентрация компонента в жидкости в мольных долях.

Закон Генри читается следующим образом: *парциальное давление компонента в газе, равновесное с жидкостью, пропорционально его мольной доле в растворе.*

В соответствии с *законом Дальтона* парциальное давление компонента в газовой смеси равно

$$p_y = Py, \quad (6.2)$$

где P — общее давление газовой смеси, y — мольная концентрация компонента в газе (мольная или объемная доля).

Если уравнение (6.2) отнести к равновесной ситуации системы, то она принимает следующий вид:

$$p_y^* = Py^*, \quad (6.2a)$$

где p_y^* и y^* — равновесное парциальное давление компонента в газе и концентрация его в мольных долях соответственно.

Совместное решение уравнений (6.1) и (6.2a) показывает, что

$$Ex = Py^*,$$

откуда

$$y^* = \frac{E}{P}x.$$

Пусть $\frac{E}{P} = m$, тогда

$$y^* = mx. \quad (6.3)$$

Здесь, в уравнении (6.3), m является коэффициентом распределения, или константой фазового равновесия, являющейся безразмерной величиной.

При рассмотрении закона Генри со стороны жидкости формула (6.1) принимает следующий вид:

$$x^* = \frac{1}{E} P_y, \quad (6.1a)$$

где x^* — растворимость поглощаемого компонента в жидкости в мольных долях, p_y — парциальное давление компонента в газе, а формула (6.3) представлена в виде

$$x^* = \frac{1}{m} y. \quad (6.3a)$$

Следует отметить, что содержание компонента в жидкой и газовой фазах может быть выражено и в виде объемной концентрации, то есть в кг/м^3 .

Взаимосвязь между мольной долей (мольной концентрацией) компонента в жидкости x и объемной определяется уравнением

$$x = \frac{C_{\text{ж}} M_{\text{ж}}}{\rho_{\text{ж}} M_k}, \quad (6.4)$$

где $C_{\text{ж}}$ — объемная концентрация компонента в жидкости, кг/м^3 ; $M_{\text{ж}}$ — молекулярная масса (масса 1 кмоль) жидкости; $\rho_{\text{ж}}$ — плотность жидкости, кг/м^3 ; M_k — молекулярная масса (масса 1 кмоль) поглощаемого компонента.

В соответствии с законом Дальтона

$$P = p_y + p_{\text{ин}},$$

где $p_{\text{ин}}$ — парциальное давление инертного газа.

Зависимость парциального давления компонента в газе p_k от его объемной концентрации в газе определяется из уравнения состояния идеального газа Клапейрона–Менделеева:

$$p_k V = \frac{G_k}{M_k} RT, \quad \text{откуда} \quad p_k = \frac{G_k}{V} \frac{RT}{M_k}, \quad \text{или} \quad p_k = C_r \frac{RT}{M_k}, \quad (6.4a)$$

где V — объем газа, м³; G_k — масса поглощаемого компонента, кг; R — универсальная газовая постоянная; T — абсолютная температура, °С; C_r — объемная концентрация компонента в газе, кг/м³.

Различают хорошо, средне и плохо растворимые газы.

Примером хорошо растворимого в воде газа является аммиак, средне растворимого — сероводород, плохо растворимого — воздух. Для указанных газов при $t = +20^\circ\text{C}$ $E = 2,8$, 490 и 67 200 бар соответственно.

На этом различии и основано разделение газовых смесей абсорбцией.

С повышением температуры растворимость газов уменьшается, то есть значение E увеличивается. Это можно объяснить следующим образом.

Абсорбция является экзотермическим процессом, так как при переходе молекул из газа в жидкость они становятся менее подвижными и теряют часть своей энергии, которая выделяется в виде тепла. Поэтому подвод тепла к системе, то есть повышение температуры, вызовет обратный, эндотермический процесс выделения газа из раствора (принцип Ле Шателье), то есть уменьшение растворимости.

Так как растворение сопровождается уменьшением объема, а следовательно, и понижением давления, то в соответствии с тем же принципом Ле Шателье растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления.

Таким образом, абсорбцию следует проводить при пониженной температуре и по возможности при повышенном давлении, а для последующей десорбции нужно увеличить температуру и снизить давление.

При абсорбции пара равновесие определяется законом Рауля, который гласит, что парциальное давление пара p_n^* , равновесного с жидкостью, равно упругости насыщенного пара π при температуре раствора, умноженной на мольдолевую концентрацию его в жидкости x :

$$p_n^* = \pi x, \quad (6.5)$$

или

$$x^* = \frac{1}{\pi} p_n, \quad (6.5a)$$

одновременно учитывая, что $p_n = Py$, где y — мольная концентрация (мольная или объемная доля) пара в газе, уравнение (6.5a) можно записать в виде

$$x^* = \frac{1}{\pi} Py. \quad (6.5b)$$

Как видно из сопоставления уравнений (6.1), (6.1a) и (6.5), (6.5a), закон Рауля сходен с законом Генри. Из формулы (6.5b) следует, что при одной и той же мольдолевой концентрации поглощаемого пара в газовой смеси y его растворимость повышается с повышением общего давления газа P .

Величина $\frac{1}{\pi}$, как и $\frac{1}{E}$, уменьшается с повышением температуры, так как растет π , что соответствует уменьшению растворимости пара в жидкости при повышении температуры.

Законы Генри и Рауля верны лишь для идеальных растворов, то есть для физического растворения газов и паров, не сопровождающегося химическими реакциями. В этом случае закон Генри в координатах $y-x$ (рис. 6.2) выражается прямой линией $y^* = tx$, где коэффициент распределения t является тангенсом угла наклона.

Если же процесс абсорбции какого-либо газа или пара сопровождается химическим взаимодействием между компонентом и растворителем, то равновесные состояния отклоняются от законов Генри и Рауля. В этом случае связь между равновесными концентрациями выражается экспериментальной кривой $y^* = f(x)$ (рис. 6.2).

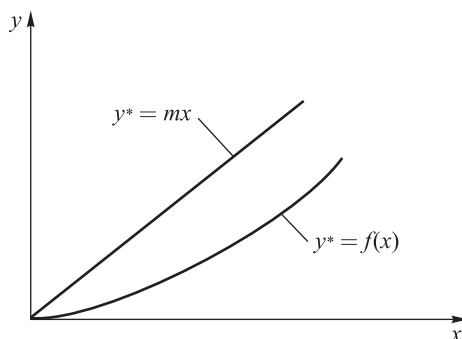


Рис. 6.2

Обобщение экспериментальных данных производится с использованием коэффициентов активности, характеризующих степень отклонения системы от идеального раствора (см. специальную литературу). Здесь при подчинении системы закону Генри коэффициент активности равен единице и он более справедлив для разбавленных растворов, то есть для плохо растворимых газов.

Если абсорбция проводится при повышенных давлениях, равных десяткам и сотням атмосфер, например, в пластовых условиях, то правильный расчет растворимости газа в жидкости при помощи закона Генри возможен лишь при учете зависимости коэффициента Генри от давления.

6.3. Материальный баланс процесса абсорбции

При ведении процессов абсорбции массы обрабатываемого газа и растворителя изменяются. По мере растворения извлекаемого компонента в жидкости масса свободного газа уменьшается, а растворителя — увеличивается. Этот процесс протекает до тех пор, пока между контактируемыми фазами не наступит состояние насыщения.

Пусть в абсорбер (аппарат для ведения процесса) (см. рис. 6.3) поступает газа и растворителя в количестве G_n и L_n , а выводится G_k

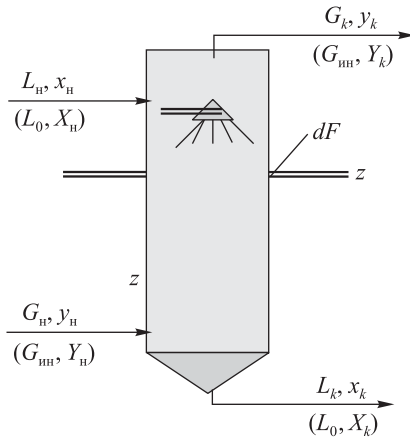


Рис. 6.3

и L_k соответственно. При этом концентрации абсорбируемого компонента составляют y_n, y_k — в газовой фазе и x_n, x_k — в жидкой.

При составлении материального баланса удобнее выразить концентрации компонента в газовой и жидкой фазах по отношению к неизменяющимся в ходе абсорбции величинам, то есть в виде относительных концентраций Y кг/кг *инертного газа* и X кг/кг *растворителя*:

$$Y = \frac{y}{1 - y} \cdot \frac{M_k}{M_{ин}} \text{ кг/кг инертного газа,} \quad (6.6)$$

$$X = \frac{x}{1 - x} \cdot \frac{M_k}{M_p} \text{ кг/кг растворителя,} \quad (6.7)$$

где $M_k, M_{ин}, M_p$ — молекулярные массы растворяемого компонента, инертного газа и растворителя.

Уравнение материального баланса в соответствии с обозначениями, принятыми на рисунке 6.3:

$$M = G_{ин}(Y_n - Y_k) = L_0(X_k - X_n), \quad (6.8)$$

где M — количество поглощаемого компонента в единицу времени; $G_{\text{ин}}$ — количество проходящего через аппарат инертного газа в единицу времени; L_0 — количество проходящего через аппарат растворителя в единицу времени.

Если концентрации фаз мало изменяются по ходу движения их в аппарате, то расходы фаз по его высоте можно с достаточной для практических целей точностью считать постоянными, то есть принять

$$G_{\text{н}} \approx G_{\text{к}} \approx G \quad \text{и} \quad L_{\text{н}} \approx L_{\text{к}} \approx L_0.$$

Тогда

$$M = G(y_{\text{н}} - y_{\text{к}}) \approx L_0(x_{\text{к}} - x_{\text{н}}). \quad (6.9)$$

Абсорбция, как и теплопередача, обычно проводится в условиях противотока. При противотоке выходящий насыщенный раствор находится в контакте с поступающим в аппарат газом, а уходящий газ — с поступающим абсорбентом, часто чистым растворителем.

Следовательно, раствор может быть насыщен до концентрации, равновесной с поступающим газом ($x_{\text{к}} = \frac{1}{m}y_{\text{н}}$), а уходящий газ может достичь равновесия с поступающим абсорбентом ($y_{\text{к}} = mx_{\text{н}}$). Назначение для проектируемого процесса конечных достигаемых концентраций $x_{\text{к}}$ и $y_{\text{к}}$ должно вестись с учетом рассмотренных равновесных зависимостей. Конечную концентрацию компонента в растворе $x_{\text{к}}$ всегда стремятся увеличивать (при этом уменьшается расход растворителя), а конечную концентрацию компонента в газе $y_{\text{к}}$ — уменьшать (при этом увеличивается полнота извлечения).

Однако при увеличении конечной концентрации раствора и полноты извлечения компонента из газа, то есть с приближением к равновесию, движущая сила приближается к нулю (см. ниже). Это приводит к уменьшению скорости процесса и увеличению размеров аппарата, а следовательно, и его стоимости. Поэтому конечные концентрации компонента в газе и жидкости принимаются на основании технико-экономических расчетов. При назначении конечных концентраций газа и жидкости необходимо учитывать и теплораспределительные

соотношения. Теплота абсорбции вызывает разогрев жидкости и газа, часто весьма существенный. Поэтому, задавшись определенными значениями x_k и y_k , необходимо по тепловому балансу провести расчет температур уходящих жидкости и газа и далее равновесные соотношения взять именно для этих температур.

Если этим температурам будут соответствовать равновесные соотношения, не обеспечивающие возможности получения назначенных ранее величин x_k и y_k , или технико-экономический расчет покажет нерентабельность этих величин, то надо вновь задаться уменьшенной величиной x_k и увеличенным значением y_k и составить тепловой баланс. Лишь при увязке этих величин, то есть при таких равновесных концентрациях для ожидаемых температур, которые гарантируют получение наиболее выгодных назначаемых x_k и y_k , расчет материального баланса можно считать законченным.

6.4. Кинетика процесса абсорбции

Кинетика абсорбции характеризуется тремя стадиями процесса (рис. 6.4):

- первая стадия — подход молекул абсорбируемого компонента из основной массы газа непосредственно к поверхности жидкости;

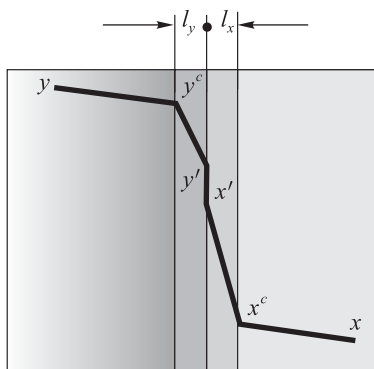


Рис. 6.4

- вторая стадия — растворение молекул газа в поверхностном слое жидкости;
- третья стадия — переход растворенных уже молекул из поверхностного слоя, обогащенного ими, в основную массу жидкости.

Первая стадия происходит под действием разности концентрации абсорбируемого компонента в основной массе газа y и в газе, находящемся непосредственно у поверхности жидкости y' , где вследствие абсорбции его концентрация понижена, то есть $y' < y$.

Вторая стадия — это акт растворения ($y' \rightarrow x'$). Она идет с большой скоростью и не влияет на скорость процесса абсорбции. Это подтверждается тем, что при проведении исследований всегда обнаруживается изменение скорости абсорбции при варьировании скорости газа или жидкости, которое не происходило бы, если бы скорость процесса определялась самим актом растворения.

Третья стадия протекает аналогично первой в результате того, что $x' > x$.

Так как первая и третья стадии абсорбции осуществляются за счет разности концентрации абсорбируемого компонента на границе контакта фаз и в объеме газовой смеси или жидкости, очевидно, они должны протекать по *диффузионным законам*. При этом, если рассматривать гидродинамическую картину взаимосвязи газовой и жидкой фаз, становится очевидным, что основные потоки находятся в режиме турбулентного движения, а на границе контакта фаз разместятся ламинарные слои газа l_y и жидкости l_x . Поэтому, до выявления закономерностей кинетики абсорбции, следует обратиться к рассмотрению процессов диффузии.

6.4.1. Диффузия

Диффузия — это процесс перехода вещества из одного участка среды в другой, обусловленный разностью концентраций вещества. Следовательно, процессы абсорбции должны сопровождаться и диффузионными. Различают процессы молекулярной диффузии и конвективной.

6.4.1.1. Молекулярная диффузия

Молекулярная диффузия имеет место в неподвижной среде или при ее ламинарном движении. Переход вещества из участка с его большей концентрацией в участок с меньшей концентрацией обязан только хаотичности теплового движения молекул.

Молекулярная диффузия описывается законом Фика, согласно которому, если рассматривать газовую фазу, количество вещества, диффундирующее за определенное время через контролируемую величину поверхности, нормальную к направлению диффузии, равно

$$dM_y = -D_y \frac{dy}{dl} dF d\tau, \quad (6.10)$$

где dM_y — количество диффундирующего вещества; D_y — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом диффузии; $\frac{dy}{dl}$ — градиент концентрации, то есть изменение концентрации y на единицу длины l по нормали к направлению диффузии; dF — поверхность диффузии; $d\tau$ — время процесса.

Знак минуса в правой части уравнения показывает на то, что материальный поток направлен в сторону падения концентрации.

При установившемся процессе материальный поток в направлении диффузии остается постоянной величиной, то есть количество газа, диффундирующее в единицу времени, $\frac{dM_y}{d\tau} = M = \text{const}$. В этих условиях при интегрировании уравнения (6.10) в пределах от 0 до F , от 0 до l , от y' до y_c получим

$$M_y = D_y F \frac{y' - y_c}{l}. \quad (6.11)$$

Размерность и физический смысл коэффициента диффузии могут быть выяснены непосредственно из уравнения (6.11), если его

решить относительно D_y :

$$[D_y] = \left[\frac{M}{F \frac{y' - y_c}{l}} \right] = \left[\frac{\frac{\text{кг}}{\text{с}}}{\text{м}^2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \cdot \frac{1}{\text{м}}} \right] = \left[\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \right].$$

Коэффициент диффузии представляет собой количество вещества, переходящего в единицу времени через единицу поверхности при градиенте концентрации, равном единице.

Закон Фика справедлив для любых сред, поэтому уравнение (6.11) для общего случая можно переписать в следующем виде:

$$M = DF \frac{C_1 - C_2}{l}, \quad (6.11a)$$

где M — количество диффундирующего вещества; D — коэффициент диффузии; C_1 — концентрация диффундирующего компонента в начале диффузионного пути; C_2 — концентрация диффундирующего компонента на рассматриваемой плоскости участка пути диффузии.

Коэффициенты диффузии газов и паров. Коэффициент диффузии газа A в газе B , или наоборот, может быть определен по формуле, полученной на основе кинетической теории газов:

$$D_y = \frac{0,0043 \cdot 10^{-4} \cdot T^{3/2}}{p(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}, \quad (6.12)$$

где T — абсолютная температура, °К; P — общее давление, ат; V_A и V_B — молекулярные объемы газов A и B , определяемые как сумма атомных объемов элементов, входящих в состав газа, см³/моль; M_A и M_B — молекулярные массы газов A и B .

Из уравнения (6.12) следует, что коэффициент диффузии D_y увеличивается при повышении температуры, так как в этом случае повышается скорость движения молекул, и при уменьшении массы молекул вследствие возрастания их подвижности. Кроме того, D_y

возрастает при уменьшении давления газа и объема молекул, так как при этом уменьшается число столкновений молекул, препятствующих их движению в сторону меньшей концентрации.

Определим, например, коэффициент диффузии NH_3 в воздухе при температуре $+50^\circ\text{C}$ и давлении 1 ат.

Для NH_3 :

$$M_A = 17, \quad V_A = V_N + 3V_H = 15,6 + 3 \cdot 3,7 = 26,7 \text{ см}^3/\text{моль}.$$

Для воздуха:

$$M_B = 29, \quad V_B = 29,9 \text{ см}^3/\text{моль},$$

$$D_y = \frac{0,0043 \cdot 10^{-4} \cdot (273 + 50)^{3/2}}{1 \cdot (26,7^{1/3} + 29,9^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{17} + \frac{1}{29}} = 0,208 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Для ряда газов значения D_y определены экспериментально и приводятся в соответствующих справочниках.

Коэффициенты диффузии газов в растворителях (жидкостях).

Процесс молекулярной диффузии в жидкостях аналогичен газовой стадии, но, так как вязкость жидкостей намного превосходит вязкость газов, величина D_x здесь оказывается намного меньше в сравнении с D_y .

Значения коэффициентов диффузии газов в жидкостях D_x вычисляются по эмпирическим формулам. Например, по достаточно простой и проверенной на большом количестве систем Уилки и Чанга:

$$D_x = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (aM)^{1/2} T}{\mu \nu_k^{0,6}} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}, \quad (6.13)$$

где M — молекулярная масса растворителя, T — абсолютная температура, μ — вязкость жидкости, ν_k — молекулярный объем диффундирующего компонента, a — поправочный коэффициент.

Для неассоциированных жидкостей (эфира, бензола, гептана) $a = 1$, для воды — 2,6, для метанола — 1,9, для этанола — 1,5.

Определим, например, коэффициент диффузии NH_3 в воде при $+50^\circ\text{C}$, если при этой температуре $\mu = 0,549$ МПа·с; $\nu_{\text{N}} = 15,6$ см³/моль, $\nu_{\text{H}} = 3,7$ см³/моль, $\nu_{\text{NH}_3} = 15,6 + 3 \cdot 3,7 = 26,7$ см³/моль:

$$D_x = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (2,6 \cdot 18)^{1/2} (273 + 50)}{0,549 \cdot 26,7^{0,6}} = 0,413 \cdot 10^{-8} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}.$$

Таким образом, расчетно доказано, что величины коэффициентов диффузии газов в жидкостях во много (в десятки тысяч) раз меньше, чем коэффициенты диффузии в газах.

6.4.1.2. Конвективная диффузия

Конвективная диффузия — это перенос вещества из участка с его большей концентрацией в участок с меньшей струйками текущих сред в результате их взаимного перемещения.

Перенос вещества из среды к ограничивающей ее поверхности или обратно называется массоотдачей.

Количество вещества, передаваемое в единицу времени конвективной диффузией из среды к ограничивающей ее поверхности, можно представить в общем случае уравнением Шукарева:

$$M = \beta F(y - y'), \quad (6.14)$$

где β — коэффициент массоотдачи, F — площадь контакта среды с ограничивающей поверхностью, y — концентрация переносимого (конвективно диффундирующего) компонента в объеме среды, y' — концентрация переносимого (конвективно диффундирующего) компонента на границе контакта фаз.

Если уравнение (6.14) отнести к газовой фазе в процессе абсорбции, то оно, очевидно, примет вид

$$M_y = \beta_y F(y - y'). \quad (6.14a)$$

Размерность и физический смысл коэффициента массоотдачи могут быть выяснены из уравнения (6.14):

$$[\beta] = \left[\frac{M}{F(y - y')} \right] \left[\frac{\frac{\text{КГ}}{\text{С}}}{\frac{\text{М}^2 \text{КГ}}{\text{М}^3}} \right] = \left[\frac{\text{М}}{\text{С}} \right].$$

Коэффициент массоотдачи показывает, какое количество вещества в единицу времени диффундирует из окружающей среды к единице ограничивающей ее поверхности при разности концентрации диффундирующего компонента в объеме среды и у поверхности, равной единице.

Величина, обратная коэффициенту массоотдачи $\left(\frac{1}{\beta}\right)$, представляет собой диффузионное сопротивление массоотдаче.

Как и при теплоотдаче, различают естественную и принудительную конвективные диффузии. Последняя всегда имеет место в турбулентном потоке, характерном для промышленных аппаратов.

6.4.2. Коэффициент массопередачи (абсорбции)

Коэффициент массопередачи характеризует скорость перехода абсорбируемого газа из объема газовой среды в объем жидкой.

Вследствие интенсивного перемешивания объемов, струек, по сечению турбулентного ядра потока среды концентрация вещества в ней выравнивается. Но на ограничивающей турбулентный поток поверхности всегда существует ламинарный пограничный слой. По причине того, что толщины ламинарных слоев со сторон газа и растворителя незначительны, они в технических расчетах принимаются равными, то есть $l = l_y = l_x$ (см. рис. 6.4). Здесь перенос вещества возможен лишь молекулярной диффузией. Поэтому скорость переноса вещества на этих участках гораздо меньше в сравнении с принудительно конвективной диффузией. Следовательно, ламинарный слой оказывает основное сопротивление и массоотдаче, и массопередаче.

Концентрация вещества на границе ламинарного слоя с турбулентным потоком приближенно равна концентрации его в потоке, поэтому, согласно закону Фика, количество переносимого вещества через газовый ламинарный слой будет равно $M_y = D_y F \frac{y - y'}{l} = \frac{D_y}{l} F(y - y')$, а через жидкостный — $M_x = \frac{D_x}{l} F(x' - x)$.

Сравнивая это выражение с (6.14а), видим, что $\beta_y = \frac{D_y}{l}$ и $\beta_x = \frac{D_x}{l}$.

Толщина пристенного пограничного слоя, очевидно, зависит от гидравлической обстановки (скорости и направления движения среды), геометрического размера (глубины потока) и физических свойств среды.

Так как пограничный слой не имеет резкой границы с турбулентной областью потока, то величину l следует понимать лишь как условную приведенную толщину ламинарного слоя, включающую диффузионное сопротивление турбулентного ядра потока.

Все сказанное позволяет сделать вывод, что коэффициент скорости материального переноса β для каждой из рассматриваемых фаз может быть определен только экспериментальным путем с обобщением определяющих его факторов на основе теории подобия, например методом анализа размерностей.

Совершенно аналогично критериальному уравнению конвективной теплоотдачи в турбулентном потоке

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = A \left(\frac{W d \rho}{\mu} \right)^a \left(\frac{C_p \mu}{\lambda} \right)^e$$

может быть получено выражение

$$\frac{\beta d}{D} = A \left(\frac{W d \rho}{\mu} \right)^a \left(\frac{\mu}{\rho D} \right)^e, \quad (6.15)$$

где $\frac{\beta d}{D} = \text{Nu}_d$ — диффузионный критерий Нуссельта; $\left(\frac{Wd\rho}{\mu}\right)^a = \text{Re}$ — критерий Рейнольдса; $\left(\frac{\mu}{\rho D}\right)^e = \text{Pr}_d$ — диффузионный критерий Прандтля.

Уравнение (6.10) часто записывается в более краткой форме:

$$\text{Nu}_d = A \text{Re}^a \text{Pr}_d^e. \quad (6.15a)$$

Этот материальный перенос представляет собой типичный диффузионный процесс. Скорость его для газовой фазы может быть выражена как

$$M_y = \beta_y F(y - y'), \quad (6.16)$$

где M_y — количество поглощаемого компонента, переносимого в единицу времени из газа к поверхности жидкости; β_y — коэффициент массоотдачи в газовой фазе; F — поверхность соприкосновения фаз (поверхность жидкости); y и y' — концентрации абсорбируемого компонента в коеквивном потоке газа и на границе контакта с жидкой средой соответственно, моль доли.

В этом случае размерность β_y в системе СИ определяется в результате решения уравнения (6.12) относительно β_y :

$$[\beta_y] = \left[\frac{M_y}{F(y - y')} \right] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{мол.доля})} \right].$$

Вторая стадия процесса абсорбции идет с большой скоростью и поэтому не влияет на суммарную скорость процесса, определяемую скоростью наиболее медленной стадии. Это подтверждается тем фактом, что всегда обнаруживается изменение скорости абсорбции при изменении скорости газа или жидкости, которое не происходило бы, если бы скорость процесса определялась самим актом растворения.

Высокая скорость второй стадии обуславливает важное следствие: на поверхности раздела фаз существует состояние равновесия,

$$y' = mx'. \quad (6.17)$$

Третья стадия происходит аналогично первой, под действием разности концентраций растворенного газа на поверхности x' и в основной массе жидкости x , то есть представляет собой также диффузионный процесс. Следовательно,

$$M_x = \beta_x F(x' - x), \quad (6.18)$$

где M_x — количество поглощаемого компонента, переносимого в единицу времени с поверхности жидкости в ее основную массу; x' и x — концентрации абсорбируемого компонента на границе контакта с газовой фазой и в объеме конвективного потока жидкости, моль доли; β_x — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе.

Размерность β_x в системе СИ:

$$[\beta_x] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{мол.доля})} \right].$$

При установившемся процессе абсорбции материальный поток в направлении массопередачи является постоянной величиной, то есть $M_y = M_x = M$. Действительно, если M_y не будет равно M_x , то абсорбируемый компонент на границе раздела фаз будет накапливаться или уменьшаться и значения пограничных концентраций y' и x' будут изменяться в зависимости от времени, пока не установятся на таком уровне, чтобы $M_y = M_x = M$.

Решая совместно уравнения (6.16), (6.17) и (6.18), находим, что

$$\begin{cases} M_y = \beta_y F(y - y'), \\ y' = mx', \\ M_x = \beta_x F(x' - x), \end{cases} \quad M = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} F(y - mx). \quad (6.19)$$

Полученное уравнение (6.19) является основным уравнением массопередачи (абсорбции). Оно по своей форме подобно зависимости для случая сложной теплопередачи. При выводе их пограничные концентрации y' , x' и др. сократились так же, как и температура

стенок в теплопередаче. При запуске аппарата они сами устанавливаются такими, чтобы обеспечить переход через газовую и жидкую фазы одинакового количества газа M .

В уравнении (6.19) $\Delta y = y - mx = y - y^*$, то есть разность концентраций компонента в газе и жидкости, выраженных в газовых единицах (концентрация компонента в газе, равновесном с жидкостью), является *движущей силой* процесса абсорбции, выраженной в газовых единицах. При $y \rightarrow y^*$ $\Delta y \rightarrow 0$, то есть система газ-жидкость приближается к состоянию равновесия.

В уравнении (6.19) выражение

$$\frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} = K_y \quad (6.20)$$

представляет коэффициент массопередачи, выраженный через мольные концентрации газа. Следовательно,

$$M = K_y F (y - mx) = K_y F (y - y^*). \quad (6.21)$$

Коэффициент массопередачи K_y характеризует *скорость процесса*. Он представляет собой величину, показывающую, какое количество газа абсорбируется жидкостью в единицу времени при поверхности соприкосновения 1 м^2 и разности концентраций компонента в газе и жидкости, пересчитанной на равновесную с ней концентрацию в газе, равную единице.

Размерность K_y в системе СИ:

$$[K_y] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{мол.доля})} \right].$$

Выражение (6.21) может быть приведено к следующему виду:

$$M = m K_y F \left(\frac{y}{m} - x \right) = K_x F (x^* - x). \quad (6.22)$$

В уравнении (6.22) $\Delta x = x^* - x$, то есть разность концентраций компонента в газе и в жидкости, выраженных в жидкостных единицах, является *движущей силой* процесса абсорбции, выраженной в *жидкостных единицах*. При $x \rightarrow x^*$ $\Delta x \rightarrow 0$, то есть система газ-жидкость приближается к состоянию равновесия. K_x — коэффициент массопередачи, выраженный через мольные концентрации жидкости. Как видно, $K_x = mK_y$.

Размерность K_x в системе СИ:

$$[K_x] = \left[\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{мол.доля})} \right].$$

Из уравнения (6.20) следует, что $\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} = \frac{1}{K_y}$, то есть общее сопротивление массопередаче $\frac{1}{K_y}$, как и при передаче тепла от одной среды к другой, равно сумме сопротивлений газовой фазы $\frac{1}{\beta_y}$ и жидкой фазы $\frac{m}{\beta_x}$. Очевидно, доля каждого из фазовых сопротивлений в общем сопротивлении определяется не только значениями β_y и β_x , но и величиной m .

Для газов с малой растворимостью величина m весьма велика. Поэтому в выражении (6.19) можно пренебречь величиной $\frac{1}{\beta_y}$ по сравнению с $\frac{m}{\beta_x}$. Тогда

$$K_y = \frac{\beta_x}{m}$$

и

$$M = \frac{\beta_x}{m} F(y - mx). \quad (6.23)$$

Так как газ малорастворим, то различие в концентрациях газа у поверхности и в массе газа невелико, и поэтому можно принять, что $y \approx y' \approx mx'$. Тогда уравнение (6.23) запишется в следующем виде:

$$M = \beta_x F(x' - x). \quad (6.24)$$

Уравнение (6.24) показывает, что при малой растворимости газа на скорость абсорбции влияет лишь скорость массопередачи в жидкостной стадии.

Для хорошо растворимых газов величина m мала. Поэтому в уравнении (6.19) можно пренебречь величиной $\frac{m}{\beta_x}$ по сравнению с $\frac{1}{\beta_y}$. Тогда $K_y = \beta_y$ и

$$M = \beta_y F(y - mx). \quad (6.25)$$

При большой растворимости газа относительное различие x и x' невелико, то есть можно принять, что $mx = y'$. Тогда

$$M = \beta_y F(y - y'). \quad (6.25a)$$

Здесь на скорость абсорбции влияет только скорость диффузии в газовой фазе.

В соответствии со сказанным для повышения общей скорости абсорбции надо интенсифицировать ту или иную стадию. Лишь для газов, имеющих среднее значение растворимости, в расчетах необходимо учитывать обе величины β_y и β_x и интенсифицировать обе стадии процесса.

При кривой линии равновесия (см. рис. 6.1) коэффициент массопередачи K изменяется по высоте (длине) аппарата, так как в этом случае тангенс угла наклона кривой равновесия m является переменной величиной. Среднее для всего аппарата значение K можно определить, разбив его на участки и принимая величину m постоянной в пределах каждого участка.

6.4.2.1. Определяющие факторы коэффициентов массоотдачи

Газовая стадия. Как уже указывалось, величина коэффициента массоотдачи в газовой фазе β_y определяется значением коэффициента диффузии газа D_y (см. формулу (6.12)) и гидравлической обстановкой процесса, особенно условиями у поверхности раздела

фаз. Таким образом, величина β_r должна зависеть от физических свойств газовой смеси (коэффициента диффузии, плотности, вязкости) и условий движения газа (скорости и диаметра канала, по которому движется газ).

Ряд эмпирических зависимостей для определения величины β_y , приводимых в справочной литературе, соответствует действительному значению β_y лишь в тех конкретных условиях, при которых проводились опыты по определению β_y . Коэффициенты массоотдачи в газе и в жидкости не могут быть определены непосредственно из опыта, так как нет возможности измерить концентрации фаз на границе их раздела. Опытным путем можно определить коэффициент массопередачи. Для определения коэффициента массоотдачи в жидкой фазе проводят обычно опыты по абсорбции или десорбции плохо растворимого газа, например O_2 в воде, когда сопротивлением газовой фазы можно пренебречь, а для определения коэффициента массоотдачи в газовой фазе — опыт по абсорбции хорошо растворимого газа, например NH_3 в воде, или по испарению чистой жидкости (чаще всего воды), когда сопротивлением жидкой фазы можно пренебречь.

Более широкое обобщение экспериментальных данных основано на теории подобия и выражении (6.15), которое для случая течения газа в прямых длинных каналах в условиях турбулентного потока принимает следующий вид:

$$\frac{\beta_y d}{D_y} = 0,023 \left(\frac{\omega d \rho}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{\mu}{\rho D_y} \right)^{0,4}. \quad (6.26)$$

Из этого выражения сделать следующие выводы.

1. На коэффициент β_y незначительно влияет температура газа. В самом деле, если принять D_y пропорциональным $T^{1,5}$, μ пропорциональным $T^{1,5}$, а ρ обратно пропорциональным T , то β_y пропорционально $T^{-0,1}$.

2. На величину β_y незначительно влияет давление p . С повышением давления D_y изменяется обратно пропорционально давлению

(см. формулу (6.12)), а ρ — прямо пропорционально. Согласно выражению (6.26), с повышением давления β_y уменьшается пропорционально $p^{-0,2}$.

3. Коэффициент β_y значительно увеличивается при росте скорости газа, он пропорционален $w^{0,8}$. Подобный рост β_y в зависимости от скорости обусловлен увеличением степени турбулизации потока, уменьшением толщины пограничного слоя, в котором происходит постепенное затухание турбулентности вследствие трения на поверхности раздела фаз газ–жидкость. В пограничном слое бóльшая часть диффузионного сопротивления оказывается в газовой фазе, и поэтому можно представить, как было ранее, что $\beta_y = \frac{D_y}{l}$.

4. На величину β_y влияет также направление движения потока газа, не учитываемое в выражении (6.26). Опыты показывают, что если движение газа вместо касательного будет нормальным к поверхности жидкости, то при той же скорости газа абсолютное значение β_y увеличится в 2–3 раза, что объясняется более интенсивным сдвиганием пограничного слоя в этом случае.

5. Увеличение диаметра канала, через который проходит газ, растворяясь в окружающей жидкости, незначительно уменьшает величину β_y , он пропорционален $d^{-0,2}$. Это объясняется меньшей вероятностью удельного относительно объема канала развития поверхности контакта жидкой фазы.

6. Величина β_y зависит также и от концентрации абсорбируемого компонента в газовой фазе, так как при этом увеличивается разность концентраций компонента в газе и жидкости.

Таким образом, скорость газа и взаимное направление движения его с жидкостью, а также исходная концентрация абсорбируемого компонента являются теми факторами, при помощи которых можно эффективно воздействовать на коэффициент массотдачи в газе.

Жидкостная стадия. Жидкостная стадия по своему механизму аналогична газовой. Распространение поглощаемого компонента

в жидкости представляет собой также диффузионный процесс. Поэтому и для β_x основное значение имеют величина коэффициента диффузии D_x и гидравлические условия. Величины коэффициентов диффузии газов в жидкостях, как было показано при рассмотрении диффузионных процессов, во много (в десятки тысяч) раз меньше, чем коэффициенты диффузии в газах.

Как и для газовой стадии, можно принять $\beta_x = \frac{D_x}{l}$. Но толщина ламинарного слоя l здесь условна, на самом деле пограничная пленка жидкости соприкасается с газом. Газ не может существенно тормозить движение жидкости, создавать замедленное ламинарное течение жидкости на ее поверхности. Таким образом, l следует понимать как некоторую величину, характеризующую гидравлические условия массоотдачи в жидкости. Ее значение зависит от формы движения жидкости (см. ниже). При одинаковой форме движения величина l будет уменьшаться с уменьшением вязкости жидкости и с увеличением интенсивности ее перемешивания.

Вязкость жидкости уменьшается с увеличением температуры. Поэтому в отличие от газовой стадии здесь увеличение температуры весьма благоприятно влияет на величину β_x , так как при этом увеличивается D_x и уменьшается l . Но следует помнить, что при повышении температуры уменьшается движущая сила процесса, так как уменьшается растворимость газов. Поэтому повышением температуры как методом интенсификации процесса абсорбции можно пользоваться только лишь в редких случаях, например при необратимой хемосорбции.

Так как условная толщина ламинарного слоя здесь также зависит, как и в газовой фазе, от многих параметров, $l = F(w, d, \rho, \dots)$, определение β_x также сводится к решению критериального уравнения (6.26) с параметрами, взятыми для жидкой фазы:

$$\frac{\beta_x d}{D_x} = 0,023 \left(\frac{\omega d \rho}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{\mu}{\rho D_x} \right)^{0,4}. \quad (6.26a)$$

6.4.3. Средняя движущая сила абсорбции

В уравнении (6.21) $M = K_y F(y - y^*)$ разность $(y - y^*)$ является движущей силой абсорбции, выраженной в газовых единицах.

Концентрации поглощаемого компонента в газе и в жидкости изменяются по высоте (длине) аппарата. Следовательно, будет изменяться и движущая сила процесса. На входе газа в аппарат в случае противотока она равна

$$\Delta y_{\text{нач}} = y_{\text{н}} - y_k^*,$$

на выходе из аппарата —

$$\Delta y_{\text{кон}} = y_k - y_{\text{н}}^*.$$

В уравнении (6.22) $M = K_x F(x^* - x)$ разность $(x^* - x)$ является движущей силой абсорбции, выраженной в жидкостных единицах, и, соответственно,

$$\Delta x_{\text{нач}} = x_{\text{н}}^* - x_k \quad \text{и} \quad \Delta x_{\text{кон}} = x_k^* - x_{\text{н}}.$$

При расчете поверхности F , требуемой для поглощения заданного количества газа, очевидно, необходимо брать среднее для всего аппарата значение движущей силы:

$$M = K_y F \Delta y_{\text{ср}} = K_x F \Delta x_{\text{ср}}. \quad (6.27)$$

Рассмотрим бесконечно малый участок аппарата в сечении $z-z$, включающий поверхность dF контакта газа и жидкости (см. рис. 6.3 и 6.4). Количество компонента, поглощаемого на этом элементе поверхности за единицу времени, из уравнения материального баланса (6.9) равно

$$dM = -G dy = L dx, \quad (6.27a)$$

где G и L — количество соответственно газа и растворителя, проходящее через аппарат в единицу времени.

Согласно уравнению (6.9) и уравнениям массопередачи (6.21) и (6.22), можно записать

$$-G dy = K_y dF(y - y^*) \quad (6.276)$$

или

$$L dx = K_x dF(x^* - x), \quad (6.27в)$$

где y^* и x^* — концентрации компонента в газе, равновесном с жидкостью, и в жидкости, равновесной с газом. Для всего аппарата интегрирование дает

$$F = -\frac{G}{K_y} \int_{y_H}^{y_k} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{L}{K_x} \int_{x_k}^{x_H} \frac{dx}{x^* - x}. \quad (6.28)$$

Подставив сюда значения G и L из уравнения материального баланса (6.9), получим

$$M = K_y F \frac{y_H - y_k}{\int_{y_k}^{y_H} \frac{dy}{y^* - y}} = K_x F \frac{x_k - x_H}{\int_{x_H}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (6.28a)$$

Сравнивая это выражение с уравнением (6.9), видим, что средняя движущая сила равна

$$\Delta y_{cp} = (y - y^*)_{cp} = \frac{y_H - y_k}{\int_{y_k}^{y_H} \frac{dy}{y - y^*}} \quad (6.29)$$

и

$$\Delta x_{cp} = (x^* - x)_{cp} = \frac{x_k - x_H}{\int_{x_H}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (6.29a)$$

В случае неподчинения системы «газ–жидкость» закону Генри или Рауля можно лишь графически найти интеграл правой части уравнений (6.29) и (6.29a).

Метод графического интегрирования поясняется на рисунке 6.5.

На рисунке 6.5а в координатах $y-x$ показана кривая равновесия, выражающая зависимость $y^* = f(x)$, и так называемая *рабочая линия* АВ. Уравнение рабочей линии выражает материальный баланс по поглощаемому компоненту от начала аппарата до любого сечения его $z-z$:

$$G_{\text{H}}y_{\text{H}} - G_z y_z = L_k x_k - L_z x_z, \quad (6.30)$$

где G_{H}, L_k – расход газа и жидкости в сечении на входе газа в абсорбер; G_z, L_z – расход газа и жидкости в произвольном сечении $z-z$.

При нелетучем поглотителе имеем

$$G_{\text{H}} - G_z = G_{\text{H}}y_{\text{H}} - G_z y_z,$$

откуда

$$G_z = G_{\text{H}} \frac{1 - y_{\text{H}}}{1 - y_z} \quad (6.31)$$

и

$$L_k - L_z = L_k x_k - L_z x_z,$$

откуда

$$L_z = L_k \frac{1 - x_k}{1 - x_z}. \quad (6.32)$$

Подставив значения G_z и L_z в уравнение (6.30) и решая его относительно y_z , получим

$$y_z = \frac{\left(y_{\text{H}} - \frac{L_k}{G_{\text{H}}} x_k\right) - \left(y_{\text{H}} - \frac{L_k}{G_{\text{H}}}\right) x_z}{\left(1 - \frac{L_k}{G_{\text{H}}} x_k\right) - \left(1 - \frac{L_k}{G_{\text{H}}}\right) x_z}. \quad (6.33)$$

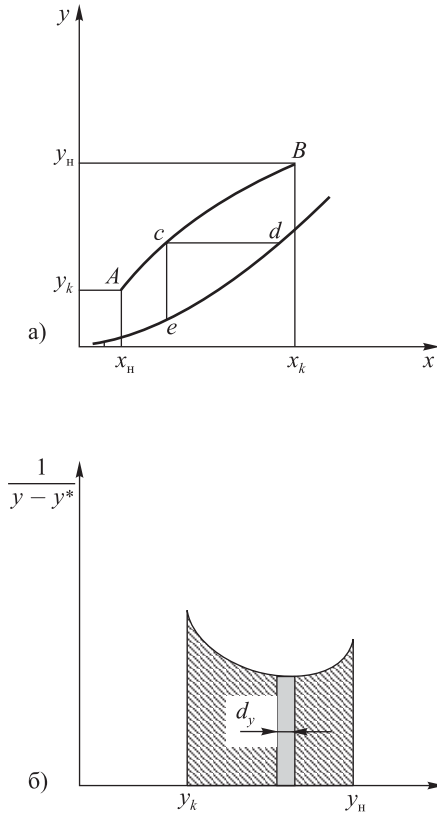


Рис. 6.5

Так как G и L изменяются в ходе абсорбции, рабочая линия AB в координатах $y-x$ (см. рис. 6.5а) будет кривой. Уравнением рабочей линии (6.33) характеризуются составы газовой и жидкой фаз y_z и x_z , встречающиеся в последовательных по ходу газа (или жидкости) сечениях аппарата $z-z$.

В любой точке c процесса движущая разность концентраций $(y - y^*)$ выразится отрезком ce (см. рис. 6.5а). Для графического нахождения интеграла правой части уравнения (6.29) строится

вспомогательная диаграмма, где на оси абсцисс откладываются значения y (см. рис. 6.5б), а на оси ординат — величины $\frac{1}{y - y^*}$, соответствующие этим значениям y . Разность концентрации $y - y^*$ определяется из графика (см. рис. 6.5а). Площадь под кривой между значениями y_n и y_k (заштрихована на рис. 6.5б) дает значение интеграла правой части уравнения (6.29), так как элементарная площадка ее равна $dy \frac{1}{y - y^*}$.

В любой точке c процесса движущая разность концентраций $(x - x^*)$ выразится отрезком dc (см. рис. 6.5а). Для нахождения интеграла правой части уравнения (6.30) строится график зависимости $\frac{1}{x^* - x} = f(x)$ (подобный графику на рис. 6.5б). Значения $(x^* - x)$ для любых значений x определяются из графика на рисунке 6.5а. При подчинении системы «газ–жидкость» закону Генри уравнение равновесия выражается прямой линией $y^* = mx$ (рис. 6.2). Если считать расходы фаз по высоте абсорбера постоянными, то в соответствии с (6.9) выражение материального баланса от начала аппарата до любого произвольного сечения $z-z$ выразится как

$$G(y_n - y_z) = L(x_k - x_z) \quad \text{или} \quad y_z = y_n - \frac{L}{G}(x_k - x_z). \quad (6.33a)$$

По этому уравнению построена линия AB на рисунке 6.6, проходящая через точку с координатами y_n и x_k . Тангенс угла наклона

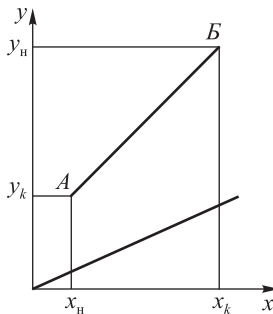


Рис. 6.6

ее к оси x равен $\frac{L}{G}$. В этом случае интеграл правой части уравнений (6.29) и (6.29a) и средняя движущая сила определяются аналитическим путем. Так как $\Delta y = y - mx$ прямолинейно зависит от y , то можно написать в общем виде:

$$\Delta y = ay + b,$$

$$\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - mx} = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{ay + b} = \ln \frac{ay_n + b}{ay_k + b}.$$

Средняя движущая сила:

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - mx}} = \frac{ay_n - ay_k + b + b}{\ln \frac{ay_n + b}{ay_k + b}} = \frac{\Delta y_n - \Delta y_k}{2,3 \lg \frac{\Delta y_n}{\Delta y_k}},$$

то есть она равна, как и в теплопередаче, средней логарифмической разности концентраций.

Уменьшаемым обычно берут разность концентраций на том конце абсорбера, где она больше. Тогда

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_{\delta} - \Delta y_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta y_{\delta}}{\Delta y_{\text{м}}}}. \quad (6.34)$$

Аналогично

$$\Delta x_{\text{ср}} = \frac{\Delta x_{\delta} - \Delta x_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta x_{\delta}}{\Delta x_{\text{м}}}}. \quad (6.34a)$$

При $\frac{\Delta y_{\delta}}{\Delta y_{\text{м}}} < 2$ или $\frac{\Delta x_{\delta}}{\Delta x_{\text{м}}} < 2$ можно приближенно брать среднюю арифметическую разность.

В этих выражениях Δy_{δ} , Δx_{δ} — большие разности концентраций; $\Delta y_{\text{м}}$, $\Delta x_{\text{м}}$ — меньшие разности концентраций.

При небольшом изменении концентрации газа и жидкости в ходе абсорбции можно и при неподчинении системы закону Генри или Рауля применять среднюю логарифмическую (или среднюю арифметическую) разность концентраций в выражении (6.27), принимая кривую равновесия за прямую со средним значением m , характерным для данного интервала концентраций. Как и в теплопередаче, при противотоке может быть достигнута полнота абсорбции, значительно бóльшая, чем предельно достижимая при прямотоке. В случае же равной полноты абсорбции при противотоке получается большее значение средней разности концентраций, то есть сокращение необходимой поверхности абсорбции на одну и ту же производительность.

Поэтому обычно применяют противоточные абсорбционные аппараты. Однако при значительных расходах абсорбента, когда его концентрация меняется незначительно, а также при хемосорбции, основанной на необратимом процессе, взаимное направление движения фаз перестает существенно влиять на движущую силу. В таких условиях целесообразно применять прямоточные аппараты, интенсифицирующие массоотдачу.

Выражения для средней разности концентраций в абсорбции получены, как и выражение для средней разности температур в теплопередаче, исходя из картины поршневого движения газа и жидкости через аппарат (идеального вытеснения). В условиях продольного перемешивания движущая сила уменьшается и становится минимальной при идеальном перемешивании, когда концентрация по всему аппарату выравнивается до концентрации среды на выходе из аппарата.

6.5. Хемосорбция

Когда абсорбируемый газ реагирует с растворителем (например, аммиак реагирует с поглощающей его водой), то диффузионная картина процесса не изменяется в сравнении с физической абсорбцией. Лишь равновесные состояния выражаются более сложными криво-

линейными зависимостями вместо прямолинейных по закону Генри (см. рис. 6.1). В случае когда поглощаемый газ вступает в химическую реакцию с веществом, растворенным в поглощающей жидкости, картина резко меняется.

В качестве примера рассмотрим поглощение CO_2 водным раствором K_2CO_3 , где газ CO_2 , реагируя с K_2CO_3 , образует KHCO_3 . Здесь одновременно с физическим растворением идет химическая реакция. Скорость ее настолько велика, что она не задерживает и не определяет собой скорость всего процесса хемосорбции. Доказательство этого — влияние скорости движения жидкости на скорость процесса. В этом случае скорость хемосорбции зависит от кинетики массопередачи, осложненной дополнительно химической реакцией.

В слое жидкости, непосредственно соприкасающемся с газом, будет находиться раствор KHCO_3 . Поэтому газ, подойдя к поверхности жидкости, будет физически растворяться в растворе KHCO_3 . В жидкой фазе процесс растворения будет усложнен диффузией молекул растворенного газа, то есть молекул CO_2 , от поверхности раздела фаз вглубь жидкости и диффузией молекул K_2CO_3 из основной массы жидкости в поверхностную зону раствора, содержащего KHCO_3 . В зависимости от соотношения скоростей этих двух процессов диффузии в самой жидкости на некоторой глубине от ее поверхности (на глубине «диффузионного слоя») установится поверхность химического взаимодействия CO_2 с K_2CO_3 .

На этой поверхности имеет место нулевая концентрация растворенных реагентов. Выражение скорости процесса будет иметь вид

$$M = K_x F(x^* - 0), \quad (6.35)$$

где K_x — коэффициент массопередачи при хемосорбции, F — поверхность хемосорбции, x^* — равновесная концентрация газа в растворителе газа.

Особенностью хемосорбции является то, что величина K_x будет зависеть от толщины диффузионного слоя, следовательно, от концентрации реагентов. Например, при увеличении концентрации CO_2 в газовой фазе толщина жидкостного диффузионного слоя до по-

верхности, в которой содержание CO_2 равно нулю, увеличивается, и наоборот, с уменьшением концентрации CO_2 уменьшается толщина этой зоны.

Аналогичным образом на толщину жидкостного диффузионного слоя, а следовательно, и на K_x будет влиять концентрация K_2CO_3 .

Рассмотренная картина процесса позволяет сделать важный вывод: в данном случае хемосорбции турбулизацией жидкости можно ускорить диффузию поглощаемых и реагирующих молекул в жидкости и увеличить скорость всего процесса, а турбулизацией газа ускорить газовую стадию, которая при ускорении жидкостной стадии может задерживать весь процесс.

В общем случае скорость хемосорбции зависит как от скорости массопередачи, так и от скорости реакции. В зависимости от того, какая скорость влияет на общую скорость процесса, различают диффузионную и кинетическую область протекания хемосорбции. В диффузионной области скорость процесса определяется скоростью массопередачи, в кинетической — скоростью химической реакции. В тех случаях, когда скорости массопередачи и реакции соизмеримы по величине, процессы хемосорбции протекают в смешанной или диффузионно-кинетической области. Эти сложные процессы описаны в специальной литературе.

6.6. Конструкции абсорберов

Для проведения процесса абсорбции необходим непосредственный контакт жидкости с газом. Осуществление такого контакта должно преследовать цель максимального развития поверхности соприкосновения фаз. Формы осуществления его в значительной степени определяют и величины коэффициентов скорости массопередачи и средней движущей силы процесса.

В зависимости от форм организации контакта различаются следующие группы абсорберов: поверхностные, пленочные, насадочные, барботажные, распыливающие и механические.

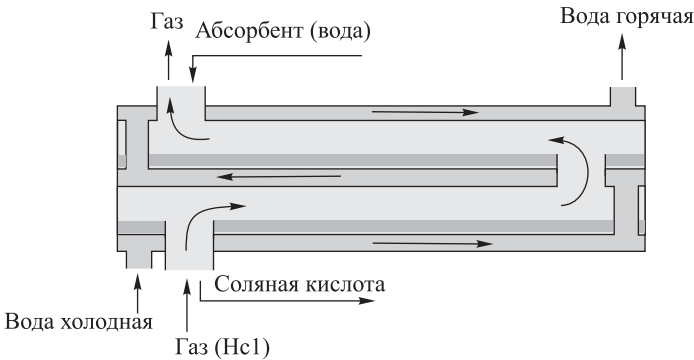


Рис. 6.7

6.6.1. Поверхностные и пленочные абсорберы

В *поверхностном абсорбере* [104] (рис. 6.7) поверхность массо-передачи не развита. Он оправдывает себя лишь в маломасштабных производствах, при поглощении хорошо растворимых газов, если это поглощение сопровождается выделением значительного количества тепла, которое здесь легко отводится. Такой абсорбер, выполненный из графита, применяется, например, при абсорбции хлористого водорода водой для получения соляной кислоты [105].

В пленочных абсорберах (рис. 6.8) газ и жидкость соприкасаются на поверхности стекающей пленки жидкости.

Трубчатый пленочный абсорбер [104] (рис. 6.8а) сходен по устройству с вертикальным кожухотрубным теплообменником. Отличие состоит только в том, что верхние концы трубок выступают над трубной решеткой. При подаче жидкости на трубную решетку она перетекает в каждую трубку и стекает по их внутренней поверхности в виде пленки. Газ движется внутри трубок снизу вверх, навстречу стекающей жидкости (противотоком). Охлаждающий агент, например вода, подается в межтрубное пространство.

Такой абсорбер применяется в тех же случаях, что и поверхностный, но поверхность контакта фаз и поверхность охлаждения здесь более развиты.

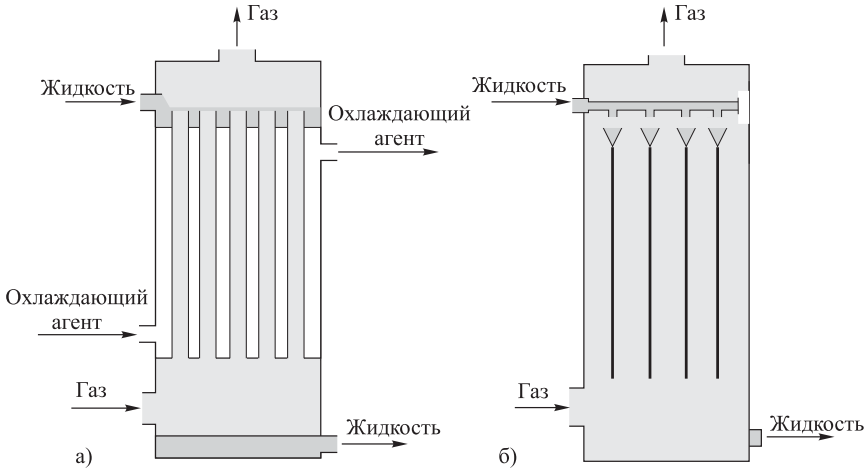


Рис. 6.8

Пленочный абсорбер с листовой насадкой [104] (рис. 6.8б) выполняется в виде колонны с насадкой из вертикальных пластин. В верхней части аппарата находится распределительное устройство для подачи жидкости, стекающей в виде пленки с обеих сторон каждой пластины. В этом абсорбере еще более развита поверхность контакта фаз жидкость–газ. Однако удельная поверхность массопередачи, то есть поверхность на единицу объема аппарата, и здесь невелика. Кроме того, здесь нет возможности отвода тепла.

Достоинством рассмотренных абсорберов является низкое гидравлическое сопротивление.

Расчет поверхностных и пленочных абсорберов заключается в определении поверхности массопередачи, которая равна зеркалу жидкости или поверхности стекающей пленки. Расчет этой поверхности служит основанием для определения конструктивных размеров аппарата. Если абсорбция сопровождается выделением значительного количества тепла, то расчет усложняется определением количества отнимаемого тепла, которым обеспечиваются оптимальные значения y_k и x_k .

6.6.2. Насадочные абсорберы

Насадочный абсорбер [104, 106] (рис. 6.9а) представляет собой колонну (башню) 1, в которой на поддерживающей решетке 2 уложена насадка 3. Жидкость подается на насадку при помощи распределительного устройства 4. Газ движется по каналам, образованным насадочными телами, снизу вверх противотоком стекающей жидкости. Насадкой, поверхность которой непрерывно орошается жидкостью, можно развить значительную поверхность контакта фаз жидкость–газ в единице объема аппарата. Этим обстоятельством, а также простотой устройства и эксплуатации, возможностью применения для агрессивных сред обусловлено наибольшее распространение насадочных абсорберов в химической промышленности.

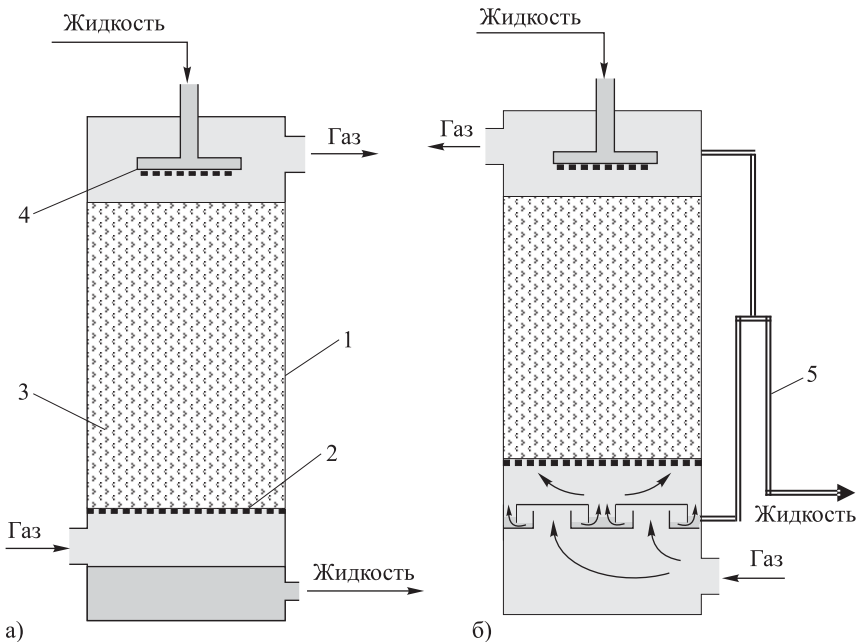


Рис. 6.9

6.6.2.1. Гидродинамические режимы и эффективность массопередачи

Пленочный режим. Если плотность орошения, то есть количество жидкости, подаваемой в единицу времени на единицу площади поперечного сечения абсорбера, и скорость газа малы, жидкость стекает по поверхности насадки тонкой пленкой. Так как тела насадки относительно коротки, то ламинарное движение пленки часто нарушается (при перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка), и этим интенсифицируется массопередача. Чем короче насадочные тела, тем больше турбулизация жидкости и коэффициент массоотдачи в жидкости β_x .

Турбулизация жидкости и повышение величины β_x могут быть достигнуты также увеличением скорости жидкости путем увеличения плотности орошения L . По опытным данным, β_x возрастает в степени 0,4–0,5 в зависимости от плотности орошения.

Исследования показывают, что β_x не зависит от скорости газа. Турбулизация газа не оказывает влияния на движение жидкости вследствие малой плотности и вязкости его в сравнении с жидкостью. При турбулентном режиме движения газа между насадочными телами около стекающей пленки жидкости имеется пограничный слой газа, который так же влияет на процесс массоотдачи в газе, как и на теплоотдачу. Вследствие криволинейности каналов, по которым движется газ, расширений и сужений их критическое число Рейнольдса при движении газа через насадку снижено по сравнению с $Re_{кр}$ при движении по трубам и составляет $Re_{кр} = 20\text{--}40$.

Эквивалентный диаметр, необходимый для определения критерия Рейнольдса, определяется по формуле

$$d_{эКВ} = \frac{4S_{св}}{\Pi}, \quad (6.36)$$

где $S_{св}$ — площадь поперечного сечения всех каналов (свободного сечения слоя насадки), Π — смоченный периметр свободного сечения слоя.

Свободное сечение слоя насадки:

$$S_{\text{св}} = \frac{V_{\text{св}}}{l} = \frac{SH\varepsilon}{H\alpha_k} = \frac{S\varepsilon}{\alpha_k},$$

где $V_{\text{св}} = SH\varepsilon$ — свободный объем слоя насадки, $l = H\alpha_k$ — средняя длина каналов, S — поперечное сечение аппарата, H — высота слоя насадки, ε — доля свободного объема слоя насадки, или порозность, α_k — коэффициент кривизны каналов (коэффициент пропорциональности).

Смоченный периметр свободного сечения:

$$\Pi = \frac{F_{\text{нас}}}{l} = \frac{SH\alpha}{H\alpha_k},$$

где $F_{\text{нас}} = SH\alpha$ — поверхность насадочных тел, находящихся в слое, α — удельная поверхность насадки, то есть поверхность насадочных тел, находящихся в единице объема, занятого слоем.

Следовательно,

$$d_{\text{экв}} = \frac{4 \left(\frac{S\varepsilon}{\alpha_k} \right)}{\frac{S\alpha}{\alpha_k}} = \frac{4\varepsilon}{\alpha}.$$

Обычно насадочные абсорберы работают при $Re = 40-2000$ и больше, то есть при турбулентном режиме движения газа. По результатам исследований, β_y возрастает в степени 0,6–0,8 в зависимости от критерия Re , то есть от скорости газа.

В отличие от движения газа около твердых стенок сток жидкости по насадке может существенно влиять на течение газа в прикидочном его слое и тем самым изменять величину β_y . Повышение плотности орошения турбулизирует движение газа и повышает значение β_y .

Гидродинамический режим работы абсорбера влияет не только на β_x и β_y , но и на величину смоченной и активной поверхности насадки. Именно величина удельной активной поверхности — поверхности массопередачи в единице объема насадки, к которой следует относить коэффициент массопередачи, определяет интенсивность работы аппарата, так как несмоченная и смоченная неподвижной (застойной) жидкостью поверхности насадки не принимают участия в массопередаче.

Необходимо учитывать, что увеличение подачи газа в абсорбер требует в соответствии с материальным балансом и увеличения подачи жидкости. При заданной подаче газа увеличение плотности орошения и скорости газа достигается уменьшением диаметра аппарата.

При пленочном режиме не вся поверхность насадки смочена жидкостью и количество задерживаемой в насадке жидкости, а следовательно, и доля смоченной поверхности практически не зависит от скорости газа.

Режим подвисяния. Увеличение нагрузки аппарата по жидкости и газу приводит к так называемому режиму *подвисяния*, который характеризуется торможением стока жидкости поднимающимся газом. При увеличении скорости газа скорость течения жидкости уменьшается, а толщина ее пленки и количество задерживаемой жидкости увеличиваются. Следствием этого является увеличение смоченной и активной поверхности и, соответственно, интенсивности массопередачи. Однако в данном случае резко возрастает гидравлическое сопротивление аппарата. Если в пленочном режиме в условиях турбулентного потока газа оно пропорционально приведенной скорости газа ω_0 , то есть скорости газа, отнесенной ко всему сечению абсорбера, в степени ~ 2 , то в режиме подвисяния оно пропорционально этой скорости в степени 4–5, что обусловлено накоплением жидкости и уменьшением сечения для прохода газа.

Режим эмульгирования. При дальнейшем накапливании жидкости в насадке режим подвисяния переходит в режим *эмульгирования*, характеризующийся *барботажем* газа через жидкость, напол-

нившую насадку. При этом режиме достигается максимальная эффективность массопередачи в насадочной колонне в результате резкого увеличения поверхности массопередачи, которая определяется уже главным образом условиями барботажа, а не геометрической поверхностью насадки. При переходе к этому режиму возрастает общее гидравлическое сопротивление. Однако удельное гидравлическое сопротивление, отнесенное на одну ступень изменения концентрации компонента, уменьшается. Поэтому промышленное внедрение этого режима представляет значительный интерес, но на этом пути встречаются трудности.

Во-первых, режим эмульгирования неустойчив, так как небольшое увеличение расхода газа вызывает явление «захлебывания» колонны, когда появляется обращенный поток жидкости снизу вверх, подхватываемой поднимающимся газом и выбрасываемой из аппарата. Устойчивая работа на режиме эмульгирования достигнута В. В. Кафаровым [107] в эмульгационной насадочной колонне (рис. 6.9б) при помощи переливной трубы 5 для отвода жидкости.

Во-вторых, насадка в эмульгационной колонне служит не столько для развития поверхности соприкосновения фаз, сколько для предотвращения продольного перемешивания жидкости, то есть для осуществления принципа противотока. Опыт показал, что для этой цели необходима особо мелкая насадка (кольца размером 8–15 мм). Видимо, по этой причине такие колонны не получили широкого распространения в промышленности.

Оптимальный режим работы насадочного абсорбера выбирается на основании технико-экономических расчетов. Это такой режим, при котором сумма амортизационных расходов и стоимость годового расхода энергии, включающая и стоимость энергии для подачи жидкости, с учетом накопления окажутся минимальными.

Для абсорберов, работающих при атмосферном давлении, скорость газа принимается обычно равной 0,5–0,7 от предельной скорости, соответствующей точке «захлебывания» (см. ниже); при работе под повышенным давлением — 0,8–0,9 от этой скорости.

Приведенная скорость газа в насадочных абсорберах колеблется в пределах $0,5\text{--}2\text{ м}^3/\text{с}$, плотность орошения — $5\text{--}20\text{ м}^3/\text{ч м}^2$.

6.6.2.2. Конструктивные элементы насадочных абсорберов

Газ подводится в насадочный абсорбер через нижний штуцер, расположенный на некоторой высоте от днища, чтобы избежать попадания жидкости в газовый штуцер. Жидкость разбрызгивается вверх башни, орошает насадку и стекает навстречу газу. Обедненный газ отводится через верхний штуцер, а собирающийся внизу раствор — через нижний.

Насадочные колонны изготавливаются из углеродистой легированной стали, керамики (или футерованы изнутри) в зависимости от агрессивности сред и давления.

6.6.2.3. Распределительные устройства

Распределительные устройства должны обеспечить равномерную подачу по всему сечению верхнего уровня насадки возможно большего числа мелких струй, $10\text{--}50$ на 1 м^2 поперечного сечения колонны. Чем меньше струй и равномерность распределения их по сечению колонны, тем больше провал жидкости по высоте колонны. При этом уменьшается активная поверхность жидкости, а отсюда и интенсивность работы аппарата.

На рисунке 6.10 показаны конструкции некоторых распределительных устройств.

Распределительный стакан 1 [57, 106] цилиндрической (как на рис. 6.10а) или сферической формы снабжен большим числом отверстий диаметром $3\text{--}15$ мм. Через эти отверстия под давлением продавливается жидкость. Углы наклона отверстий рассчитываются таким образом, чтобы все сечение абсорбера равномерно орошалось струями жидкости.

Оросители этого типа просты и дешевы в изготовлении и эксплуатации. Недостатками стаканов являются невозможность применения их для загрязненных жидкостей и нарушение распределения

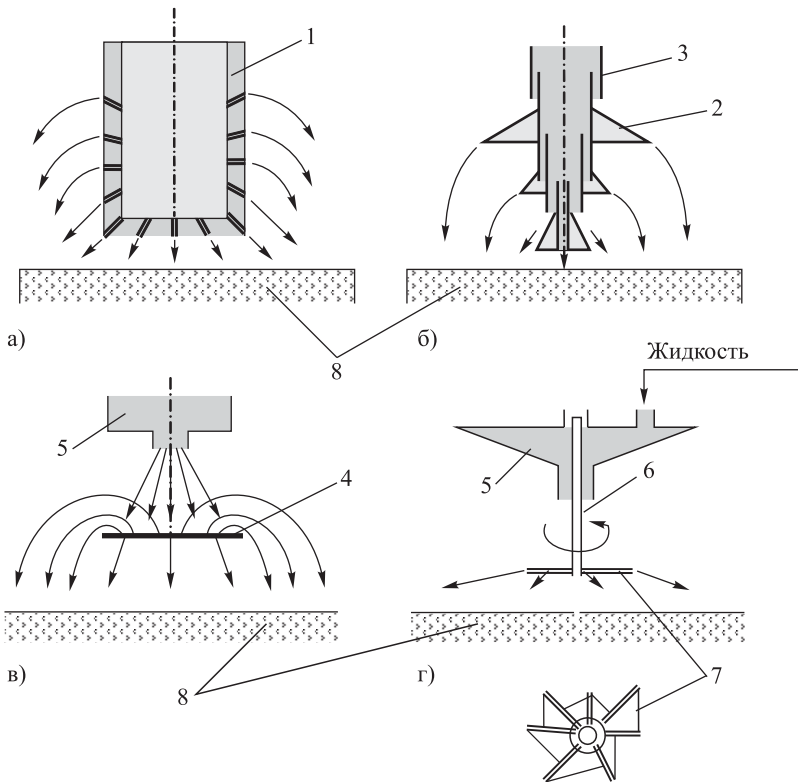


Рис. 6.10

жидкости при коррозионном и эррозионном износе отверстий. Равномерность орошения стаканами нарушается при изменении расхода жидкости.

Многоконусный ороситель [57, 106] (рис. 6.10б) состоит из ряда расположенных друг над другом конусов 2, насаженных на патрубки 3 различных диаметров. Жидкость подается на верхний конус, часть ее разбрызгивается, другая часть проходит на нижележащий конус, где часть ее снова разбрызгивается и т. д. Жидкость стекает с поверхности конусов в виде пленки, имеющей форму зонта. Эта пленка разрывается газом на капли. Жидкость, достигая верхнего

уровня насадки, образует на ней кольцевую зону орошения соответствующего радиуса. Благодаря различным диаметрам конусов и различным углам их конусности достигается равномерность орошения по всему сечению абсорбера. Этот ороситель не боится загрязнений. Однако равномерность орошения и здесь нарушается при изменении расхода жидкости.

Тарельчатый (дисковый) ороситель [57, 106] (рис. 6.10в) выполнен в виде тарелки 4, на которую подается струя жидкости из сборника 5. При ударе о тарелку струя распыляется, и брызги разлетаются во все стороны. Обычно устанавливается несколько оросителей с таким расчетом, чтобы орошаемые каждым из них площади перекрывали друг друга. Это наиболее дешевые разбрызгиватели колонн больших диаметров. Они не боятся загрязнений, а равномерность орошения почти не изменяется при изменении расхода жидкости.

Вращающийся центробежный разбрызгиватель [57, 106], изображенный на рисунке 6.10г, представляет собой вращающуюся на вертикальном валу 6 звездочку 7 с желобами различной длины. Вследствие этого жидкость, подающаяся на колесо из сборника 5, разбрызгивается под действием центробежной силы по всему сечению абсорбера. Этот разбрызгиватель не чувствителен к изменению подачи жидкости и не боится загрязнения. Диаметр орошаемой им площади легко изменяется путем изменения числа оборотов. К недостаткам этого разбрызгивателя относятся неравномерное орошение по сечению колонны и более сложная конструкция по сравнению с другими оросителями.

Чем выше расположено распределительное устройство над уровнем насадки 8 и больше скорость газа, тем больше брызгоунос жидкости. Уменьшение брызгоуноса достигается применением распределительных устройств с подачей жидкости непосредственно на насадку 8, например, через перфорированные трубы, уложенные на насадку, или через распределительные плиты, желоба.

Часто для улавливания жидкости, выносимой из абсорбера, устанавливают сепараторы.

6.6.2.4. Вывод жидкости из абсорбера

Вывод жидкости из абсорбера осуществляется через гидравлические затворы, которые рассчитаны так, чтобы уравновесить разность давлений в аппарате и вне его.

6.6.2.5. Насадки, применяемые для заполнения абсорберов

Насадки для заполнения абсорберов должны иметь максимально развитую поверхность контакта газа с жидкостью, то есть большую удельную поверхность; возможно большее живое сечение для уменьшения сопротивления проходу газа, то есть большой свободный объем и возможно меньший насыпной вес для уменьшения давления на поддерживающие устройства. Они должны быть коррозионноустойчивыми и дешевыми. К ним относятся перечисленные ниже насадки.

Кусковая насадка [104] — исторически наиболее старый тип насадки. Обычно для нее используется дробленый кварц или кокс с размерами 25–75 мм. Для того чтобы уменьшить гидравлическое сопротивление проходу газа и обеспечить равномерность прохода его по сечению колонны, она загружается кусками одинакового размера. Применением мелких кусков увеличивается удельная поверхность насадки, одновременно возрастает гидравлическое сопротивление, так как уменьшаются размеры каналов между кусками.

Кольцевая насадка [104] получила самое большое распространение. Кольца Рашига — это цилиндрические тонкостенные кольца, наружный диаметр которых равен высоте кольца (рис. 6.11а). Толщина стенки кольца делается возможно меньшей, достаточной для механической прочности кольца. Чем меньше размеры колец, тем больше их удельная поверхность. Одновременно возрастает гидравлическое сопротивление насадки и склонность ее к засорению при орошении абсорбера загрязненной жидкостью. В зависимости от загрязненности жидкости оптимальные размеры колец выбираются в пределах от 25 до 100 мм. Кольца меньшего размера (диаметром 25 мм) засыпаются в абсорбер навалом (рис. 6.11а), большего (50 мм и более) —

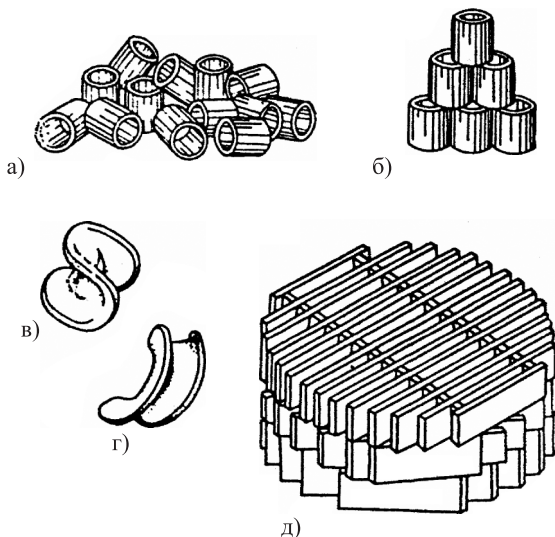


Рис. 6.11

укладываются правильными рядами со сдвигом верхних рядов относительно нижних (рис. 6.11б) с целью большей турбулизации жидкости и газа в результате частых изменений направления движения. Регулярные, правильно уложенные насадки, в том числе и хордовые (см. ниже), обладают по сравнению с насадками в навал более низким гидравлическим сопротивлением и меньшей чувствительностью к загрязнению. Материалом для изготовления колец в зависимости от свойств газа и жидкости служат керамика, фарфор, сталь, пластмасса и т. п.

Для увеличения удельной поверхности предложены кольцевые насадки с перегородками.

Спиральная [106] металлическая насадка представляет собой спирали из металлической проволоки или ленты. Насыпанные в беспорядке, они создают большую поверхность контакта и имеют незначительное сопротивление. Металлические спирали, однако, недопустимы в условиях коррозионных сред.

Седлообразные насадки [106] — полуцилиндры, изогнутый наружу в виде седла — седло Берля (рис. 6.11в), и Инталлокс (рис. 6.11г), применяются для интенсификации массопередачи. Однако интенсификация, достигаемая в результате усложнения формы насадочных тел, не всегда окупается превышением стоимости их изготовления. Поэтому седлообразные и другие насадки сложной формы широкого распространения не получили.

Хордовая насадка [107, 108] (рис. 6.11д) состоит из деревянных досок, поставленных на ребро. Толщина досок 10–13 мм, высота 100–150 мм. Расстояния между ними выбираются в зависимости от чистоты жидкости и газа. В нижней части досок через каждые 200–250 мм делаются треугольные вырезы, разрывающие стекающую жидкость и не допускающие стекания в одну сторону при перекосе насадки. Каждый верхний ряд установлен под некоторым углом к нижнему ряду, чтобы достичь большей турбулизации газа в результате изменения направления движения.

Хордовая насадка имеет низкую стоимость и малый объемный вес. Она допускает орошение загрязненными жидкостями. Но деревянная насадка не может быть применена при повышенных температурах и в агрессивных средах.

Весьма широко используется *плоскопараллельная* насадка из металла и стеклопластиков. Эта насадка имеет малое гидравлическое сопротивление, поэтому при применении ее допускаются большие скорости газа (до 3–5 м/с), что обуславливает высокую интенсивность массопередачи.

6.6.2.6. Расчет размеров насадочного абсорбера

Расчет размеров насадочного абсорбера сводится к нахождению требуемого диаметра аппарата и высоты слоя насадки. Расчет осуществляется следующим образом.

1. Составляют предварительный материальный баланс.
2. Строят равновесную и рабочую линии на диаграмме в координатах $y-x$. Если процесс абсорбции сопровождается выделени-

ем значительного количества тепла, то на основании материального и теплового балансов определяют температуры жидкости по ходу процесса и строят равновесную линию с учетом этих температур. Рабочая линия и линия равновесия не должны пересекаться. Если видно, что они подходят близко друг к другу, то есть движущая сила процесса очень мала, то надо исправить материальный баланс (здать другую степень насыщения поглотителя или другую степень извлечения компонента).

3. Определяют площадь поперечного сечения абсорбера S и диаметр D по выбранной приведенной скорости газа, то есть скорости, отнесенной на полное сечение аппарата. Последнюю принимают с учетом предельной скорости газа, соответствующей точке «захлебывания» ω_3 (см. выше), рассчитанной по формуле

$$\lg \left(\frac{\omega_3^2 a}{g \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0,16} \right) = 0,079 - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{\Gamma}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{1/8}, \quad (6.37)$$

где a — удельная поверхность насадки, $\text{м}^2/\text{м}^3$; g — ускорение силы тяжести, $\text{м}/\text{с}^2$; ε — свободный объем насадки, $\text{м}^3/\text{м}^3$; ρ_{Γ} , $\rho_{\text{ж}}$ — плотность газа и жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{ж}}$ — вязкость жидкости $\text{н} \cdot \text{с}/\text{м}^2$; L , G — расходы жидкости и газа, $\text{кг}/\text{с}$.

4. Определяют коэффициент массопередачи и среднюю движущую силу.

5. Находят из основного уравнения массопередачи (6.19) поверхность массопередачи и далее поверхность насадки:

$$F_{\text{нас}} = \frac{F}{\varphi},$$

где φ — доля активной поверхности (определение ее см. в специальной литературе).

6. Зная удельную поверхность насадки a и площадь поперечного сечения абсорбера S , определяют объем насадки, $V_{\text{нас}} = \frac{F_{\text{нас}}}{a}$,

и высоту ее слоя

$$H = \frac{V_{\text{нас}}}{S} = \frac{F}{aS\varphi}. \quad (6.38)$$

7. Определяют гидравлическое сопротивление абсорбера.

8. Находят количество удерживаемой на насадке жидкости, необходимой для механических расчетов и определения объема нижней части аппарата (до патрубка для входа газа).

9. В ответственных случаях указанным путем производят расчет нескольких вариантов и на основании технико-экономического расчета выбирают наиболее экономичный — оптимальный. Если поверхность контакта фаз в абсорбере неопределима (кусовая насадка, режим, близкий к «захлебыванию»), то расчет абсорбера ведут по коэффициенту массопередачи K_V , отнесенному к единице объема насадки. Тогда

$$M = K_{V_y} V_{\text{нас}} \Delta y_{\text{ср}} = K_{V_x} V_{\text{нас}} \Delta x_{\text{ср}} = K_{V_p} V_{\text{нас}} \Delta p_{\text{ср}},$$

откуда сразу определяется $V_{\text{нас}}$. В этом же случае применяется расчет методом единиц переноса. Он заключается в следующем.

Подставив в уравнение (6.38) значение F из уравнения (6.27), получим

$$H = \frac{G}{K_y S a \varphi} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = hn.$$

В этом выражении (см. уравнение (6.28))

$$n = \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = \frac{y_n - y_k}{(y - y^*)_{\text{ср}}} \quad (6.39)$$

называется *числом единиц переноса*, характеризующим изменение концентрации компонента в газе на единицу средней движущей силы.

Одна единица переноса ($n = 1$), следовательно, будет соответствовать величине участка абсорбера, на котором изменение концентраций газа численно равно средней движущей силе на этом же участке. Высота такого участка h называется *высотой единицы переноса* (ВЕР):

$$h = \frac{G}{K_y Sa \varphi} \cdot 1. \quad (6.40)$$

Число единиц переноса n находится либо указанным выше методом графического интегрирования (см. рис. 6.5), либо следующим образом.

На диаграмме (рис. 6.12) проводим линию MN , которая делит пополам отрезки ординат между рабочей линией и кривой равновесия. Из точки $A (x_n, y_k)$ рабочей линии проводим линию параллельно оси абсцисс до пересечения ее в точке D с линией MN и далее на такое же расстояние до точки E . Из точки E строим вертикаль EF , а через D — вертикаль CK .

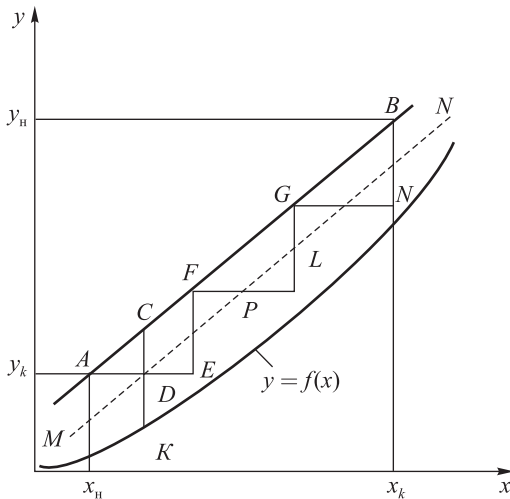


Рис. 6.12

Согласно построению, из подобия треугольников следует $EF = 2CD = CK$, то есть изменение концентрации газа, соответствующее ординате FE , выражается отрезком CK , который является средней движущей силой $(y - y^*)$ на этом участке, если принять равновесную кривую за прямую.

Повторяя теперь такое же построение от точки F до точки P и далее, доходим до точки $B(x_k, y_H)$ рабочей линии и тем самым определяем требуемое число единиц переноса n . Если конец последнего построения не точно совпадает с точкой B , то последнюю ступень учитываем, как дробь единицы переноса, пропорционально отрезкам. Например, по диаграмме (рис. 6.12) общее число единиц переноса будет $n = 3,0$.

Высота единицы переноса может быть определена следующим путем. Подставим в уравнение (6.40) значение $\frac{1}{K_y}$ из уравнения (6.20),

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x},$$

получим

$$h = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right) \frac{G}{Sa\varphi} = \frac{G}{\beta_y Sa\varphi} + m \frac{G}{L} \cdot \frac{L}{\beta_x Sa\varphi} = h_y + \frac{m}{l} h_x,$$

где $h_y = \frac{G}{\beta_y Sa\varphi}$ — высота единицы переноса для газовой фазы; $h_x = \frac{L}{\beta_x Sa\varphi}$ — высота единицы переноса для жидкой фазы; $l = \frac{L}{G}$ — удельный расход поглотителя.

Наряду с выражениями для определения β_y и β_x в литературе приводятся выражения для определения h_y и h_x .

Высота единицы переноса характеризует интенсивность работы аппарата. Увеличение интенсивности работы аппарата путем увеличения коэффициента массопередачи и активной поверхности приводит к уменьшению высоты единицы переноса. Она обратно пропорциональна коэффициенту массопередачи, отнесенному к еди-

нице объема насадки. На практике при приведенной скорости газа 0,5–1,5 м/с объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе достигает 50–500 кмоль/(ч м³бар), а высота единицы переноса h_y — от 0,2 до 1 м. При плотности орошения 5–50 м³/ч м² объемный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе достигает (20–100) 1/ч, а высота единицы переноса h_x — от 0,25 до 0,5 м.

В результате расчета абсорбера при оптимальном режиме работы определяются основные конструктивные размеры: высота слоя насадки и диаметр аппарата. Отношение их варьирует в широких пределах. Это отношение влияет, в свою очередь, на интенсивность работы аппарата.

Опытным путем доказано, что при загрузке насадочных тел в навал наблюдается необратимый переток жидкости на стенки аппарата. Это приводит к уменьшению плотности орошения в нижней части башни, а отсюда и к ухудшению массопередачи. Наблюдаются три зоны с различным распределением жидкости и различной эффективностью массопередачи по высоте колонны:

- 1) верхняя зона постепенного улучшения распределения жидкости, где еще не сказывается отрицательное действие оттока жидкости на стенки колонны;
- 2) средняя зона наилучшего распределения жидкости по сечению колонны;
- 3) нижняя зона постепенного ухудшения распределения жидкости из-за отрицательного влияния необратимого оттока жидкости на стенки колонны.

Отсюда следует, что должно быть оптимальное отношение высоты насадки к диаметру колонны $\left(\frac{H}{D}\right)_{\text{опт}}$, обеспечивающее максимальную эффективность массопередачи для всей колонны. Оптимальная высота насадки равна 3–4 диаметрам аппарата.

Для улучшения орошения высокие слои насадки разбивают на несколько слоев с перераспределителем жидкости конусами 1 под каждым слоем, кроме нижнего (рис. 6.13а), или устанавливают батарею абсорберов (рис. 6.13б).

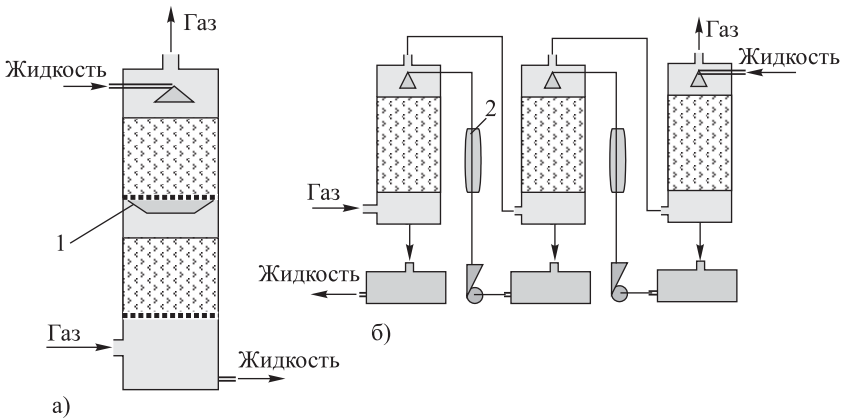


Рис. 6.13

В батарее абсорберов одновременно обеспечивается промежуточное охлаждение жидкости в холодильниках 2, как показано на рисунке 6.13б. Последнее очень важно, так как абсорбция является экзотермическим процессом, сопровождающимся нагреванием жидкости, а с повышением температуры жидкости уменьшается растворимость в ней газа.

Иногда часть охлажденной жидкости возвращается для орошения той же башни, из которой она отводится. Это так называемый метод «вымывания» тепла. Тепло, выделяющееся при абсорбции, передается воде в холодильнике. Возвратом (циркуляцией) жидкости увеличивается плотность орошения абсорбера, если она недостаточна для обеспечения смачиваемости насадки.

Однако при такой циркуляции происходит снижение движущей силы процесса, поскольку возвращаемая жидкость уже в какой-то мере насыщена поглощенным компонентом. Поэтому целесообразность введения циркуляции всегда требует обоснования расчетом.

Перспективным является такой абсорбер, в котором охлаждение осуществляется холодильными трубками, помещенными в самом абсорбере с тем, чтобы эти трубки одновременно выполняли и роль

насадки. Подобный абсорбер для поглощения аммиака применяется, например, в производстве соды.

6.6.3. Барботажные абсорберы

Барботажные абсорберы представляют собой аппараты, в которых развитие поверхности контакта между жидкостью и газом осуществляется в результате дробления газа на струи и пузырьки, пробулькивающие (барботирующие) через слой жидкости.

Одним из простейших барботажных аппаратов является абсорбер колпачкового типа [57] (рис. 6.14). Здесь газ подводится через патрубок 1 под колпачок 2, который своим нижним краем погружен в жидкость. Газ барботирует через слой жидкости и отводится через патрубок 3. Жидкость подводится по патрубку 4 и отводится через патрубок 5.

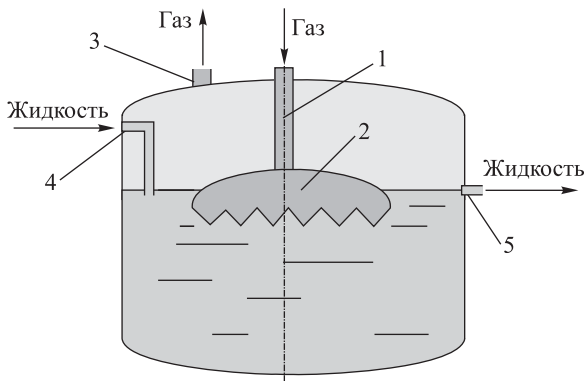


Рис. 6.14

Чтобы обеспечить дробление потока газа на более мелкие струи и пузырьки, нижний край, колпачка делается зубчатым.

Этот аппарат весьма прост по конструкции, но в нем невозможно осуществить принцип противотока, так как жидкость интенсивно перемешивается барботирующим газом. Поэтому в таком абсорбере жидкость слабо насыщается абсорбируемым компонентом, а из га-

за он не полностью удаляется, если даже жидкость и газ приходят в равновесие друг с другом. Вследствие этого абсорбер описанной конструкции может быть применен только при условии необратимого поглощения компонента жидкостью, то есть в условиях хемосорбции, например при поглощении аммиака из коксового газа серной кислотой.

С целью осуществления противотока применяют многоступенчатый — *многотарельчатый* — абсорбер.

На рисунке 6.15 изображен такой абсорбер с одноколпачковыми тарелками. Он представляет собой колонну 1, в которой одна над другой расположены тарелки 2. Каждая тарелка имеет газовый патрубок 3, прикрытый сверху колпачком 4, который погружен своим нижним концом в жидкость. Постоянный уровень жидкости на тарелке поддерживается с помощью переливных труб 5, приподнятых над тарелкой. Нижний конец переливных труб погружен в жидкость на нижележащей тарелке с тем, чтобы обеспечить гидравлический затвор между двумя тарелками.

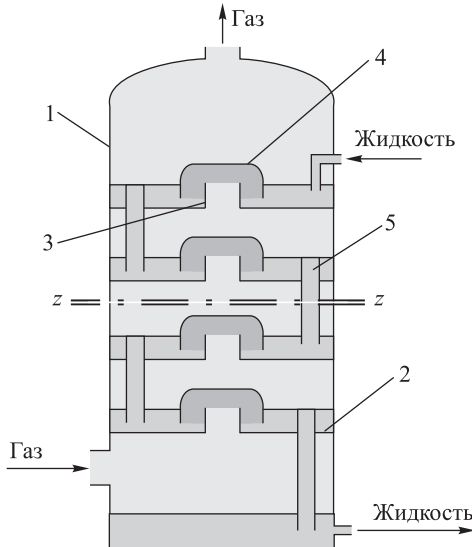


Рис. 6.15

Газ в абсорбер поступает под нижнюю тарелку 2, проходит через газовый патрубок 3, а затем, накапливаясь в колпаке 4, пробукливает через слой жидкости, находящейся на тарелке. Далее газ поступает в газовый патрубок следующей, вышележащей, тарелки и т. д., проходя, таким образом, колонну снизу вверх. Жидкость поступает на верхнюю тарелку и по переливным трубам 5 переливается последовательно с тарелки на тарелку. Таким образом в колонне осуществляется многократный барботаж с противоточным движением жидкости и газа.

При этом свежий газ встречается внизу колонны с уже насыщенной жидкостью, а свежая жидкость вверху колонны встречается с обедненным отходящим газом.

В целях большего развития поверхности контакта между газом и жидкостью на тарелках обычно вместо одного крупного колпачка устанавливается большое число мелких, что увеличивает периметр барботажа и, следовательно, усиливает дробление газа на большее число струй.

При технических скоростях барботажа газ всегда входит в слой жидкости в виде струй и лишь при выходе из объема колпаков 4 дробится с образованием пузырьков, которые, в результате связи друг с другом разделяющими их пленками жидкости, создают пену. Общее развитие поверхности в барботаже очень велико, поскольку объем перерабатываемых газов всегда большой и его дробление образует колоссальное количество пузырьков.

При небольших скоростях газа он движется сквозь слой жидкости в виде отдельных пузырьков. Такой режим барботажа называется *пузырьковым*. Поверхность контакта фаз на тарелке, работающей в пузырьковом режиме, невелика.

Увеличение скорости газа приводит к тому, что количество подаваемого в единицу времени газа не успевает отводиться всплывающими пузырьками (они имеют размеры 4–10 мм и всплывают со скоростью 0,15–0,25 м/с). Вследствие этого увеличивается высота слоя пены, почти вся тарелка заполняется подвижной турбулизиро-

ванной пеной. Такой режим барботажа называется *пенным*. При этом режиме поверхность массопередачи на барботажных тарелках максимальна и он наиболее эффективен. Дальнейшее увеличение скорости газа приводит к выбросу газовых струй на поверхность пены, интенсивному разрушению пены и резкому возрастанию уноса жидкости. Такой режим барботажа называется *струйным* (инжекционным). Поверхность контакта фаз резко уменьшается, следствием чего является снижение эффективности массопередачи.

При дальнейшем увеличении скорости газа вся жидкость «взвешивается», то есть перестает стекать с тарелки на тарелку, и аппарат перестает работать. Это режим *захлебывания*. Барботажные абсорберы отличаются высокой интенсивностью работы как вследствие большой поверхности контакта, развиваемой струйками и пузырьками газа, так и благодаря увеличению коэффициента массопередачи в результате возникновения конвекционных движений внутри струй и пузырьков.

Барботажные абсорберы удобны при абсорбции с выделением твердых осадков: вследствие перемешивания жидкости на тарелках осадок находится во взвешенном состоянии, тогда как в насадочных абсорберах он постепенно закупоривает все прозоры для прохождения газа. Работа барботажных абсорберов не связана с плотностью орошения, так как при любой ее величине высота слоя жидкости на тарелке остается постоянной. Поэтому барботажные абсорберы целесообразно применять тогда, когда количество жидкости невелико. В барботажных абсорберах можно охлаждать жидкость путем установки на тарелках промежуточных холодильников.

Недостатком работы барботажных абсорберов является их высокое гидравлическое сопротивление.

6.6.3.1. Расчет барботажных абсорберов

В барботажном абсорбере, в отличие от насадочного, четко разделены между собой тарелки, или секции аппарата, т. е. последовательно осуществляемые контакты «газ–жидкость». Это аппараты со

ступенчатым контактом, со скачкообразным изменением движущей силы процесса при переходе от ступени к ступени. Поэтому расчет сводится к определению необходимого числа контактов-тарелок.

Вследствие того, что интенсивность массопередачи при барботаже велика, система «газ–жидкость» при каждом контакте приближается к состоянию равновесия. В условиях интенсивного перемешивания при барботаже, если специально не организовано направленное движение жидкости на тарелке, состав жидкости во всем объеме приближается к составу вытекающей жидкости из абсорбера.

Газ, обедняясь при барботаже извлекаемым компонентом, приближается к состоянию равновесия с вытекающей жидкостью. Такой контакт, при котором наступает это состояние равновесия, назван *теоретическим контактом, теоретической тарелкой, или ступенью изменения концентрации* [104].

Расчет числа таких контактов ведется графическим путем.

Пусть равновесная зависимость между составами жидкой и газовой фаз дана кривой $y^* = f(x)$ (рис. 6.16). Составим уравнение материального баланса — уравнение рабочей линии (см. уравнение (6.9)) для участка абсорбера от верха до любого межтарелочного сечения $z-z$ (рис. 6.15).

Из уравнения (6.9) вытекает, что

$$y_z = y_k + \frac{L}{G}(x_z - x_n). \quad (6.41)$$

Полученным уравнением (6.41) выражена зависимость между составом газа, поднимающегося с какой-либо тарелки, и составом жидкости, стекающей на эту тарелку с вышележащей. Нанесем эту зависимость на тот же график (рис. 6.16). Это будет прямая, проходящая через точку A с начальными заданными координатами y_k, x_n под углом $\operatorname{tg} \alpha = \frac{L}{G}$. Из предположения, что на каждой тарелке газ успевает прийти в равновесие с находящейся на ней жидкостью, следует, что кривая равновесия на графике отражает соотношения концентраций газа и жидкости, достигаемые на тарелках, а рабочая линия —

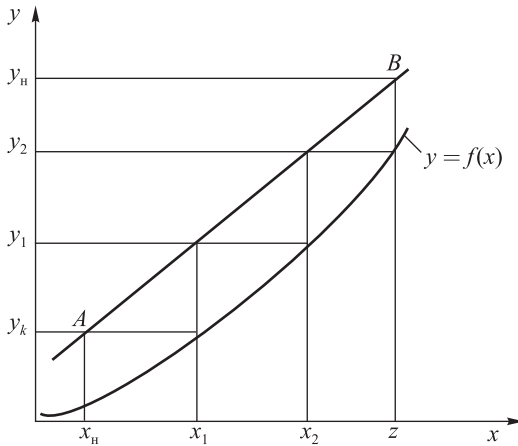


Рис. 6.16

соотношения концентрации газа и жидкости в межтарелочных потоках как результат процессов на тарелках.

Точка $A (x_n, y_k)$ на рабочей линии отражает соотношение концентраций уходящего из абсорбера газа y_k и поступающей жидкости x_n . Газ с концентрацией y_k уходит как равновесный с жидкостью, находящейся на первой сверху тарелке. Поэтому концентрация жидкости x_1 на первой тарелке определяется точкой пересечения y_k с кривой равновесия.

Жидкость состава x_1 перетекает с первой тарелки на вторую. Следовательно, состав газа в межтарелочном пространстве между первой и второй тарелками, то есть величину y_1 , можно определить точкой пересечения x_1 с рабочей линией. Этот газ поднимается как равновесный с жидкостью, находящейся на второй тарелке. Состав ее x_2 можно, следовательно, определить точкой пересечения y_1 с кривой равновесия. Жидкость состава x_2 перетекает на третью тарелку, и состав газа в межтарелочном пространстве между второй и третьей тарелками y_2 определяется точкой пересечения x_2 с рабочей линией. Такое построение продолжается до точки $B (x_k, y_n)$ на рабочей линии, то есть до нижнего конца абсорбера. Таким

путем определяется число ступеней изменения концентрации $n_{\text{теор}}$ (здесь три).

С приближением к равновесию скорость абсорбции приближается к нулю, и в реальных условиях процесса равновесия нельзя достичь. Поэтому для осуществления заданного процесса абсорбции потребуется большее число тарелок $n_{\text{практ}}$.

Отношение

$$\frac{n_{\text{теор}}}{n_{\text{практ}}} = \eta_0$$

называется общим *коэффициентом полезного действия тарелки*. Зная из опытных данных для тарелок определенного типа и режима работы колонны значение η_0 , можно определить и действительное число тарелок:

$$n_{\text{практ}} = \frac{n_{\text{теор}}}{\eta_0}.$$

Значение η_0 колеблется в пределах от 0,5 до 0,85 в зависимости от конструктивных особенностей тарелки, глубины барботажа, скорости газа и других факторов.

Недостатком общего к.п.д. является то, что при криволинейных равновесной и рабочей линиях он не отражает одинакового приближения к равновесию на всех рассматриваемых тарелках, поскольку каждая тарелка работает при различной степени отдаленности от состояния равновесия. Поэтому η_0 будет различным для тарелок, в середине колонны и на концах. Этот недостаток вместе с неясностью отображения в η_0 физической сущности процесса вызвал целесообразность введения новых величин: *локального к.п.д. $\eta_{\text{л}}$* и *эффективности ступени*, или *к.п.д. тарелки по Мерффри $\eta_{\text{м}}$* , который предложен Мерффри в 1925 году [104, 109].

Рассмотрим, как изменяются концентрации газа при прохождении его через жидкость на тарелке в некотором объеме, как показано на рисунке 6.17.

При интенсивном перемешивании жидкости концентрацию поглощаемого компонента в ней $x_{\text{л}}$ можно считать одинаковой во всем

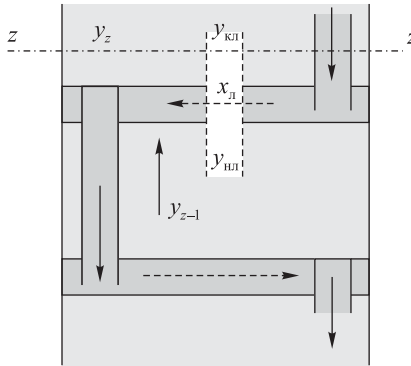


Рис. 6.17

рассматриваемом объеме. Концентрация же компонента в газе изменяется по мере прохождения его через жидкость от $y_{н.л}$ на входе газа в выделенный объем жидкости до $y_{к.л}$, с которой газ покидает этот объем жидкости.

Для рассматриваемого участка тарелки на поверхности dF

$$dM = -G dy = K_y dF(y_l - y_l^*),$$

где $y_l^* = f(x_l)$.

Разделим переменные и проинтегрируем приведенное выражение по изменению концентрации компонента в газе от $y_{н.л}$ до $y_{к.л}$ и по поверхности соприкосновения фаз от 0 (места вступления газа) до F (всей поверхности соприкосновения фаз на глубине выделенного объема):

$$\int_{y_{н.л}}^{y_{к.л}} \frac{dy}{y_l - y_l^*} = -\frac{K_y}{G} \int_0^F dF,$$

$$\ln \frac{y_{к.л} - y_l^*}{y_{н.л} - y_l^*} = -\frac{K_y F}{G},$$

откуда

$$\frac{y_{к.л} - y_l^*}{y_{н.л} - y_l^*} = e^{-\frac{K_y F}{G}}.$$

Вычитая из единицы обе части уравнения, получим

$$\frac{y_{н.л} - y_{л}^*}{y_{н.л} - y_{л}^*} - \frac{y_{к.л} - y_{л}^*}{y_{н.л} - y_{л}^*} = 1 - e^{-\frac{K_y F}{G}},$$

или

$$\eta_{л} = \frac{y_{н.л} - y_{к.л}}{y_{н.л} - y_{л}^*} = 1 - e^{-\frac{K_y F}{G}}. \quad (6.42)$$

Это выражение отображает степень достижения состояния равновесия в данном месте тарелки и называется *локальным коэффициентом полезного действия*. Естественно, что численное значение его всегда меньше единицы: $\eta_{л} < 1$. Как видно, локальный к.п.д. имеет ясный физический смысл.

Условия протекания процесса абсорбции на тарелке могут изменяться вследствие, например, направленного движения жидкости по тарелке. При этом изменяется величина движущей силы. Вдоль тарелки изменяются и гидравлические условия, а отсюда G , F , K_y . Поэтому значение локального к.п.д. также будет изменяться вдоль тарелки. Эффективность всей тарелки (см. рис. 6.17) оценивается, по Мэрффри, отношением изменения концентрации газа в ступени (тарелке) к движущей силе на входе газа в ступень:

$$\eta_{м} = \frac{y_{z-1} - y_z}{y_{z-1} - y_{z-1}^*}.$$

При идеальном перемешивании жидкости на тарелке, то есть в условиях, близких к условиям работы, например провальной тарелки (см. ниже),

$$\eta_{м} = \eta_{л} = 1 - e^{-\frac{K_y F}{G}}. \quad (6.42a)$$

В уравнении (6.42a) $\frac{K_y F}{G} = n$ является числом единиц переноса на одну тарелку.

Значение $\eta_{м}$ определяется опытным путем для данной конструкции тарелки и режима ее работы или рассчитывается по опытным же обобщенным данным в зависимости от числа единиц переноса на

одну тарелку с учетом характера движения и перемешивания жидкости на тарелке [104].

При экспериментальном определении коэффициента массопередачи на тарелке K_y обычно относят не к трудно определяемой поверхности контакта фаз на тарелке F , а к рабочей площади тарелки S и к средней движущей силе с учетом характера движения и перемешивания на тарелке. В этом случае

$$\frac{K_y S}{G} = n.$$

Выражение к.п.д. тарелки, по Мэрффри, η_M , в отличие от общего к.п.д. η_O , позволяет оценить факторы, влияющие на интенсивность работы тарелки. Например, интересно отметить, что G и F находятся в выражении (6.42а) в положении знаменателя и числителя. Увеличение подачи газа G должно бы уменьшить η_M , но при этом растет поверхность F газовых струй и пузырьков на тарелке, что компенсирует влияние увеличения G .

Важнейшими из факторов, определяющих эффективность массопередачи на тарелке, являются периметр и глубина барботажа, скорость газа, расстояние между тарелками, направленность движения жидкости на тарелке. Рассмотрим каждый из факторов.

Периметр барботажа. Как уже указывалось, в условиях технических скоростей газа образуются струйки, а при последующем дроблении струй — пузырьки примерно одинаковых размеров (4–10 мм). При увеличении периметра барботажа возрастает количество струй и пузырьков, а следовательно, поверхность массопередачи.

Глубина барботажа. С увеличением глубины барботажа увеличивается время контакта между жидкостью и газом, то есть одновременно существующая поверхность соприкосновения фаз на тарелке и, следовательно, эффективность ступени. Однако одновременно увеличивается гидравлическое сопротивление. Поэтому глубина барботажа должна быть выбрана оптимальной. Она равна 3–6 см. Дальнейшее уменьшение этой глубины приводит к тому, что газ от-

деляет жидкость от прорезей, краев колпачка, не барботируя через нее, что резко снижает поверхность контакта фаз и эффективность массопередачи.

Скорость газа в колонне. При увеличении скорости газа уменьшается время контакта фаз, а отсюда и эффективность ступени. Кроме того, увеличивается механический унос капель жидкости с нижних тарелок на верхние, а следовательно, смешение малоконцентрированной жидкости верхних тарелок с более концентрированной жидкостью нижних тарелок, что также приводит к уменьшению эффективности. Но, с другой стороны, при увеличении скорости газа благоприятно изменяется гидравлическая обстановка процесса диффузии, связанная с увеличением пенообразования на тарелке, то есть с увеличением поверхности соприкосновения фаз, и с повышенной турбулизацией движения жидкости и газа. Это приводит к увеличению эффективности. Отсюда следует, что скорость газа должна иметь оптимальное значение. Действительно, опытные данные показывают, что в области небольших скоростей эффективность ступени растет с увеличением скорости газа, достигает максимального значения и далее снижается. Наконец, при некоторой максимальной скорости, как сказано выше, вся жидкость «взвешивается», то есть перестает стекать с тарелки на тарелку, колонна перестает работать.

Выбор скорости зависит от физических свойств газа и в первую очередь от его плотности (с увеличением плотности газа увеличивается способность его увлекать с собой жидкость: например, колонны под вакуумом работают при значительно больших скоростях газа, чем колонны под атмосферным давлением), от физических свойств жидкости (плотности, вязкости, поверхностного натяжения и др.), от конструкции тарелок и расстояния между тарелками. Этот выбор производится по опытным данным. Желательно применение больших скоростей газа, так как при этом уменьшается диаметр аппарата, а следовательно, снижается его стоимость. Для колонн, работающих при атмосферном давлении, скорость газа в свободном сечении колеблется в пределах от 0,5 до 1,4 м/с.

Расстояние между тарелками. При уменьшении расстояния между тарелками увеличивается брызгоунос, в результате чего может снизиться эффективность тарелки. Увеличение же расстояния между тарелками увеличивает высоту колонны, повышает капитальные затраты. Расстояние между тарелками выбирается обычно в пределах от 0,2 до 0,6 м в зависимости от скорости газа.

Направленность движения жидкости на тарелке. При расчете числа ступеней изменения концентрации подразумевается постоянство состава жидкости на тарелке. Действительно, вследствие интенсивного перемешивания жидкости барботирующим газом состав входящей жидкости в месте поступления на тарелку выравнивается с составом жидкости, уже находящейся на тарелке и стекающей с нее. Происходит вредное смешение начальных участков среды с конечными. Таким образом, число ступеней изменения концентрации определяется по конечным, худшим, составам жидкостей на тарелках.

Направленное движение жидкости, то есть систематический, без смешения, ход ее от места входа до выхода, можно создать, например, перегородками 1 на тарелке, расположенными между рядами колпачков 2 (рис. 6.18). В этих условиях состав жидкости на тарелке будет изменяться постепенно. Жидкость на всей тарелке будет иметь меньшую концентрацию поглощаемого компонента, чем в месте выхода, то есть чем та концентрация по которой определялось число ступеней изменения концентрации. Газ, проходящий через слой жидкости на тарелке вблизи входного патрубка жидкости, вступает в контакт с менее насыщенной жидкостью, чем жидкость на сливе с тарелки. Поэтому извлечение компонента из газа на такой тарелке будет больше, чем на тарелке с идеальным перемешиванием жидкости, и концентрация компонента в газе, покидающем тарелку, может быть, как средняя величина, даже меньше концентрации равновесной с жидкостью, сливающейся с тарелки. Следовательно, к.п.д., по Мерффри, может быть даже больше единицы.

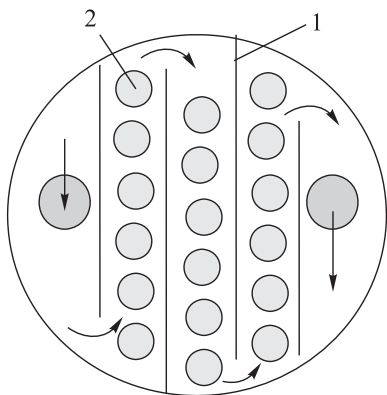


Рис. 6.18

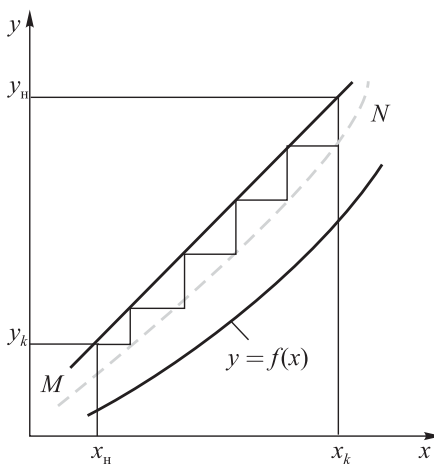


Рис. 6.19

Расчет числа тарелок по η_M ведется следующим образом. Между рабочей линией и кривой равновесия строится кривая фактических концентраций газа, достигаемых на тарелках (рис. 6.19). Поскольку расстояние по вертикали между рабочей линией и кривой равновесия соответствует величине $y_{z-1} - y_{z-1}^*$, то умножение таких отрезков на η_M дает величину $y_{z-1} - y_z$, то есть соответствует фактическому составу y_z . Линия MN , объединяющая эти точки фактических концентраций газа, достигаемых на тарелках, называется *кинетической кривой*.

Графическое определение действительного числа тарелок между рабочей линией и этой кривой ведется аналогично нахождению числа ступеней изменения концентрации.

Отметим, что эффективность ступени не идентична по смыслу и величине ранее приведенному общему к.п.д. тарелки. Расчет необходимого числа тарелок с использованием эффективности ступени имеет преимущества как по точности расчета, так и пониманию физической сущности процесса.

Однако практических определений величин эффективности ступени и данных для его расчета имеется мало. Поэтому все еще распространен расчет с использованием опытной величины общего к.п.д.

6.6.3.2. Конструктивные элементы барботажных абсорберов

Колонны выполняются обычно из цельносварного корпуса или набора царг, соединяющихся на фланцах, в которые вмонтированы тарелки. Высота колонны определяется количеством тарелок и расстоянием между ними и может изменяться в широких пределах (до десятков метров).

Диаметр колонны определяется производительностью по газу и также изменяется в широких пределах (от 0,4 м до 3 м).

Стабильная эффективность работы многотарелочного колпачкового абсорбера зависит от неизменности и равенства высоты слоя жидкости на тарелках во время ведения процесса абсорбции. Постоянство высоты слоя жидкости на тарелке и регулировка ее обеспечиваются переливными трубами 5 (рис. 6.15) или перегородками 1 (как показано на рис. 6.18), погруженными своими нижними концами в жидкость на нижележащей тарелке для предупреждения проскока через них газа. Иногда переливные трубы устраивают снаружи колонны. Размеры переливных стоков рассчитываются в зависимости от скорости течения в них жидкости. Для обеспечения стока поверхностного слоя жидкости (пены) эта скорость принимается небольшой — не более 0,15–0,2 м/с. Во избежание накапливания слоя пены на тарелке периметр перелива верхнего края стока должен быть возможно большим.

В колпачковых тарелках барботаж обеспечивается в большинстве *круглыми* (возможно, *желобчатыми* [108]) колпачками 4 (рис. 6.15), 2 (рис. 6.18), погруженными своими нижними обрезамми в жидкость и расположенными над патрубками 3 (рис. 6.15) для прохождения газа. Благодаря такому устройству газ, проходящий че-

рез патрубок, вынужден барботировать через слой жидкости, находящейся на тарелке.

Для увеличения периметра барботажа на тарелке обычно устанавливают большое количество колпачков малого диаметра (диаметр капсульного колпачка равен 80–150 мм), располагая их, как показано на рисунке 6.18, в шахматном порядке.

Особое внимание должно быть уделено равномерному размещению их для максимального использования сечения тарелки.

В целях увеличения поверхности путем дробления газа на мелкие струйки нижние обрезы колпачков имеют прорезы шириной 4–6 мм (см. рис. 6.14). Однако, как показали исследования, при скоростях газа, применяемых на промышленных многоколпачковых тарелках, прорезы существенно не влияют на процесс массопередачи. Они лишь устраняют односторонний выход газа при отклонении нижнего края колпачка от горизонтали.

С увеличением диаметра колонн число капсульных колпачков возрастает, что повышает стоимость абсорбера. Для удешевления изготовления и монтажа абсорбера применяют *туннельные* колпачки. Они представляют собой стальные штампованные полукруглые крышки с гребенчатыми краями. Каждый колпачок устанавливается строго горизонтально над двумя соседними желобами, между которыми оставляется ход для газа, заменяющий патрубок.

Периметр туннельных колпачков на тарелке несколько меньше капсульных, но зато имеется направленное движение жидкости на тарелке и по эффективности массопередачи они равноценны.

Все большее распространение получают тарелки «Юнифлак» из *штампованных элементов S-образной формы* [104]. В этом случае направленное движение жидкости поперек элементов создается вследствие одностороннего выхода газа из-под колпачков. При равной эффективности массопередачи с вышеописанными тарелками стоимость их значительно ниже, особенно при большом диаметре колонны.

В *ситчатых тарелках* [108, 110] (рис. 6.20а) просверливается или пробивается большое количество отверстий диаметром 1–5 мм,

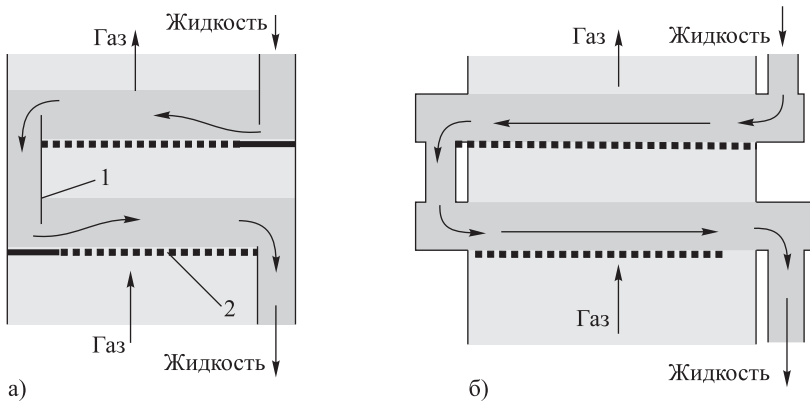


Рис. 6.20

равномерно распределенных по всему дншшу 2 тарелки. Газ проходит через эти отверстия и через слой жидкости в виде мелких струек и пузырьков.

Условия массообмена на ситчатых тарелках благоприятнее, чем на колпачковых: более мелкое дробление струй, большая равномерность потока газа. Поэтому эффективность ступени этих тарелок выше. Однако вследствие градиента высоты слоя жидкости на ситчатой тарелке газ при сравнительно небольших скоростях проходит через отверстия вблизи переливного порога 1. В результате с противоположной стороны тарелки жидкость переливается через отверстия. С увеличением скорости газа перелив прекращается.

При колебаниях нагрузок по газу в пределах 40% от среднего уровня, что обычно соответствует условиям работы непрерывно действующих аппаратов, эти тарелки имеют бесспорные преимущества перед колпачковыми как по простоте устройства, так и по эффективности массопередачи. Только засоряемость и коррозия отверстий, а также способность некоторых жидкостей образовывать устойчивую пену заставляют отказаться от них.

В пенных абсорберах, в отличие от абсорберов с ситчатыми тарелками, жидкость переливается с тарелки на тарелку с подпором

пены на тарелке [106], как показано на рисунке 6.20б. Переливное устройство выполнено в виде коробки, в которой пена разрушается. Таким образом увеличивается высота слоя пены на тарелке, а отсюда и эффективность массопередачи. Однако при этом увеличивается и гидравлическое сопротивление, что ограничивает область применения пенных абсорберов.

В *пластинчатых тарелках* [104], в отличие от ситчатых, однонаправленное движение жидкости и газа, то есть каждая ступень работает по принципу прямотока, что позволяет резко повысить расход по газу и жидкости. Газ проходит сквозь щели днища тарелки, образованные пластинами, установленными под углом $10\text{--}15^\circ$, со скоростью $20\text{--}40$ м/с. В этих условиях жидкость диспергируется газовым потоком на мелкие капли и отбрасывается вдоль тарелки к следующей щели, где процесс взаимодействия жидкости и газа повторяется вплоть до перелива жидкости через сливной карман 2 на нижележащую тарелку. Необходимость устройства переливного порога отпадает, что уменьшает гидравлическое сопротивление. Использование этих интенсивно работающих тарелок возможно и для загрязненных жидкостей. Недостатком их является снижение эффективности при небольшом расходе жидкости.

В *клапанных тарелках* [104] отверстия круглого сечения перекрыты свободно лежащими над ними клапанами. Высота подъема клапана ограничивается специальным устройством, например скобой.

С изменением расхода газа клапан своим весом автоматически регулирует величину щели для прохода газа и тем самым поддерживает постоянную скорость газа при истечении его в барботажный слой. По этой причине клапанные тарелки, в отличие от описанных, могут работать с высокой эффективностью в широком диапазоне нагрузок по газу.

6.6.4. Распыливающие абсорберы

В абсорберах этого типа поверхность соприкосновения газа с жидкостью возрастает дроблением жидкости.

6.6.4.1. Полый распыливающий абсорбер

Полый распыливающий абсорбер [104] (рис. 6.21) представляет собой башню 1, в верхней части которой форсунками 2 разбрызгивается жидкость. Газ вводится в нижнюю часть аппарата и выводится сверху. Особо эффективны для абсорбции удары капель о стенку или о жидкость. Большая удельная поверхность, образующаяся при дроблении капель во время их удара, а также сжатие газа, попавшего в момент удара между каплей и стенкой (или другой каплей жидкости), обуславливают значительное повышение скорости абсорбции в момент удара (эффект Шабалина [57]). В этот момент поглощается столько же газа, сколько на пути падения капли в несколько метров.

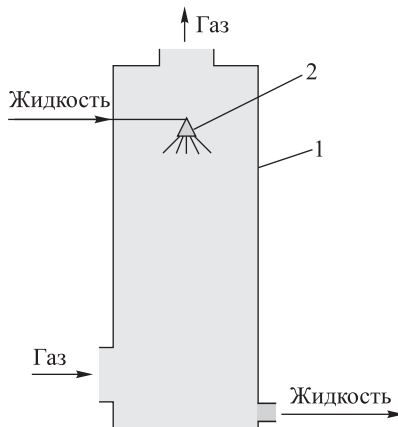


Рис. 6.21

На поглощение газа существенное влияние оказывает размер капель жидкости. Крупная капля при своем падении создает турбулизацию окружающих участков газа, увеличивая β_y . В крупных каплях, благодаря колебаниям ее формы и трению газа о жидкость, возникают размешивающие движения, которые обуславливают увеличение β_x . Но крупные капли имеют малую поверхность контакта жидкости с газом.

Уменьшение размера падающей капли приводит также к увеличению времени пребывания ее в аппарате, а отсюда к увеличению суммарной поверхности всех капель, находящихся в данный момент в абсорбере. Однако с уменьшением размера капель увеличивается унос их потоком газа.

Итак, должен существовать оптимальный размер капли. Он составляет 0,5–1 мм. Однако капли такого размера крайне трудно получить: при разбрызгивании жидкости капли образуются или благодаря вибрации струй, но при этом получаются крупные капли размером 4–6 мм или в результате трения струй жидкости о газ (при скоростях струй более 10 м/с), но при этом образуются уже очень мелкие капли размером менее 30 мкм.

При ударном орошении получается смесь мелких и крупных капель. Но наличие разнородных по величине капель не является условием оптимальной работы абсорбера, так как мелкие капли будут уноситься газом из башни, а крупные, вследствие малой удельной поверхности и малого времени контакта с газом из-за быстрого падения, не успевают насытиться извлекаемым компонентом.

В распыливающем абсорбере невозможно обеспечить равномерный по всему сечению ход газа и предупредить вредное перемешивание газа по высоте башни, уменьшающее среднюю движущую силу процесса.

Все эти причины обуславливают незначительное распространение этих абсорберов, несмотря на простоту устройства, малое гидравлическое сопротивление, возможность работы с загрязненными газами.

Расчет распыливающего абсорбера. Расчет ведется по поверхности f капли среднего размера $d_{\text{ср}}$:

$$f = \pi \cdot d_{\text{ср}}^2.$$

Из материального баланса определяется необходимый объем жидкости V , подающийся в единицу времени (в секунду) в аппарат.

В нем находится n капель с поверхностью

$$F_{\text{сек}} = n f = \frac{V \cdot 6}{\pi \cdot d_{\text{ср}}^3} \cdot \pi \cdot d_{\text{ср}}^2 = 6 \frac{V}{d_{\text{ср}}}.$$

В аппарате же будет капля во столько раз больше, сколько секундных объемов жидкости там одновременно находится. Следовательно, общая поверхность капель равна

$$F_{\text{общ}} = F_{\text{сек}} \tau,$$

где τ — время пребывания капли в аппарате, определяемое по скорости падения капли.

Эта общая поверхность абсорбции $F_{\text{общ}}$ и должна удовлетворять величине требуемой поверхности массопередачи.

6.6.4.2. Абсорбер Вентури

Абсорбер Вентури состоит (рис. 6.22) из сужающейся части — конфузора 1, куда поступает газ. Сюда же подается и жидкость с помощью, например, форсунки 2. За счет энергии ускоряющегося газового потока происходит вторичное дробление жидкости на мелкие капли. Пройдя с большой скоростью узкую часть — горловину 3 газ поступает в расширяющуюся часть — диффузор 4, где скорость его постепенно снижается. В диффузоре происходит частичная коагуляция — укрупнение капель, и кинетическая энергия газа переходит в энергию давления с минимальными потерями. Для абсорбера Вентури [104, 111] характерны некоторые особенности: прямоочность движения фаз, снижающая движущую силу абсорбции; значительная относительная скорость между газом и жидкостью (скорость капли в горловине значительно меньше скорости газа), интенсифицирующая массопередачу; время контакта между газом и жидкостью в наиболее эффективной части аппарата — горловине очень мало: оно составляет тысячные доли секунды.

Учитывая эти особенности, абсорбер Вентури целесообразно применять при абсорбции хорошо растворимых газов, особенно при

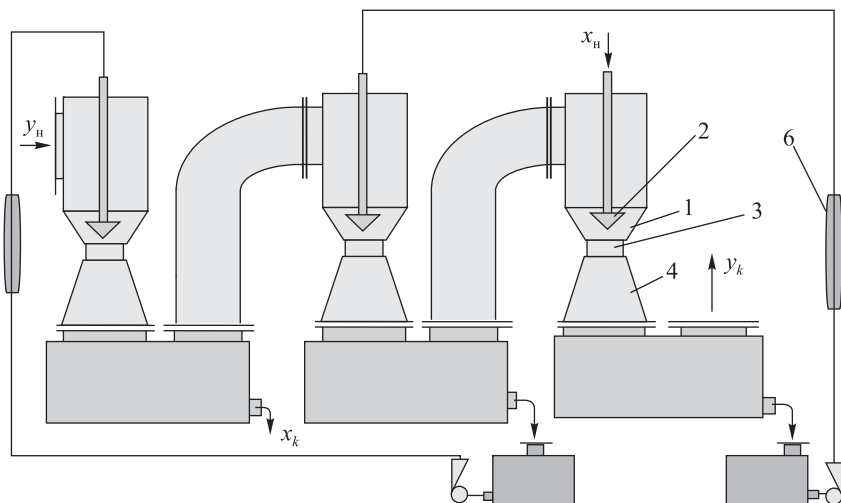


Рис. 6.22

хемосорбции, когда скорость реакции велика, а концентрация поглощаемого компонента, равновесная с раствором, мала. Вследствие того, что прямоток снижает движущую силу абсорбции, здесь еще большее значение, чем при улавливании аэрозолей, имеет последовательная установка нескольких абсорберов Вентури, создающая ступенчатый противоток газа и жидкости. Это позволяет установить промежуточные холодильники 6 для охлаждения жидкости при выделении значительного количества тепла. Последовательная установка аппаратов не только снижает гидравлическое сопротивление, но и увеличивает движущую силу абсорбции.

Скорость газа в горловине единичного абсорбера Вентури принимается до 60 м/с, удельный расход абсорбента — до 10 л/м³ газа, в многоступенчатых установках — 15–30 м/с и 1–3 л/м³ газа для каждой ступени соответственно.

Гидравлическое сопротивление единичного абсорбера доходит до 700 мм вод. ст., многоступенчатых при той же полноте абсорбции — до 300 мм вод. ст. Многоступенчатая установка абсорберов

Вентури делает их конкурентноспособными по расходу электроэнергии с насадочными и барботажными аппаратами при значительном снижении капитальных затрат (в несколько раз).

6.6.4.3. Механические распыливающие абсорберы

К механическим распыливающим абсорберам относится, например, абсорбер с вращающимися погружными конусами [104].

Как видно из рисунка 6.23, внутри цилиндрической башни 1 расположены тарелки 2, заполненные жидкостью. Жидкость перетекает с тарелки на тарелку сверху вниз с помощью направляющих перегородок 3, выполненных в виде усеченных конусов. На валу 4 закреплены вращающиеся вместе с ним конусы 5. Нижние края конусов погружены в находящуюся на тарелках 2 жидкость. При быстром вращении вала (сотни оборотов в минуту) жидкость под действием центробежной силы поднимается по конусам и сбрасывается с их верхних обрешов, образуя завесу из брызг и капель. Они падают на направляющие перегородки 3 и стекают по ней с тарелки на тарелку.

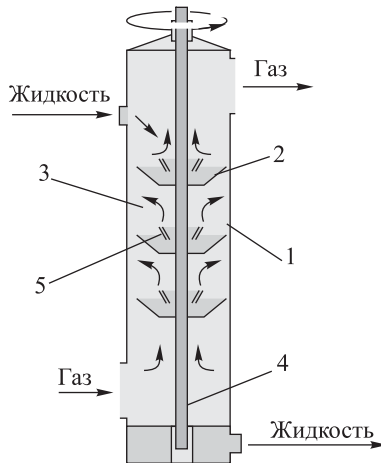


Рис. 6.23

Газ поступает в аппарат снизу и движется противотоком стекающей жидкости, соприкасаясь на каждой тарелке с разбрызгиваемой жидкостью.

Описанный механически распыливающий абсорбер является эффективным массообменным аппаратом и может применяться, как и барботажный абсорбер, для абсорбции газа небольшим количеством жидкости. Однако он сложнее по устройству и требует больших затрат энергии на осуществление процесса. Поэтому он применяется редко.

6.6.5. Абсорберы с подвижной насадкой

Одним из основных недостатков всех описанных выше абсорберов является то, что эффективность их работы с высоковязкими газожидкостными системами, в частности газоводонефтяной эмульсией высоковязкой нефти, содержащей механические примеси и асфальтосмолопарафиновые соединения (АСПС), низка. Это связано с тем, что:

- в поверхностных абсорберах (рис. 6.7), так как вязкость нефти высока, соблюдения основного условия эффективного ведения процесса — турбулизации жидкой фазы и полного перемешивания ее с газовой — достигнуть чрезвычайно сложно;
- в пленочных абсорберах (рис. 6.8) процесс протекает несколько с большей скоростью, чем в поверхностных, но по тем же причинам, что и в поверхностных, эффективность процесса также остается на низком уровне;
- в насадочных абсорберах (рис. 6.9) при очистке высоковязкой нефти, например, от H_2S , начиненной стационарной насадкой, объем зазоров будут снижаться за счет осаждения в них АСПС и механических примесей, и через непродолжительное время работы эффективность процесса резко снизится при одновременном повышении гидравлического сопротивления;
- барботажные колпачковые абсорберы (рис. 6.14 и 6.15) также за-

растают АСПС. При этом для турбулизаций высоковязкой жидкой среды требуется большой расход кинетической энергии газа, то есть его высокие скорости, что приведет к отслоению жидкой фазы от колпачков и резкому снижению поверхности контакта фаз, то есть к снижению эффективности процесса абсорбции. В барботажных ситчатых абсорберах отверстия диаметром 1–5 мм на решетках уже после небольшого срока эксплуатации закупорятся АСПС и механическими примесями;

- эффективность работы распыливающих абсорберов полого исполнения (рис. 6.22), типа труба Вентури или механических [113], также низка из-за высокой вязкости жидкой фазы.

Таким образом, причиной низкой эффективности обработки продукции нефтяных скважин в известных абсорбционных аппаратах является высокая вязкость нефти, содержащая АСПС и механические примеси, которые при контакте с поверхностями нефтепромышленного оборудования образуют на них асфальтосмолопарафиновые отложения (АСПО).

Устранение недостатков в работе известных абсорберов возможно применением абсорберов (аппаратов) с подвижной насадкой (АПН) [112].

Еще в 1972 году было показано [114], что подвижная насадка АПН не забивается даже битумными фракциями. Позднее исследованиями [115] было доказано достижение в АПН полного перемешивания газожидкостных фаз за счет искусственного создания режима интенсивной турбулизации потоков при псевдооживлении элементов подвижной насадки (ПН).

Однако в системах сбора и подготовки нефти на промыслах они до сих пор не нашли широкого применения.

Исключением являются нефтепромысловые объекты ОАО «Удмуртнефть», где высокая эффективность процессов деэмульсации нефти [116], смешения пресной воды с глубоко обезвоженной нефтью при обессоливании [117], растворения полиакриламида [118, 119] для целей полимерного заводнения пласта, очистки товарной

нефти и нефтяного газа от H_2S методом абсорбции [120], флотации нефтепродуктов и механических примесей в период подготовки сточной воды к утилизации в пласт [121] и т. д. неоспоримо доказаны практическим внедрением и промысловыми исследованиями.

Многие процессы нефтепромысловых технологий требуют достижения полного перемешивания контактируемых фаз (нефти, газа, воды, реагентов-деэмульгаторов, ингибиторов коррозии и парафиноотложений, депрессаторов, абсорбентов). Поэтому достижение полного перемешивания необходимо не только при очистке нефтяных газов от вредных газовых компонентов, но и при очистке товарной нефти, например от H_2S , деэмульсации, борьбе с коррозией, парафиноотложении, обессоливании путем обработки нефти пресной водой, снижении гидравлических сопротивлений трубопроводов и т. д.

Учитывая широкое промышленное использование АПН на промыслах ОАО «Удмуртнефть» с получением высоких технико-экономических результатов на высоковязких нефтях целесообразно применение АПН и на других нефтепромыслах Российской Федерации. В настоящее время АПН широко используются в химической, металлургической, строительной, автомобильной и других промышленности для осуществления процессов массообмена (абсорбции, десорбции, ректификации), контактного теплообмена, очистки газов от жидких и твердых неоднородных примесей [122–125] и т. д.

Приведенный краткий анализ опыта использования АПН в различных отраслях промышленности и на промысловых объектах ОАО «Удмуртнефть» позволяет разделить АПН на две категории:

- 1) для обработки газов капельными жидкостями;
- 2) для смешения различных по свойствам капельных жидкостей друг с другом.

6.6.5.1. Абсорберы с подвижной насадкой для обработки газов жидкостями

В большинстве случаев АПН для обработки газов жидкостями представляет собой колонну 1 (рис. 6.24а), снабженную опорной 2

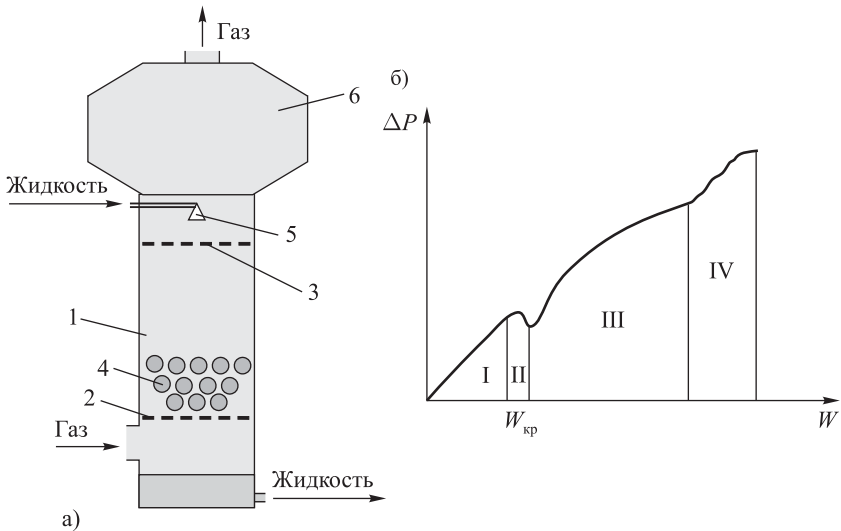


Рис. 6.24. АПН классического исполнения: 1 — колонна; 2 — опорная решетка; 3 — ограничительная решетка; 4 — ПН; 5 — ороситель; 6 — каплеуловитель (газоосушитель)

и ограничительной 3 решетками, между которыми устанавливается подвижная насадка (ПН) 4 и ороситель жидкости 5. Верх колонн заканчивается уловителем капельной жидкости (газоосушителем) 6.

В корпусе АПН имеются устройства для ввода газа и вывода его после очистки, подачи орошающей жидкости и вывода ее после обработки.

Работа АПН заключается в следующем.

Обрабатываемый газ поступает под опорную решетку 2, входит в контакт с элементами ПН 4 и при линейных скоростях его, превышающих критическую величину ($w_{кр}$), псевдооживает их. При этом газ входит в контакт с жидкостью, поступающей в АПН через ороситель 5, и с высокой эффективностью перемешивается псевдооживленными элементами ПН. В результате создается сложная гидродинамическая ситуация, при которой контролируемые фазы интенсив-

но турбулизируются элементами ПН, постоянно обновляя свои поверхности контакта фаз. Обновление контакта фаз интенсифицирует процесс очистки газа от ненужных компонентов. В последующем очищенный газ, пройдя стадию осушки в каплеотделителе 6, направляется потребителю, а отработанная жидкость стекает в устройство для ее вывода и направляется потребителю или в систему ее нейтрализации.

Принцип действия АПН объясним на основании рассмотрения гидродинамических режимов его работы, характеризующихся зависимостью гидравлического сопротивления АПН от линейной скорости газа, отнесенного к полному сечению корпуса 1 (рис. 6.24б).

Работа АПН состоит из четырех гидродинамических режимов.

Первый — статическое состояние насадки.

При малых расходах (скоростях W) газа элементы ПН находятся в стационарном состоянии. Поэтому рост гидравлического сопротивления ΔP АПН прямо пропорционален увеличению скорости W .

Второй — начало псевдооживления.

При последующем увеличении расхода газа элементы ПН начинают псевдооживляться. Зазоры между ними несколько увеличиваются, и скорость потока газа в зазорах падает. В результате ΔP несколько снижается. Скорость газа в корпусе 1 АПН, соответствующая этому режиму, принимается за критическую $W_{кр}$, она, как правило, составляет порядка 1,8–2 м/с.

Третий — развитое псевдооживление. С увеличением расхода газа интенсивность псевдооживления элементов ПН возрастает. Они усиленно турбулизируют контролируемые фазы, развивая большую поверхность контакта между ними. При этом достигается полное перемешивание сред в АПН, что является необходимым условием эффективного ведения соответствующих процессов, например, очистки нефтяного газа от H_2S . Таким образом, режим развитого псевдооживления в работе АПН является оптимально эффективным.

Четвертый — «захлебывание». При дальнейшем увеличении скорости газа свыше 5 м/с элементы ПН под действием энергии потока

выносятся из зоны псевдооживления и прижимаются к опорной решетке 3. Жидкая фаза, питающая АПН через ороситель 5, не может преодолеть энергию восходящего потока газа и накапливается в зазорах ПН 4 и на подпорной решетке 3, резко увеличивая ΔP аппарата. В результате АПН выводится из эксплуатации ввиду нарушения работы в нормальном технологическом режиме.

Гидравлическое сопротивление АПН представляется как сумма четырех составляющих:

$$\Delta P = \Delta P_p + \Delta P_n + \Delta P_{жр} + \Delta P_{жн}, \quad (6.43)$$

где ΔP_p — сопротивление сухой решетки, ΔP_n — сопротивление сухой насадки, $\Delta P_{жр}$ — сопротивление задержанной жидкости на решетке, $\Delta P_{жн}$ — сопротивление задержанной жидкости в слое насадки.

Полное гидравлическое сопротивление АПН при обработке систем, близких по свойствам системе «вода–воздух» определяется по уравнению [122]

$$P = P_c \left\{ 1 + C \left[\left(\frac{L}{G} \right)^2 \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right]^{K+1} \right\}, \quad (6.44)$$

где

$$P_c = \xi_1 \frac{\rho_r \cdot W_r^2}{2S_0^2} + \rho_{ж} g H_{ст} (1 - \varepsilon_0) \quad (6.44a)$$

— сопротивление сухого АПН, определяемое как сумма слагаемых сопротивлений

$$\Delta P_p = \xi_1 \frac{\rho_r \cdot W_r^2}{2S_0^2} \quad (6.44б)$$

и

$$\Delta P_n = \rho_{ж} g H_{ст} (1 - \varepsilon_0) \quad (6.44в)$$

сухой решетки и насадки соответственно, в которых ε_1 — коэффициент гидравлического сопротивления решетки, принимаемая равной 0,1–0,2; S_0 — свободное сечение решетки, долей от сечения корпуса АПН (0,4–0,75); $H_{ст}$ — статическая высота ПН, м.

Значения коэффициентов C и K в формуле (6.44) вычисляются из выражений

$$C = \frac{5,36 \cdot 10^{-2}}{S_0^3} \cdot \frac{d^*}{d_{\text{ш}}} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ш}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{-0,74} \cdot \left(\frac{L}{L^*} \right)^2, \quad K = \frac{-1,58}{S_0^{-0,16}} \cdot \left(\frac{d^*}{d_0} \right)^{-0,1},$$

в которых $d^* = 0,005$ м — условный диаметр; $d_{\text{ш}}$ — диаметр элемента ПН (шара), м; ρ_0 — плотность элемента ПН, кг/м³; L — плотность орошения, м³/м²ч; L^* — условная плотность орошения, м³/м²ч.

При выполнении расчетов для обработки высоковязких нефтей рекомендуется применение формулы [112]

$$\Delta P = 602,6 W_{\Gamma}^{0,0235} L^{0,195} H_{\text{ст}}^{0,117} S_0^{-0,178} \text{ мм вод. ст.} \quad (6.45)$$

Таким образом, как видно из формул (6.44) и (6.45), гидравлическое сопротивление АПН фактически является показателем эффективности его работы и зависит не только от технологических параметров его эксплуатации, но и от конструктивного оформления его узлов и деталей.

Эффективность процессов, протекающих в АПН, зависит не только от гидравлических режимов его работы. Особые требования предъявляются к ПН.

Форма элементов ПН может быть самой различной. Наиболее распространены и эффективны ПН сферические, кубические и цилиндрические, в виде колец Рашига. Материал ПН подбирается таким, чтобы обладал стойкими свойствами против коррозионного и эрозионного износов и в необходимых случаях был термостойким.

Статическая высота ПН должна находиться в пределах 150–300 мм [112].

Диаметр элемента ПН должен быть меньше 0,1 диаметра колонны АПН [125].

От плотности элементов ПН зависит величина $W_{\text{кр}}$, следовательно, и эффективность протекающих в АПН процессов.

При обработке газов жидкостями элементы ПН следует применять с плотностью несколько меньшей, чем плотность обрабатываемой жидкой фазы ($200\text{--}1000\text{ кг/м}^3$) [112, 125].

Скорость газа в абсорбере (в зоне расположения ПН) в период псевдооживления элементов ПН составляет $2,5\text{--}5\text{ м/с}$, и с газом выносятся капли жидкости. Поэтому АПН, с целью осушки газа от унесенных капель, комплектуется каплеуловителем 6 соответствующей конструкции [112, 122–126].

Представленный АПН на рисунке 6.24а имеет ряд недостатков.

1) Так как корпус имеет цилиндрическую форму, эффективность проводимого процесса может резко колебаться при незначительных изменениях нагрузки как по газу, так и по жидкости [112, 123].

2) В процессе работы элементы ПН выстраиваются по поверхности, образующей внутреннюю вертикальную стенку колонны (футеруют ее), образуя центральный канал, и эффективность ведения соответствующего процесса резко снижается [127].

3) Так как скорость газа в колонне аппарата достигает 5 м/с , наблюдается унос с ним большого объема нефти в виде мельчайших капель [112, 122, 123].

4) Расположение оросителя 5 над опорной решеткой 3 при работе АПН в режиме «захлебывания» (зависания ПН в прижатом виде к подпорной решетке) может привести к накоплению абсорбента над подпорной решеткой с последующим выносом ее потоком газа в газопровод.

6.6.5.2. Абсорбер с подвижной насадкой ШВ для промывки нефтяных газов

Оптимизация работы АПН на нефтепромыслах достигается в абсорбере, разработанном заслуженным изобретателем Российской Федерации В. Х. Шаймардановым, под наименованием «Аппарат для обработки газожидкостных систем ШВ» [128].

Абсорбер ШВ для очистки нефтяного газа от H_2S показан на рисунке 6.25.

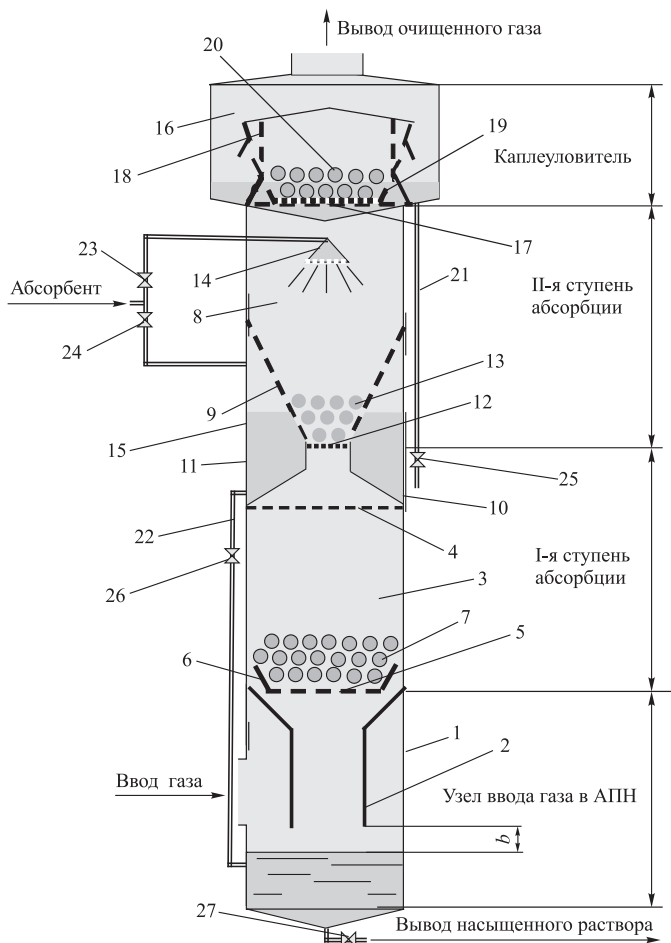


Рис. 6.25. Абсорбер типа ШВ института «УдмуртНИПИнефть»: 1 – корпус абсорбера; 2 – эрлифтная труба; 3 – камера 1-й ступени абсорбции; 4 – подпорная решетка; 5, 12, 17 – опорные решетки; 6, 19 – конусы; 7, 13, 20 – подвижные насадки; 8 – камера 2-й ступени абсорбции газа; 9 – диффузор перфорированный; 10 – конфузор; 11 – горловина; 14 – ороситель; 15 – циркуляционная емкость; 16 – каплеуловитель; 18 – ограничительная решетка; 21, 22 – трубы слива жидкости; 23, 24, 25, 26, 27 – запорная арматура

Он включает следующие последовательно расположенные по ходу обрабатываемого газа узлы:

- узел ввода газа в АПН;
- 1-я ступень абсорбции в слое ПН 7, размещенной на решетке 5 со свободным сечением, равным 0,4–0,8 сечения корпуса аппарата;
- 2-я ступень абсорбции в слое ПН 13, расположенной над решеткой со свободным сечением, равным 0,4–0,8 сечения корпуса аппарата, в зоне перехода от горловины 11 к перфорированному диффузору 9;
- каплеуловитель 16, предназначенный для отделения капель жидкости от очищенного газа.

Работа аппарата заключается в следующем.

Жидкость (абсорбент) поступает в АПН через ороситель 14 или циркуляционную емкость 15. Затем она стекает в камеру приема газа, контактируя с элементами ПН 13 и 7 и идущим ей навстречу газом. В камере приема газа жидкость накапливается до образования расчетного зазора «b» между уровнем ее взлива и нижним торцом эрлифтной трубы 2. Зазор «b» может устанавливаться и другими способами, например, как показано на рисунке 6.25, установкой необходимого уровня рабочего растворителя H_2S в сборниках абсорбента 2 или 3.

Газ поступает в камеру его приема тангенциально. При этом он приводит во вращательное движение накопленную жидкость в камере приема, часть которой совместно с газом поступает в эрлифтную трубу 2, и затем, следуя навстречу потоку новой жидкости, газо-жидкостная эмульсия последовательно проходит через щели решетки 5 и кольцевой зазор между конусом 6 и стенкой корпуса 1, слой подвижной насадки 7, щели решетки 12 и слой подвижной насадки 13. В последующем смесь газа с жидкостью поступают в объем перфорированного диффузора 9, где отделяются друг от друга. При этом жидкая фаза перетекает в циркуляционную емкость 15, а очищен-

ный газ совместно с уносимыми каплями жидкости — в каплеотделитель 16. При движении газа и воды они попадают в условия интенсивного перемешивания ПН 7 и 13, находящимися в псевдоожиженном состоянии.

Кроме того, газ в зоне ПН 7 начинает входить в контакт с жидкостью, стекающей из циркуляционной емкости 15. Поэтому в слое ПН 7 достигается достаточно большая плотность орошения, что является одним из необходимых условий устойчивого псевдоожижения ПН и эффективной очистки газа.

Перфорация диффузора 9 позволяет создавать внутреннюю циркуляцию жидкости по циклу: уровень расположения решетки 12 — верхняя часть камеры 8 — перфорация диффузора 9 — циркуляционная емкость — уровень расположения решетки 12. Эта циркуляция достигается за счет уменьшения скорости потока газа от центра к периферии [127]. В процессе работы АПН векторы скоростей газа распределяются по сечению корпуса АПН, образуя параболоид вращения. Поэтому скорости в центре корпуса АПН оказываются максимальной величины, которые постепенно затухают в направлении к стенке, и жидкость, оказавшаяся в контакте с перфорацией диффузора 9, стекает в циркуляционную емкость. При этом жидкость из циркуляционной емкости эжектируется на уровне решетки 12 в основной поток газа, идущий из горловины 11 с высокой скоростью — порядка 10 м/с и более. Такая высокая скорость газа позволяет не только эжектировать жидкость из циркуляционной емкости, но и интенсивно псевдоожижать ПН 13, повышая эффективность процесса обработки газа жидкостью до максимально допустимой величины.

Например, при очистке 30 тыс. $\text{нм}^3/\text{ч}$ (абсорбер ШВ-30) отходящих газов от SO_2 10%-ным водным раствором кальцинированной соды на Соликамском целлюлозно-бумажном комбинате содержание SO_2 снизилось с 1,5 % об. до 0,3 % на первой ступени абсорбции и до уровня «Следы» — на второй [129].

Организация внутренней циркуляции жидкости под действием энергии газового потока позволяет обрабатывать газ с низким со-

держанием вредных компонентов, например в целях экологической очистки, заданным количеством жидкости без применения каких-либо циркуляционных насосов.

В виду «параболоидного» распределения скоростей газа в колонне аппарата элементы ПН отбрасываются в стенке АПН и футеруют ее. Поэтому эффективность работы АПН резко снижается. Эта закономерность была обнаружена при промышленной очистке генераторного газа в производстве синтетического аммиака и подтверждена в последующем на лабораторной модели из прозрачного органического стекла [126].

С целью устранения указанного недостатка абсорбер ШВ, показанный на рисунке 6.25, снабжен распределительными конусами 6 и 19, которые распределяют основной поток газа на центральный и периферийный. При этом последний отесняет элементы ПН от стенки, предотвращая процесс футерования [127].

ПН 7 и 13 выполняют те же функции, что и в АПН, показанном на рисунке 6.23. Так как ПН 13 размещена в перфорированном диффузоре 9, расширяющемся по ходу движения газового потока, интервал работы его со скоростями начала псевдооживления $W_{кр}$ за счет изменения сечения диффузора 9 по его высоте возрастает, что ведет к сохранению высокоэффективной стабильности работы АПН при переменных нагрузках.

Расположение оросителя 14 без использования подпорной решетки или ниже ее повышает безаварийную работу абсорбера ШВ, так как в этом случае при зависании ПН 13 прижатием к решетке 17 уноса жидкости не будет наблюдаться, она вся стечет на нижележащие слои ПН.

Абсорбер ШВ снабжен каплеуловителем (осушителем газа) 16.

Принцип его работы заключается в следующем.

Очищенный газ с каплями жидкости на уровне решетки 17 разделяется конусом 19 на центральный и периферийный потоки, которые псевдооживляют элементы ПН, предотвращая процесс футерования. При этом газ, многократно сталкиваясь с элементами ПН, из-

меняет свое направление движения, а мелкораспыленная капельная жидкость сливается в более крупные (коагулирует) и под действием инерционных сил отделяется от газовой фазы. Затем осушенный газ выводится из каплеотделителя, а одна часть укрупненных капель жидкости стекает обратно навстречу обрабатываемому газовому потоку, а другая, улавливаясь в корпусе 16, по трубе 21 стекает в циркуляционную емкость 15 или в сборник жидкости камеры приема газа 1.

Для полной осушки газа скорость его в каплеуловителе должна быть равна 0,1 м/с, а время пребывания — не менее 2 с.

6.6.5.3. Абсорбер с подвижной насадкой для очистки нефти от H_2S

Обработка капельных жидкостей друг другом, например обработка глубоко обезвоженной нефти пресной водой для целей обессоливания первой (см. гл. 8) или очистка товарной нефти от H_2S жидкими абсорбентами, осуществляется в АПН, которые в зависимости от функционального назначения называются смесителями или абсорберами с индексом ШВЖ. По конструкции такие абсорберы и смесители жидких сред подобны друг другу.

При обработке высоковязких жидкостей в абсорбере типа ШВЖ оптимальная плотность элемента ПН оказывается больше рекомендуемой при обработке чисто газовой фазы в 10 раз и составляет 1700–2800 кг/м³. При этом наиболее эффективными являются элементы ПН в виде колец Рашига массой 36–40 г [104, 124], изготовленных из стальных труб, у которых эквивалентный диаметр меньше внутреннего диаметра горловины 2 в 6–10 раз. Их оптимальная статическая высота в абсорбере составляет 0,3 м.

В абсорберах типа ШВЖ протекают процессы перемешивания в условиях интенсивной турбулизации как различных жидких сред, так и жидкостей с газами. Поэтому на нефтепромыслах аппараты ШВЖ характеризуются как многофункциональные.

6.7. Технологии использования АПН ШВ на нефтепромыслах Удмуртии

6.7.1. Технологическая схема очистки нефтяного газа от H_2S в промысловых условиях

Нефтяные газы содержат H_2S . Например, в газе Гремихинского месторождения содержится до 3,5 % об. H_2S .

Для поглощения H_2S применяют водные растворы карбонатов (Na_2CO_3 , K_2CO_3), этаноламинов, аммиака, оксисульфамышьякового натрия или аммония и др. [1–4, 105, 123].

При поглощении H_2S водными растворами карбонатов (щелочная абсорбция) протекает реакция, например,



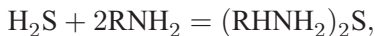
Эта реакция протекает с выделением тепла. Дифференциальная теплота растворения H_2S в растворах карбонатов составляет 12 500 кДж/кмоль.

Согласно [104], значения равновесного парциального давления H_2S могут быть выражены эмпирическим уравнением

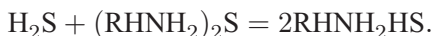
$$P_{H_2S}^* = a(b + t)S^n \text{ бар}, \quad (6.46)$$

где при $t = +20\text{--}+60^\circ\text{C}$ $a = 0,0072$, $b = 48$ и $n = 3,04$.

При взаимодействии H_2S с моноэтаноламином вначале образуется сульфид:

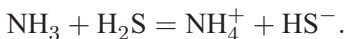


а затем гидросульфид:



Один кмоль амина может поглотить 1 кмоль H_2S при переходе в гидросульфид, в том числе 0,5 кмоль при переходе в сульфид [104].

При абсорбции H_2S растворами аммиака существует равновесие:



Дифференциальная теплота растворения H_2S в растворах NH_3 составляет 46 000 кДж/кмоль.

Равновесное давление H_2S над раствором аммиака можно найти из уравнения [104]

$$P_{\text{H}_2\text{S}}^* = M \frac{R^2(1 + \alpha)A}{1 - R(1 + \alpha)} \text{ бар}, \quad (6.47)$$

где величина M определяется по формуле

$$\lg M = a - 0,089S,$$

здесь a при температурах $+20$, $+40$ и $+60^\circ\text{C}$ равен 1,775, 1,175 и 0,685 соответственно, а S — концентрация H_2S в растворе аммиака, кмоль/ м^3 ; R — отношение S к общей концентрации NH_3 ; A — общая концентрация NH_3 в растворе, кмоль/ м^3 ; α — доля NH_3 , связанная в виде аммонийных солей, кроме сульфидов.

Разработанный абсорбер для очистки нефтяного газа от H_2S является аналогом абсорбера, показанного на рисунке 6.25, и отличается от него только числом секций с перфорированным диффузором. Расчеты показали, что число таких секций должно быть равно трем.

Технологическая схема очистки нефтяного газа от H_2S в промышленных условиях с использованием этого абсорбера представлена на рисунке 6.26. Принцип очистки нефтяного газа по технологии рисунка 6.27 заключается в следующем.

Газ на очистку подается в абсорбер 1 из соответствующей ступени процесса сепарации систем сбора и подготовки нефти. После очистки газ сбрасывается, в зависимости от результатов экономического обоснования его утилизации, на факельную свечу или потребителю.

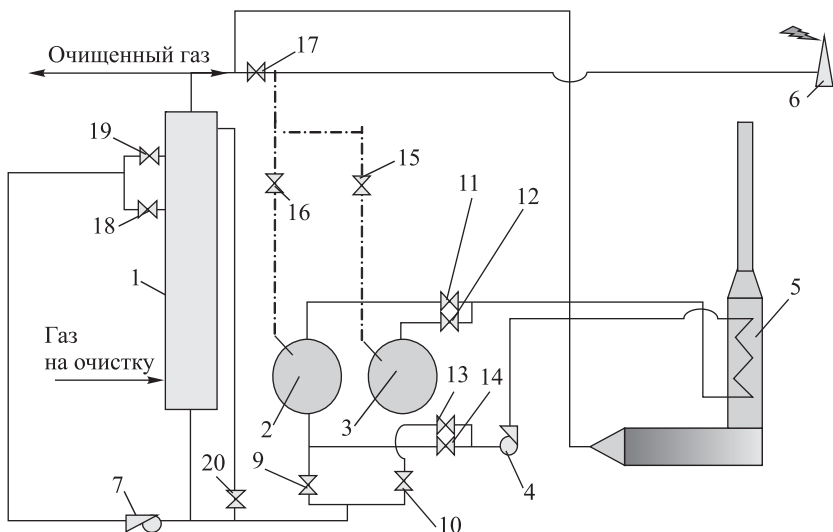


Рис. 6.26. Технологическая схема очистки нефтяного газа от H_2S : 1 — абсорбер ШВ; 2, 3 — сборники абсорбента; 4, 7 — циркуляционные насосы; 5 — печь ШВ нагрева абсорбента; 6 — факельная свеча; 9–20 — запорная арматура

Растворитель (абсорбент) H_2S заполняется в сборники (емкости) 2 и 3, которые являются сообщающимися сосудами с абсорбером 1. При этом уровни жидкости в емкостях 2 и 3 и в абсорбере 1 устанавливаются ниже эрлифтной трубы 2 на величину зазора «b» (рис. 6.24).

К абсорберу 1 подключается одна из емкостей 2 или 3. При этом растворитель H_2S выносится потоком газа из камеры его приема в I-ю и II-ю ступени абсорбции (см. рис. 6.24), а затем, через задвижку 20, возвращается обратно в абсорбер 1.

После насыщения растворителя H_2S используемая в процессе рабочая емкость (2 или 3) переключается в систему регенерации абсорбента, то есть к циркуляционной линии цикла: емкость — насос 4 — печь 5 — емкость. При этом насыщенный H_2S абсорбент

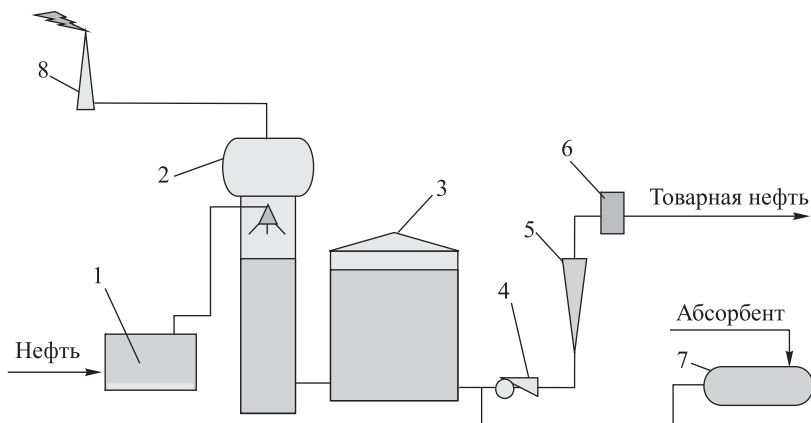


Рис. 6.27

подвергается нагреву в печи 5 и из него в регенерируемой емкости десорбируется H_2S , направляемый через задвижки 15 или 16, на факельную свечу или потребителю, например, для получения кристаллической серы или серной кислоты [129].

В это время в работу с абсорбером подключается другая емкость, заполненная заданным объемом свежего абсорбента.

Вопросы, связанные с проблемой утилизации уловленного H_2S , решаются на основании технико-экономического обоснования задачи.

6.7.2. Технологическая схема очистки товарной нефти от H_2S в промышленных условиях

На нефтепромыслах остро стоит проблема очистки не только нефтяного газа от H_2S , но и самой товарной нефти.

ГОСТ Р51858-2002 по содержанию H_2S предусматривает три вида товарной нефти: первый — 20 ppm, второй — 50 ppm и третий — 100 ppm. Наиболее перспективным способом ведения процесса очистки нефти в промышленных условиях от H_2S является абсорбционный. Поэтому для этой цели разработано и испытано множество

абсорбентов. Из них только в ОАО «Удмуртнефть» прошли лабораторные исследования, как видно из таблицы 6.1, более 30, из которых четыре абсорбента — общеизвестный моноэтаноламин (МЭА), ПСВ-3401 (подавитель сероводорода-3401) опытного завода «Нефтехим» (г. Уфа), НСМ-2 (нейтрализатор сероводорода-2) фирмы «Спецгазавтоматики» (г. Казань) и Gas Treat-131M фирмы «Champion» — оказались наиболее эффективными и подверглись промышленным испытаниям.

Технологическая схема очистки нефти от H_2S , адаптированная к технологии ее подготовки на Гремихинской УПН, где проводились промышленные испытания, показана на рисунке 6.27.

Согласно этой схеме, товарная нефть, полученная в электродегидраторах 1, сначала подвергается горячей сепарации при температуре $+45^{\circ}C$ в оросительном сепараторе ШВ 2, где поверхность нефти максимально возрастает. В результате часть H_2S улетучивается и сбрасывается на свечу рассеивания 5. Затем оставшийся объем H_2S в нефти подвергается улавливанию растворителем в абсорбере 5. Для этой цели растворитель H_2S подается на прием насоса 4, установленного на линии приема товарной нефти в абсорбер 5. При такой схеме обработки товарной нефти абсорбентом достигается двойное перемешивание фаз: сначала частичное — в насосе 4, а затем полное — в абсорбере 5 — и нефть с высокой эффективностью очищается от H_2S .

Очищенная товарная нефть в последующем транспортируется потребителю, в частности, сначала от Гремихинской УПН до Ижевской, расположенных друг от друга на расстоянии 14 км и далее до головной нефтеперекачивающей станции «Малая Пурга» АК «Транснефть». При этом давление товарной нефти на Ижевской УПН при заполнении резервуарных хранилищ снижается до атмосферного.

Результаты промышленных испытаний представлены в таблице 6.2. Из этой таблицы видно, что H_2S наиболее эффективно растворяется в абсорбере ШВЖ нейтрализатором марки НСМ-2. При этом содержание H_2S в нефти снижается с 180,6 ppm до 10,3 ppm.

Таблица 6.1. Лабораторное исследование процесса очистки нефти от H_2S абсорбционным методом (расход реагента 500 г/т нефти)

№№ п.п.	Наименование реагента	Дата выполнения работы	Содержание H_2S в пробе нефти, ppm		Растворимость H_2S в реагенте, т/т
			исходное	после обработки абсорбентом	
1	моноэтаноламин	02.02.2004	202,0	49,9	0,30
2	Na_2CO_3	02.02.2004	202,0	160,7	0,08
3	сульфачек	02.02.2004	202,0	118,4	0,17
4	ПАК	02.02.2004	202,0	148,8	0,11
5	поглотитель сероводорода Сонцид 8101 № 1 (ПСВ-3401)	22.04.2004	135,4	8,0	0,25
6	поглотитель сероводорода Сонцид 8101 № 2	22.04.2004	135,4	56,2	0,16
		12.04.2004	134,6	28,0	0,21
7	ЛПЭ-32	13.05.2004	134,4	90,8	0,09
		11.05.2004	162,3	126,2	0,07
8	удалитель АСПО Сонпар-5401	02.06.2004	217,7	207,3	0,02
9	растворитель АСПО Сонпар-5402	02.06.2004	217,7	172,7	0,09
10	ингибитор парафиноотложений Сонпар-5403	02.06.2004	217,7	186,0	0,06
11	деэмульгатор Сондем 4401-131	07.06.2004	174,5	133,5	0,08
12	деэмульгатор Сондем 4403-183	07.06.2004	174,5	99,0	0,15
13	бактерицид Сонцид-8102	07.06.2004	174,5	38,7	0,27
		10.06.2004	172,4	37,6	0,27
14	бактерицид Сонцид-8103	08.06.2004	122,6	89,9	0,07
15	бактерицид Сонцид-8104	08.06.2004	122,6	100,3	0,04
16	ингибитор коррозии Сонкор-9011	08.06.2004	122,6	199,1	-0,15
17	ингибитор коррозии 9510Б	08.06.2004	122,6	222,8	-0,20
18	ингибитор коррозии 9601	08.06.2004	122,6	191,5	-0,14
19	GAS TREAT 120	04.06.2004	177,4	87,1	0,18
20	GAS TREAT K-131	04.06.2004	177,4	64,4	0,23
21	GAS TREAT 157	08.06.2004	122,6	105,1	0,04
22	«Альтосан»	08.06.2004	122,6	182,1	-0,12
23	НСМБ-1 марка А	01.07.2004	224,3	65,8	0,32
24	НСМБ-1 марка Б	01.07.2004	224,3	138,8	0,17
25	НСМБ-2	01.07.2004	224,3	95,0	0,26
26	НТН 50А ONDEO NALCO	26.10.2005	329,9	163,6	0,33
27	НТН 50Б ONDEO NALCO	26.10.2005	329,9	194,9	0,27
28	НТН 50С ONDEO NALCO	26.10.2005	329,9	173,9	0,31
29	СНПХ № 1	04.08.2005	257,0	192,5	0,13
30	СНПХ № 2	04.08.2005	257,0	208,8	0,10
31	СНПХ № 3	04.08.2005	257,0	204,5	0,11
32	СНПХ № 4	04.08.2005	257,0	145,8	0,22
33	СНПХ № 5	04.08.2005	257,0	99,2	0,32

Таблица 6.2. Результаты промысловых испытаний очистки нефти Гремичинского месторождения от H_2S

Марка абсорбента	Удельный расход абсорбента, г/т нефти	Содержание в нефти H_2S , ppm / растворилось H_2S в абсорбенте, г/кг			
		на выходе из электродегидратора	на выходе из оросительного сепаратора	на выходе из абсорбера ШВЖ	на приеме в Ижевскую УПН
МЭА	500	272,0	156,8	10,8 / 292	54,2 / 58
ПСВ 3401	450	348,0	168,5	10,4 / 292	10,2 / 297
НСМ-2	492,8	324,6	180,6	10,3 / 399	94,4 / 45
GasTreat-131M	501,9	372,9	186,5	11,7 / 371	72,7 / 60

Однако на Ижевской УПН содержание H_2S в нефти увеличилось до 99,4 ppm. Это явление можно объяснить физической абсорбцией H_2S , при которой понижение давления нефти на Ижевской УПН до атмосферного привело к десорбции растворенного H_2S из растворителя НСМ-2 с переводом в нефтяную фазу.

Очистка нефти абсорбентом марки ПСВ-3401 позволила в Ижевской УПН снизить содержание в ней H_2S до 10,2 ppm. Поэтому полученная высокая степень очистки нефти от H_2S характеризует ПСВ-3401 как эффективный растворитель H_2S , обладающий свойствами хемосорбента.

Результаты промысловых испытаний показали, что наиболее эффективным является абсорбент марки ПСВ-3401, он способен растворять H_2S до 297 кг/т.

При этом не умаляется эффективность абсорбента НСМ-2, которым рекомендуется проводить процесс физической абсорбции, например при очистке нефтяных газов от H_2S .

В технологической схеме очистки нефти от H_2S основным оборудованием для ведения процесса очистки нефти от H_2S являются сепаратор 2 типа ШВ [21, 120] и абсорбер 5 типа ШВЖ, о которых даны сведения в главах 1 и 8 данной книги.

ГЛАВА 7

Сепарация газа

7.1. Общие сведения

Термин «сепарация газа» подразумевает процесс разделения продукции скважин на жидкую и многокомпонентную газообразную фазы.

Необходимость процесса сепарации газа на промыслах диктуется экономическими, технологическими и экологическими аспектами.

Сепарация газа на ДНС позволяет снизить вероятность гидравлических ударов при транспорте нефти от ДНС до ЦППН, которые могут привести к разрушению целостности трубопроводов или емкостного оборудования.

Если процесс сепарации газа не будет завершен в специальных сепарационных установках, то он будет продолжаться в отстойном оборудовании.

Методом сепарации газа можно организовать процесс первичной очистки нефти от вредных компонентов, например от H_2S [104], что позволит сократить расход дефицитных и дорогостоящих абсорбентов при подготовке нефти до товарного качества.

Процесс сепарации в промысловых условиях ведется в несколько этапов, так как при этом сокращаются технологические потери нефти [137]. Например, в ОАО «Удмуртнефть» процесс сепарации газа реализуется в два этапа (см. рис. 1.1), то есть перед системами предварительного обезвоживания нефти. При этом каждый из них включает по две ступени сепарации: первая реализуется на ДНС под давлением 0,3–0,6 МПа, а 0,01 МПа и вторая — на приеме сырья в цех ППН под давлением 0,3–0,4 МПа и 0,01 МПа.

Если возникает необходимость стабилизации нефти до давления насыщенных паров 66,7 кПа [17], в технологическую схему подготовки нефти подключается система «горячей» сепарации (третья стадия), после системы обессоливания нефти, на рисунке 1.1 — оросительный сепаратор 23.

Базируясь на теоретических основах, описанных в главах 2 («Гидравлика»), 4 («Обезвоживание нефти») и 6 («Абсорбция газов»), можем видеть, что процесс сепарации газа включает три стадии.

Первая стадия — стадия массообмена, то есть десорбции газов, растворенных в ВНЭ. Этот процесс начинается в стволе скважины при давлении ниже давления насыщения и далее протекает на всем протяжении подъема нефти по лифту скважины и транспорта ее по трассе внутрипромыслового сбора.

Вторая стадия — стадия гидромеханики, то есть всплытие пузырьков газа в отстойной зоне сепарационных аппаратов.

Третья стадия — физико-механическая стадия, то есть преодоление сил поверхностного сцепления между пузырьками газа и жидкой фазой в момент отрыва их друг от друга.

Рассмотрение всех трех стадий требует индивидуального подхода к каждому из компонентов нефтяного газа, так как они отличаются друг от друга способностью растворяться в жидкой фазе, плотностью и вязкостью.

Следовательно, расчет процесса сепарации многокомпонентного попутного нефтяного газа — это сложнейшая задача, которую можно решить только на основе проведения глубоких исследований, знаний теории и практики ведения гидромеханических и массо-теплообменных процессов.

7.2. Статистика процесса сепарации газа

Из анализа статистики процесса абсорбции газов, показанной в главе 6, следует, что растворимость газов возрастает с повышением давления и понижением температуры.

Скорость растворения газа и, наоборот, его десорбция оказываются равными при достижении равновесного состояния.

Для идеальных растворов зависимость между этими равновесными концентрациями, как было показано в главе 6 (уравнение (6.1)), описывается законом Генри:

$$P^* = E \cdot x.$$

В соответствии с законом Дальтона при равновесной ситуации (см. главу 6, уравнение (6.2))

$$p_y^* = P \cdot y^*,$$

равновесное парциальное давление компонента в газовой смеси p_y^* равно произведению общего давления P на его равновесную концентрацию y^* .

Уравнения (6.1) и (6.2) верны лишь для идеальных систем, то есть при сравнительно низких давлениях (до 12 МПа), и для физического растворения или десорбции газов и паров, то есть не сопровождающихся химическими реакциями. В условиях высоких давлений (свыше 12 МПа) и при наличии химического взаимодействия используют константы фазового равновесия, величина которых может быть выведена, как показано в главе 6, на основе совместного решения уравнений (6.1) и (6.2) с получением уравнения (6.3):

$$y^* = mx,$$

откуда константа фазового равновесия $m = \frac{y^*}{x} = \frac{E}{P}$ или в случае обобщения $m = f(P, t)$, где P — общее давление и t — температура процесса.

Таким образом, константа фазового равновесия зависит от давления и температуры рассматриваемой системы «газ–жидкость».

Изменение P и t нефти при ее движении как по стволу скважины, так и по системе промысловых трубопроводов сопровождается сложными процессами десорбции и абсорбции, испарения и конденсации, изменения температуры и давления, режимов течения газожидкостной системы.

При понижении, например, давления протекает процесс разгазирования нефти с одновременным понижением температуры, а это может привести к кристаллизации и отложениям парафина в насосно-компрессорных трубах (НКТ) скважин, транспортных трубопроводах и т. д., вызывая осложнения при их эксплуатации.

Исследования и изучение процесса разгазирования нефти в лабораторных условиях осуществляют в бомбе PVT двумя способами: контактным (однократным) и дифференциальным (многократным) [26].

Контактный способ — это процесс, когда суммарный состав смеси (газ–нефть) во время исследований остается постоянным. При этом образующийся в бомбе PVT газ непрерывно находится в контакте с нефтью, из которой он выделился.

Дифференциальным называется процесс, при котором суммарный состав смеси (газ–нефть) непрерывно изменяется, так как образующийся газ выводится из системы по мере его выделения из нефти. В результате проба нефти обогащается высококипящими компонентами, а с газом отводится наиболее легкая ее часть.

Если рассматривать технологию добычи нефти и сбора ее от скважины до узла предварительного обезвоживания нефти (рис. 1.1), процесс контактного разгазирования нефти следует отнести к участку «ствол скважины — ГЗУ — сепаратор ДНС», а процесс дифференциального разгазирования — к трассе «скважина — КСУ» с отбором газа в сепараторах ДНС, блока автоматической сепарации и КСУ перед узлом предварительного обезвоживания нефти на площадке расположения УПН.

Руководствуясь уравнением Дальтона

$$p_y = P \cdot y,$$

для процесса десорбции многокомпонентных углеводородных газов с образованием их пара можно по аналогии с уравнением Рауля (6.5) (см. главу 6)

$$p_n^* = \pi \cdot x,$$

где p_n^* — парциальное давление пара, равновесное с жидкостью, π — упругость насыщенного пара при температуре процесса, x — моль-долевая концентрация компонента в жидкости, записать уравнение Рауля–Дальтона в виде

$$P \cdot y_i = x_{ii} \cdot P_i, \quad (7.1)$$

где P — общее давление смеси, y_i — мольная концентрация i -го компонента в паровой фазе, x_{ii} — мольная концентрация i -го компонента в жидкой фазе, P_i — давление насыщенного пара (упругость) i -го компонента над жидкостью в чистом виде, $P \cdot y_i$ — парциальное давление i -го компонента в паровой фазе, $x \cdot P_i$ — парциальное давление i -го компонента в жидкой фазе.

Из уравнения (7.1) следует, что распределение углеводородов между фазами двухфазной равновесной системы при данной температуре протекает в соответствии с парциальным давлением паров углеводородов и их мольными концентрациями. При нарушении равновесия в системе, вызванном изменением температуры или давления, начинается перераспределение углеводородов между фазами до восстановления равновесного состояния данной системы. Таким образом, по уравнению (7.1), зная температуру, давление и концентрацию компонента в одной фазе, можно найти концентрацию этой фазы в другой.

Действительно, пусть имеется состав жидкой фазы:

$$x_1 + x_2 + \dots + x_n = 1,$$

где x_1, x_2, \dots, x_n — мольные концентрации компонентов. И пусть давление насыщенных паров компонентов при данной температуре в жидкой фазе равно соответственно P_1, P_2, \dots, P_n .

Тогда общее давление паров такой смеси по закону Рауля–Дальтона будет

$$P = P_1 + P_2 + \dots + P_n = x_1 P_1 + x_2 P_2 + \dots + x_n P_n$$

(здесь сумма $P = P_1 + P_2 + \dots + P_n$ — закон Дальтона, а сумма $P = x_1 P_1 + x_2 P_2 + \dots + x_n P_n$ — Рауля).

Это уравнение в упрощенном виде записывается как

$$P = \sum x_i \cdot P_i. \quad (7.2)$$

Полученное уравнение (7.2) называют уравнением контактного разгазирования. Оно характеризует давление, при котором из нефти при фиксированной температуре выделяются газообразные компоненты.

Из уравнения Рауля–Дальтона (7.1) следует, что при известном общем давлении смеси можно найти концентрацию всех компонентов в газовой фазе, находящихся в равновесном состоянии с жидкой:

$$y_i = \frac{x_i \cdot P_i}{P}. \quad (7.3)$$

Это уравнение справедливо, когда $y_1 + y_2 + \dots + y_n = 1$, то есть состав газовой фазы считается известным.

В то же время если известен состав газовой фазы, то состав жидкой, контактирующей с газом, находят из выражения

$$x_i = \frac{y_i \cdot P}{P_i}. \quad (7.4)$$

Складывая концентрации компонентов в жидкой фазе, получим

$$x_1 + x_2 + \dots + x_n = 1 = P \left(\frac{y_1}{P_1} + \frac{y_2}{P_2} + \dots + \frac{y_n}{P_n} \right),$$

откуда, если известен состав газовой фазы, определяется общее давление смеси:

$$P = \frac{P}{\frac{y_1}{P_1} + \frac{y_2}{P_2} + \dots + \frac{y_n}{P_n}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i}{P_i}}. \quad (7.5)$$

Уравнение (7.5) называют уравнением конца контактного разгазирования, или уравнением начала одноактной конденсации. Оно характеризует величину общего давления насыщения парогазовой смеси при данной температуре.

Уравнения равновесия (7.1), (7.2) и (7.5) описывают, как показано в [134], поведение лишь простых углеводородных систем при сравнительно низких давлениях (0,4–0,9 МПа). Для давлений в вышеуказанной системе используют константы фазового равновесия.

Константа фазового равновесия характеризуется отношением мольной доли i -го компонента в газовой фазе к мольной доле того же компонента в жидкой фазе при данной температуре и давлении при равновесных условиях, то есть

$$m_i = \frac{y_i}{x_i} = f(P, t). \quad (7.6)$$

Уравнения (7.3) и (7.6) для двухфазной многокомпонентной углеводородной системы записывается в следующем виде:

$$m_i = \frac{P_I}{P} = \frac{y_I}{x_i}, \quad \text{или} \quad \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{m_i} = \sum_{i=1}^n x_i \cdot m_i = 1. \quad (7.7)$$

Из выражения (7.7) видно, что если $m_i > 1$, то рассматриваемый компонент будет иметь более высокую концентрацию в газовой фазе, чем в жидкой, а при $m_i < 1$, наоборот, концентрация этого же компонента в жидкой фазе будет больше, чем в газовой.

7.2.1. Материальный баланс процесса сепарации газа на стадии ее десорбции

Для количественной оценки распределения углеводородов между рассматриваемыми фазами при данной температуре и давлении принимается обычно 100 молей углеводородной смеси. Обозначив через Z_i процентное содержание каждого углеводорода в смеси, через L и V — число молей соответственно жидкой и газовой фаз,

можно записать

$$L + V = 100 \quad (7.8)$$

и

$$\sum_{i=1}^n Z_i = 100. \quad (7.9)$$

Уравнение материального баланса для каждого компонента смеси будет иметь вид

$$Z = L \cdot x_i + V \cdot y_i. \quad (7.10)$$

Подставляя в уравнение (7.9) значения величин y_i или x_i из формулы (7.6), а также учитывая, что $V = 100 - L$ или $L = 100 - V$ и исключая из уравнения материального баланса (7.10) сначала члены, относящиеся к газовой фазе, а затем — к жидкой, получим

$$Z_I = (100 - V) \frac{y_i}{m_i} + V \cdot y_i, \quad (7.11)$$

$$Z_I = L \cdot x_i + (100 - L) \cdot x_i \cdot m_i. \quad (7.11a)$$

Решения уравнений (7.11) и (7.11a) относительно x_i и y_i позволяют найти концентрации компонентов в жидкой и газовой фазах:

$$x_i = \frac{Z_i}{100m_i + (1 - m_i)L} \quad (7.12)$$

и

$$y_i = \frac{Z_i}{\frac{100}{m_i} + \left(1 - \frac{1}{m_i}\right) V}. \quad (7.13)$$

7.2.2. Пример расчета сепарации газа на нефтепромысле

Расчет процессов разгазирования нефти представляет сложную и актуальную проблему в проектировании и эксплуатации систем промыслового сбора и подготовки продукции добывающих скважин.

При известных составах жидкой фазы (нефти) до и после сепарации состав выделившегося из нефти газа можно рассчитать по уравнению

$$N_{iГ} = \frac{N_{iнн} N_{оН} - N_{iн} N_{оНн}}{N_{оН} - N_{оНн}}, \quad (7.14)$$

где $N_{iГ}$ — молярная доля i -го компонента в газе, выделившегося из нефти; $N_{iнн}$, $N_{iн}$ — молярная доля i -го компонента в исходной (пластовой) и сепарированной нефти соответственно; $N_{оНн}$, $N_{оН}$ — молярные доли нелетучего остатка в пластовой и сепарированной нефти соответственно.

Для расчета состава пластовой нефти по известному составу выделившегося газа, молярной массе сепарированной нефти и константам фазового равновесия можно использовать уравнение из (7.2)

$$N_{iнн} = N_{iн} \frac{1 + \frac{1}{m_{i0}} \cdot \frac{\rho_n}{M_n} \cdot \frac{24}{\Gamma_0}}{1 + \frac{\rho_n}{M_n} \cdot \frac{24}{\Gamma_0}}, \quad (7.15)$$

где m_{i0} — константа фазового равновесия i -го компонента при стандартных условиях.

Если известна молярная масса сепарированной нефти, то вместо (7.15) можно использовать формулу

$$N_{iнн} = N_{iГ} \left[1 - \frac{120}{\mu_n^{0,11} \Gamma_0 + 120} \left(1 - \frac{1}{m_{i0}} \right) \right], \quad (7.15a)$$

где μ_n — динамическая вязкость нефти при стандартных условиях, мПас.

Молярная доля остатка в этом случае определяется по уравнению

$$N_{оНн} = 1 - \sum_{i=1}^r N_{iнн}, \quad (7.16)$$

а молярная масса остатка в нефти — по уравнению

$$M_{\text{он}} = M_{\text{н}} \frac{1 - \frac{1}{M_{\text{н}}} \sum_{i=1}^r \frac{N_{i\text{г}}}{m_{i0}} M_i}{1 - \sum_{i=1}^r \frac{N_{i\text{г}}}{m_{i0}}}, \quad (7.17)$$

где r — число летучих компонентов в нефти.

Задача 1. Рассчитать состав выделившегося газа, если состав нефти до и после разгазирования известен.

Исходные параметры для решения задачи и расчетный состав выделившегося газа представлены в таблице 7.1.

С использованием уравнения (7.14) вычисляются содержание компонентов в газе, выделившемся из нефти, например H_2S :

$$N_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{0,16 \cdot 0,8273 - 0 \cdot 0,5951}{0,8273 - 0,5951} = 0,57\% \text{ об.}$$

Результаты расчетов содержания остальных компонентов газовой фазы, выделившихся из нефти, представлены в таблице 7.1.

Задача 2. Рассчитать компонентный состав пластовой нефти, если:

- ее газонасыщенность $\Gamma_0 = 10 \text{ м}^3/\text{м}^3$;
- молярная масса сепарированной нефти $M_{\text{н}} = 250 \text{ кг/моль}$;
- плотность в стандартных условиях $\rho_{\text{н}} = 911 \text{ кг/м}^3$;
- объемное содержание компонентов в газе контактного разгазирования нефти до атмосферного давления при температуре $+20^\circ\text{C}$, %, и константы фазового равновесия, определенные из [135, 136], следующие.

По уравнению (7.15) рассчитывается компонентный состав пластовой нефти. Например, молярная доля метана будет равна

$$N_{\text{CH}_4} = 0,728 \frac{1 + \frac{1}{174} \cdot \frac{911}{250} \cdot \frac{24}{10}}{1 + \frac{911}{250} \cdot \frac{24}{10}} = 0,008.$$

Таблица 7.1. Исходные параметры и расчетный состав выделившегося газа [137]

Компоненты	Состав нефти, % мол.		Расчетный состав выделившегося газа, % об.
	до разгазирования	после разгазирования	
CH ₄	5,59	—	19,92
C ₂ H ₆	5,02	0,86	22,92
C ₃ H ₈	7,81	2,23	22,11
i-C ₄ H ₁₀	1,05	0,66	2,05
n-C ₄ H ₁₀	5,16	4,02	8,08
i-C ₅ H ₁₂	1,96	2,10	1,60
n-C ₅ H ₁₂	4,36	4,30	4,51
C ₆ H ₁₄	3,58	3,10	4,81
C ₇ +выше	59,51	82,73	Сл.
H ₂ S	0,16	Сл.	0,57
N ₂	3,66	Сл.	13,04
CO ₂	0,14	Сл.	0,50

Результаты аналогичных расчетов молярного состава нефти сведены в таблицу 7.2. При этом молярная доля остатка нефти, рассчитанная по формуле (7.16), составляет

$$N_{\text{онн}} = 1 - (0,008 + 0,006 + 0,010 + 0,006 + 0,010 + 0,014 + 0,011 + 0,030 + 0,002 + 0,079 + 900 + 0,001) = 0,823.$$

Приближенное количество газа, выделяемое из нефти в сепараторах, можно определять и исходя из величины коэффициента растворимости газа, который определяется по формуле

$$\alpha_{\text{ср}} = \Gamma_0/P, \quad (7.18)$$

где $\alpha_{\text{ср}}$ — коэффициент растворимости газа в нефти при рабочих параметрах ведения процесса сепарации ($\text{м}^3/\text{м}^3 \cdot \text{Па}$), Γ_0 — газовый фак-

Таблица 7.2. Исходные параметры и расчетный состав компонентов нефти

Компоненты газа	Состав нефти, % мол.		Расчетный состав компонентов нефти, мол. доли
	содержание, % об.	константа фазового равновесия	
CH ₄	7,28	174,0	0,008
C ₂ H ₆	4,36	29,0	0,006
C ₃ H ₈	4,49	8,0	0,010
i-C ₄ H ₁₀	1,42	2,8	0,006
n-C ₄ H ₁₀	2,36	2,0	0,010
i-C ₅ H ₁₂	1,17	0,8	0,014
n-C ₅ H ₁₂	0,70	0,6	0,011
C ₆ H ₁₄	0,33	0,1	0,030
H ₂ S	1,34	24,5	0,002
N ₂	75,92	620,0	0,079
CO ₂	0,63	71,0	0,001
Молярная доля остатка нефти			0,823

тор ($\text{м}^3/\text{м}^3$), P — текущее давление (Па), или, например, по зависимости коэффициента растворимости газа в нефти и воде от газового фактора, давления и температуры [26].

7.3. Кинетика процесса сепарации газа

Статика процесса сепарации газа отвечает на вопрос: «Может ли протекать данный процесс?» Исходя из выявленной возможности проведения процесса и ее глубины, составляется соответствующий материальный баланс, которым определяется, какой объем газа необходимо отсепарировать из заданного количества нефти.

На вопрос о том, в каком объеме аппарата и за какое время можно осуществить планируемый процесс, отвечает кинетика процес-

са, включающая рассмотрение процессов массообмена (десорбции — образования в объеме жидкости пузырьков газа), всплытия газовой фазы на поверхность жидкой и преодоления сил поверхностного натяжения.

7.3.1. Кинетика процесса сепарации газа на стадии его десорбции

Десорбционная стадия процесса сепарации начинается протекать в тех условиях, когда при понижении давления даже один из растворенных в жидкой фазе газовых компонентов оказывается в пересыщенном состоянии, например это может происходить при подходе флюида пласта к забою скважины или в ее стволе (рис. 7.1).

Возьмем вертикально сооруженную скважину с насосно-компрессорной трубой (НКТ) 1, по которой нефть поднимается от забоя скважины к устью. Технологические параметры эксплуатации скважины примем следующие:

- забойное давление $P_{\text{заб}}$;
- устьевое давление P_y ;
- плотность газа в забойных условиях $\rho_{\text{заб}}$;
- плотность газа в устье скважины ρ_y ;
- в забое скважины при давлении $P_{\text{заб}}$ все газы растворены в жидкой фазе.

По мере подъема нефти по стволу скважины давление в стволе снижается и возникают условия десорбции газов. При этом можно выделить пять перерождающихся друг в друга режимов.

1. В призабойной зоне скважины в результате незначительного снижения давления между пластовым и забойным давлением начинают образовываться зародышевые пузырьки газа молекулярных размеров.

2. При понижении давления в стволе скважины ниже давления насыщения газ начинает интенсивно выделяться из нефти. В этот период наступает момент лавинообразного образования зародышевых

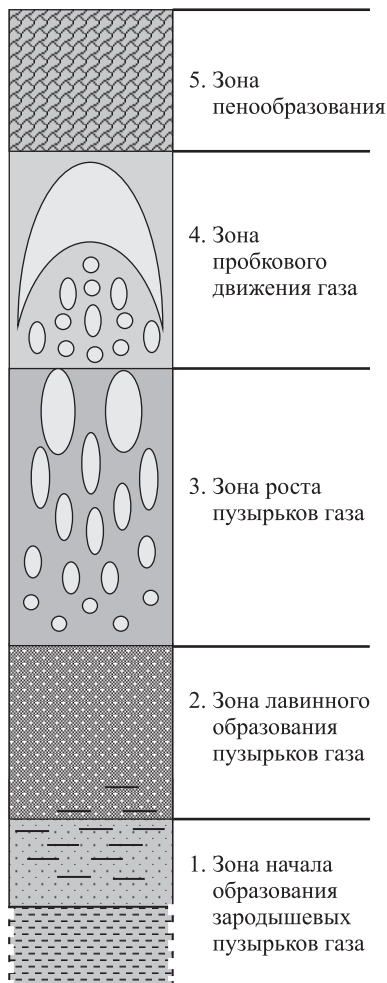


Рис. 7.1. Схема сепарации газа в НКТ

пузырьков газа и роста их размеров. В то же время происходит локальное охлаждение нефти, что приводит к выпадению парафина из нефти и отложению его на стенках НКТ, узлах и деталях скважинного оборудования.

3. При дальнейшем движении нефти по НКТ давление снижается, размеры пузырьков газа увеличиваются и продолжается процесс десорбции труднорастворимых газов.

4. Затем объем газа становится уже настолько большим, что он, поднимаясь за счет малой плотности с большей скоростью, чем жидкая фаза, оттесняет последнюю к стенкам подъемной трубы, образуя пробковый режим подъема флюидов к устью скважины.

5. Непосредственно у устья скважины скорость движения газовой фазы возрастает настолько, что она захватывает жидкую фазу, перемешивается с ней, интенсивно турбулизируется и в таком виде поступает на выкидную линию скважины и в систему сбора и транспорта нефти и газа.

Затем этот процесс, затухая, продолжается и при ведении процессов предварительного, глубокого обезвоживания и обессоливания нефти и даже в хранилищах товарной нефти. Механизм описанного процесса наглядно иллюстрируется на рисунке 7.2, из которого видно, что десорбция процесса сепарации газа протекает в три стадии. Причем все стадии, так как компоненты переносятся в сторону уменьшения их концентраций, характеризуются диффузионными процессами.

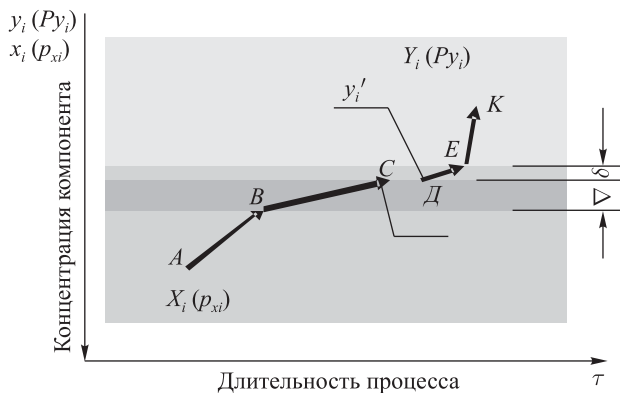


Рис. 7.2. Стадии процесса десорбции при сепарации нефтяного газа

Первая стадия — это стадия диффузионного подхода молекул газа из жидкой фазы к линии CD раздела ламинарных слоев ∇ и δ (на схеме она изображена линиями AB и BC).

Эта стадия описывается уравнением

$$M_{xi} = \beta_{xi} \cdot F \cdot (x_i - x'_i), \quad (7.19)$$

аналогичным уравнению (6.18) (см. гл. 6).

В этом уравнении M_{xi} — количество i -го компонента газа, прошедшего к линии CD из турбулентного потока жидкости, кг/с; F_{xi} — поверхность контакта фаз на границе ламинарных слоев ∇ и δ , м²; x_i — мольная доля i -го компонента газа в жидкой фазе; x'_i — мольная доля i -го компонента газа на границе раздела ламинарных слоев ∇ и δ , равновесное с газовой фазой; β_{xi} — коэффициент массоотдачи для i -го компонента газа в жидкой фазе, включая и ламинарный слой. Он определяется по уравнению

$$\frac{\beta_{xi}d}{D_{xi}} = A \left(\frac{\omega d \rho}{\mu} \right)^a \left(\frac{\mu}{\rho D_{xi}} \right)^b, \quad (7.19a)$$

где D_{xi} — коэффициент молекулярной диффузии газа в ламинарном слое жидкости ∇ , определяемый по формуле (6.13) главы 6:

$$D_x = \frac{7,4 \cdot 10^{-12} (aM)^{1/2} T}{\mu \nu_k^{0,6}} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}; \quad (7.19б)$$

d — диаметр аппарата, в котором протекает процесс десорбции газа, м.

Вторая стадия (линия CD) — акт перехода газа из ламинарного слоя ∇ в ламинарный слой газа δ . Она протекает с большой скоростью и не влияет на скорость процесса десорбции. Это подтверждается тем, что при проведении исследований всегда обнаруживается изменение скорости десорбции при варьировании скорости жидкости или газа, которое не происходило бы, если бы скорость процесса десорбции определялась самим актом рассматриваемой стадии.

Высокая скорость второй стадии обуславливает важное следствие: на поверхности раздела фаз существует состояние равновесия —

$$x'_i = \frac{y'_i}{m_i}. \quad (7.20)$$

Третья стадия, как и первая, — диффузионный переход молекул газа через его ламинарный слой δ в объем газового потока (линии DE и EK). Эта стадия описывается уравнением

$$M_{yi} = \beta_{yi} \cdot F_{yi} \cdot (y'_i - y_i), \quad (7.21)$$

аналогичным уравнению (6.18).

В этом уравнении M_{yi} — количество i -го компонента газа, смешанного с турбулентным потоком газа, кг/с; F_{yi} — поверхность контакта фаз на границе ламинарных слоев ∇ и δ , м²; y'_i — мольная доля i -го компонента газа на границе раздела ламинарных слоев ∇ и δ , равновесное с жидкой фазой; y_i — мольная доля i -го компонента газа в жидкой фазе; β_{yi} — коэффициент массоотдачи для i -го компонента газа в газовой фазе, включая и ламинарный слой ∇ . Он определяется по уравнению

$$\frac{\beta_{yi} d}{D_{yi}} = A \left(\frac{\omega d \rho}{\mu} \right)^a \left(\frac{\mu}{\rho D_{yi}} \right)^b, \quad (7.21a)$$

где D_{yi} — коэффициент молекулярной диффузии газа в ламинарном слое газа δ , определяемый по формуле (6.13):

$$D_{\Gamma} = \frac{0,0043 \cdot 10^{-4} \cdot T^{3/2}}{p(\nu_A^{1/3} + \nu_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \frac{M^2}{c}. \quad (7.21b)$$

Совместное решение уравнений (7.19), (7.20) и (7.21) дает основное уравнение десорбционного периода процесса десорбции газа:

$$M = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yi}} + \frac{1}{\beta_{xi}}} F(y_i - m x_i), \quad (7.22)$$

решение которого относительно поверхности десорбции F позволяет определить конструкцию и размеры сепаратора. Однако формула (7.22) приведена лишь для одного из компонентов нефтяного газа из множества. Поэтому расчет процесса десорбции по изложенной логично обоснованной методике — сложная задача. Расчет процесса десорбции требует подхода, обоснованного практикой эксплуатации сепарационных установок на промыслах, в частности разработкой аппаратов с максимально развитой поверхностью испарения при минимальных толщинах слоев или диаметров капель жидкости и эксплуатируемых при низких давлениях и экономически обоснованных высоких температурах.

Объем отсепарированного газа в стволе скважины, наземных трубопроводах сбора, сепараторах, а также в соответствующем оборудовании вычисляется на основании основного закона массообменного процесса (6.1), показанного в главе 6:

$$M = K_y F \Delta Y_{\text{ср}}. \quad (7.22a)$$

Здесь M — количество отсепарированного газа, определяемое в результате составления материального баланса, кг/с; K_y — коэффициент десорбции, $\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{мол. доля})}$, определяемый из уравнения

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}}, \quad (7.22б)$$

в котором β_y — коэффициент десорбции в газовой фазе, $\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{мол. доля})}$; m — константа фазового состояния; β_x — коэффициент десорбции в жидкой фазе, $\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot (\text{мол. доля})}$; $\Delta Y_{\text{ср}} = y_i - mx_i$ — движущая сила процесса десорбции, то есть средняя разность концентраций газа в системе.

Коэффициенты десорбции β_x и β_y , определяемые по уравнениям (7.19a) и (7.21a), включающие для соответствующей фазы свои

- D – коэффициент диффузии,
- d – диаметр канала (трубы сепаратора),
- $\frac{\beta d}{D} = \text{Nu}_d$ – диффузионный критерий Нуссельта,
- $\left(\frac{Wd\rho}{\mu}\right)^a = \text{Re}$ – критерий Рейнольдса,
- $\left(\frac{\mu}{\rho D}\right)^e = \text{Pr}_d$ – диффузионный критерий Прандтля,

приведены в общем виде.

Экспериментальные исследования выявили, что выражения (7.19а), или (7.21а) для случая течения среды в прямых длинных каналах, в условиях турбулентного потока принимают следующий вид

$$\frac{\beta_y d}{D_y} = 0,023 \left(\frac{\omega d \rho}{\mu}\right)^{0,8} \left(\frac{\mu}{\rho D_y}\right)^{0,4}. \quad (7.22\text{в})$$

Решение уравнения (7.22в) относительно β_y позволяет получить величину коэффициента десорбции в газовой фазе, а решение этого же уравнения относительно β_x – величину коэффициента десорбции в жидкой фазе. При этом рассмотрение процесса в газовой стадии требует все параметры относить именно к газовой фазе, а при рассмотрении процесса в жидкостной стадии – к жидкостной фазе.

В дальнейшем при решении уравнения (7.22а) определяются коэффициент десорбции по формуле (7.22б),

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}},$$

и средняя разность концентраций, то есть движущая сила процесса десорбции газа определяется по формуле

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_{\text{б}} - \Delta y_{\text{м}}}{2,3 \lg \frac{\Delta y_{\text{б}}}{\Delta y_{\text{м}}}}, \quad (7.23)$$

или, если $\frac{\Delta y_{\delta}}{\Delta y_M} < 2$,

$$\Delta y_{\text{ср}} = \frac{\Delta y_{\delta} + \Delta y_M}{2}. \quad (7.23a)$$

При рассмотрении процесса десорбции могут возникнуть условия использования парциальных давлений компонентов газа. В этом случае концентрации компонентов в газе можно выразить через парциальные давления, то есть можно записать

$$M = K_p F \Delta p_{\text{ср}},$$

где K_p — коэффициент десорбции газа, имеющий размерность $\frac{\text{кг}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{Па}}$; $\Delta p_{\text{ср}}$ — средняя разность парциальных давлений соответствующих компонентов газа, которая определяется по формуле

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_{\delta} - \Delta p_M}{2,3 \lg \frac{\Delta p_{\delta}}{\Delta p_M}}, \quad (7.23б)$$

или, если $\frac{\Delta p_{\delta}}{\Delta p_M} < 2$,

$$\Delta p_{\text{ср}} = \frac{\Delta p_{\delta} + \Delta p_M}{2}. \quad (7.23в)$$

Методика определения входящих в уравнения (7.19)–(7.23в) параметров описана в главе 6 и поэтому на данном этапе рассмотрения массообменных процессов (сепарации газа) не приводится.

В качестве итога определения всех параметров, описывающих уравнения (7.22) или (7.22а), находится поверхность стадии десорбции процесса сепарации газа.

7.3.2. Кинетика процесса сепарации газа на стадии всплытия его в сепараторе

Как было показано при рассмотрении процессов подготовки нефти (глава 4), обезвоживание нефти может протекать в трех гидродинамических режимах: ламинарном, переходном и турбулентном.

Очевидно, процесс всплытия десорбированных пузырьков газа или осаждения жидкой фазы протекает по тем же законам. В частности, в ламинарном режиме, который определяется исходя из условия $Re \leq 1,8$, скорость всплытия пузырьков газа следует определять по формуле Стокса [26, 39, 57]:

$$W_{\Gamma} = \frac{d_{\Gamma}^2 g (\rho_{\text{н}} - \rho_{\Gamma})}{18 \mu_{\text{н}}}, \quad (7.24)$$

где W_{Γ} — скорость всплытия пузырьков газа, м/с; d_{Γ} — диаметр пузырька газа, м; $\rho_{\text{н}}$ — плотность жидкой фазы (нефти), кг/м³; ρ_{Γ} — плотность газа, кг/м³; $\mu_{\text{н}}$ — вязкость нефти, Па·с.

Если критерий Рейнольдса окажется в пределах от 1,8 до 935, то скорость всплытия следует определять, как было показано в главе 4, графическим решением функции

$$\xi Re^2 = 13,08 \frac{\rho_{\text{н}} d^3}{\mu_{\text{н}}^2} (\rho_{\text{н}} - \rho_{\Gamma}) = f(Re). \quad (7.25)$$

Если же $Re \geq 935$, то скорость всплытия определяется по формуле Ньютона:

$$W_{\Gamma} = 1,99 \sqrt{\frac{(\rho_{\text{н}} - \rho_{\Gamma}) d_{\Gamma}}{\rho_{\text{н}}}}. \quad (7.26)$$

В [134] решение задачи рассматривается с точки зрения осаждения жидкой фазы (нефти).

При этом если диаметр каплей нефти принять условно не более 80 мкм, то скорость их осаждения определяется по формуле (7.24).

При диаметре 300–800 мкм рекомендуется использование формулы Алена:

$$W = 0,153 \frac{d_{\text{н}}^{1,14} \cdot (\rho_{\text{н}} - \rho_{\Gamma})^{0,71} \cdot g^{0,71}}{\mu_{\Gamma}^{0,43} \cdot \rho_{\Gamma}^{0,38}}. \quad (7.27)$$

Если размер частиц нефти составляет более 800 мкм, то скорость осаждения рекомендуется рассчитывать по формуле

$$W_{\text{н}} = 1,74 \sqrt{\frac{gd_{\text{н}}(\rho_{\text{н}} - \rho_{\text{г}})}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (7.28)$$

При гравитационном способе сепарации газа движущей силой является сила притяжения земли. Движущая сила может возрасти, если использовать для ведения процесса сепарации центробежную силу, приведенную в главе 4, формула (4.17):

$$P_{\text{ц}} = \frac{mu^2}{r} = \frac{P_{\text{Т}}}{g} \cdot \frac{u^2}{r} = P_{\text{Т}} \cdot \frac{u^2}{gr},$$

где $P_{\text{ц}}$ и $P_{\text{Т}}$ — центробежная сила и сила тяжести соответственно.

Из формулы (4.17) вытекает, что при применении центробежной силы процесс сепарации ускоряется в $\frac{u^2}{gr}$ раз, где u — окружная скорость вращения газожидкостной эмульсии и r — радиус вращения.

7.3.3. Кинетика процесса сепарации газа на стадии преодоления сил поверхностного натяжения

Силы поверхностного натяжения оказывают на жидкость дополнительное давление, нормальное к ее поверхности, величина которого определяется уравнением Лапласа:

$$\Pi = \sigma \left(\frac{1}{r_1} + \frac{1}{r_2} \right), \quad (7.29)$$

где σ — поверхностное натяжение жидкости, кг/с² или н/м; r_1 и r_2 — главные радиусы кривизны поверхности элемента жидкости.

Поверхностное натяжение уменьшается с повышением температуры и может быть определено по уравнению

$$\sigma = \sigma_0 + (d\sigma/dt) \cdot t, \quad (7.30)$$

где σ_0 — поверхностное натяжение при 0°C ; t — температура, $^\circ\text{C}$; $d\sigma/dt$ — температурный коэффициент поверхностного натяжения, $\frac{\text{Н/м}}{^\circ\text{C}}$.

Температурный коэффициент поверхностного натяжения в системе «жидкость–газ» имеет отрицательный знак, то есть $d\sigma/dt = -b$, поэтому уравнение (7.24) для системы «жидкость–газ» записывается следующим образом:

$$\sigma = \sigma_0 - bt. \quad (7.30a)$$

Величина поверхностного натяжения пентана при $t = 0^\circ\text{C}$ равна $0,01827$ Н/м, воды — $0,0758$ Н/м. Поверхностное натяжение воды при любой температуре находится из выражения

$$\sigma = (75,796 - 0,145t - 0,0002t^2) \cdot 10^{-3}. \quad (7.31)$$

Межфазное поверхностное натяжение в системе «вода–пентан» при $t = +20$ – $+25^\circ\text{C}$ составляет $0,049$ Н/м, а в системе «воздух–пентан» — $0,0042$ Н/м.

Механизм сепарации газа с точки зрения преодоления сил поверхностного натяжения на современном этапе развития науки и техники недостаточно изучен. Поэтому преодоление сил сопротивления процессу на этой стадии возможно непрерывным вскрытием поверхности контакта фаз и разрушением образующейся при сепарации газа пены.

Всплытие пузырьков газа или осаждение жидкой фазы (нефти) в сепараторе зависят от времени пребывания их в сепараторе. Отбор газа из сепаратора не представляет каких-либо трудностей. Поэтому здесь необходимо исполнять условие $\tau_{\text{пр}}^{\text{H}} \geq \tau_{\text{всп}}^{\text{Г}}$.

С целью снижения сопротивления сил поверхностного натяжения следует интенсивно перемешивать жидкую фазу механическим или другим способом, подвергать сепарацию газа под действием центробежных сил или разрушать пенный слой поверхностно-активными веществами.

7.4. Конструкции сепарационных аппаратов

Конструкции сепарационных аппаратов напрямую зависят от объемов добычи нефти, ее обводненности, газового фактора и компонентного состава.

На нефтепромыслах, как правило, применяют многоступенчатую сепарацию с целью увеличения выхода товарной нефти в сравнении с одноступенчатой сепарацией. Однако изучение экспериментальных данных по одноступенчатому и многоступенчатому сепарированию газонефтяных смесей показывает, что увеличение числа ступеней сепарации более двух сравнительно мало изменяет содержание газа в нефти по сравнению с двухступенчатой сепарацией, но заметно усложняет и удорожает нефтегазосборную систему [39].

Согласно рисунку 1.1, в технологической схеме сбора и подготовки нефти на промыслах ОАО «Удмуртнефть» предусмотрены две 2-ступенчатые системы сепарации газа, осуществляемые на ДНС и перед установкой предварительного обезвоживания нефти в ЦППН. Первая ступень сепарации газа на ДНС осуществляется при рабочем давлении до 0,6 МПа, вторая — при давлении, близком к атмосферному (0,01 МПа), а на площадке ЦППН — при давлении до 0,4 МПа и 0,01 МПа соответственно.

На промыслах в Российской Федерации и за рубежом применяют горизонтальные, вертикальные и сферические сепараторы газа [39, 137, 138]. Основные технические характеристики некоторых типов сепараторов показаны в таблице 7.3.

Горизонтальные сепараторы подразделяются на сепараторы низкого, среднего и высокого давления, величины которых составляют до 0,1 МПа, 0,1–3,5 МПа и 3,5–35 МПа соответственно.

На объектах с низкой производительностью по сепарируемому газу предпочтение отдается вертикальным сепараторам, эксплуатируемым со следующей технической характеристикой: рабочее давление 0,7–0,95 МПа, производительность по газу 9900–152 800 м³/сут. Сферические сепараторы, обладая практически всеми свойствами се-

Таблица 7.3. Основные технические характеристики сепараторов газа

Рабочее давление, МПа	Производительность		Габариты сепаратора, м			Число типоразмеров
	по нефти, м ³ /сут	по газу, тыс. м ³ /сут	диаметр	длина	высота	
Горизонтальные						
до 1,0–35	40–7070	83,1–759,6	0,4–1,83	1,5–8		161
Вертикальные						
0,7–24,5	40–6400	6,5–152,8		0,6–0,8	1,5–1,8	378
Сферические						
0,875	47,5–815	0,06–144,0	0,51–1,52			79

параторов других типов, имеют небольшие объемы жидкостных и газовых отсеков, в связи с чем применяются на небольших объектах, характеризуемых постоянным поступлением жидкости. Они дешевле горизонтальных и вертикальных и более компактны. Их легко монтировать и эксплуатировать, однако регулирование уровня жидкости в них значительно затруднено.

Несмотря на это, зарубежные нефтяные компании на нефтепромыслах широко используют сферические сепараторы. Например, фирма BSB (США) выпускает более 75 типоразмеров сферических сепараторов высокого давления диаметром от 51 до 152 см, производительностью по газу от 60 до 1280 м³/сут, по нефти — от 47,5 до 806 м³/сут.

Проведенный краткий анализ технических характеристик различных типов сепараторов позволяет балловую оценку эффективности их использования на зарубежных нефтепромыслах [39] применить к сепарации газа высоковязкой нефти месторождений Удмуртской Республики (см. табл. 7.4).

Из данных таблицы 7.4 следует, что небольшими преимуществами обладают вертикальные сепараторы, которым по сумме мест следует отдать предпочтение. К сожалению, на нефтепромыслах Удмуртии сепараторы этого типа пока не нашли широкого распро-

Таблица 7.4. Балловый анализ оценки эффективности использования различных типов сепараторов газа применительно к нефтепромыслам «Удмуртии»

Наименование	Типы сепараторов		
	горизонтальные	вертикальные	сферические
Капитальные вложения на единицу производительности	2	3	1
Удобство в работе с нефтью, содержащей механические примеси	3	2	1
Работа с высоковязкой нефтью	2	2	4
Контроль уровня жидкости	3	1	3
Обслуживание	1	2	1
Занимаемая площадь на единицу производительности	3	1	2
Сумма баллов	14	11	12
Предпочтительность по сумме баллов, место	3	1	2

странения, что объясняется удовлетворительной эксплуатацией здесь большого числа сепараторов устаревших конструкций в условиях снижения добычи нефти и высокой стоимости реконструкций.

7.4.1. Сепараторы газа горизонтального типа

В технологической схеме (рис. 1.1) первая ступень сепарации газа на объектах ОАО «Удмуртнефть» осуществляется в горизонтальных полочных сепараторах Грозненского нефтяного института или института «ТатНИИнефтемаш», показанных на рисунках 7.3 и 7.4,

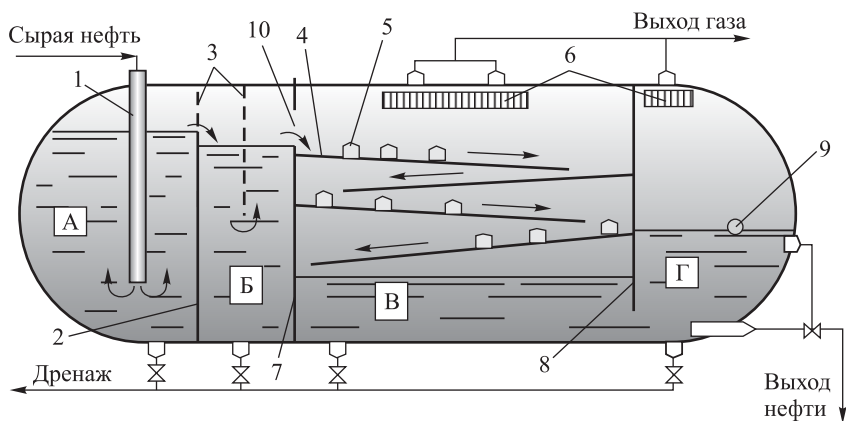


Рис. 7.3. Полочный сепаратор Грозненского нефтяного института. 1 — патрубок ввода нефти; 2, 7, 8 — перегородки; 3 — решетки пеногасительные; 4 — полки; 5 — газопроводы; 6 — каплеотделители; 9 — регулятор уровня; 10 — горизонтальная щель; А, Б, В, Г — отсеки сепаратора

а вторая ступень — в сепараторах Центрального конструкторского бюро нефтеаппаратуры (ЦКБН) и вертикальных сепараторах ШВ института «УдмуртНИПИнефть».

7.4.1.1. Сепаратор газа Грозненского нефтяного института

Полочный сепаратор Грозненского нефтяного института представляет собой горизонтально расположенную емкость, снабженную наклонными полками 4, предназначенными для увеличения поверхности контакта «газ–жидкость» и для предотвращения пенообразования при сливе жидкости из верхних секций сепаратора в нижнюю, накопительную [16, 139].

Принцип работы сепаратора заключается в следующем.

Газонефтяная смесь поступает в приемный отсек А под слой жидкости через входной патрубок 1, опущенный почти до низа сепаратора. Отделившаяся жидкость перетекает через перегородку в отсек Б, снабженный решетками 3 для гашения пены. Разрушение пены способствует лучшему выделению газа из жидкости. Далее жидкость

через горизонтальную щель 10 перетекает в отстойный отсек В, где она разливается по полке 4 и затем перетекает на полки, расположенные ниже. При движении жидкости тонким слоем по полкам создаются благоприятные условия для выделения газа из жидкости, так как поверхность раздела фаз здесь увеличивается до значительных величин. Выделившийся газ поднимается в верхнюю часть сепаратора через газыводы 5, предусмотренные в полках 4.

Камера отбора жидкости Г отделена от отстойного отсека В перегородкой 8, благодаря которой колебания нефти при ее отборе не передаются в зону отстоя.

Отделившийся газ из всех отсеков проходит через сетчатые каплеотделители 6. Уровень жидкости в отборном отсеке Г поддерживается поплавковым регулятором уровня 9, соединенным с заслонкой на нефтяной линии. Управление технологическим режимом в сепараторе автоматизировано. Предусмотрена сигнализация на диспетчерский пункт о количестве поступающей жидкости и изменении давления в аппарате.

7.4.1.2. Установка блочная сепарационная «ТатНИИнефтемаш»

Установка блочная сепарационная (УБС) «ТатНИИнефтемаша» предназначена для 1-й степени сепарации газа с одновременным оперативным учетом продукции в системах герметизированного сбора и транспортирования нефти и газа [139].

Разработан нормальный ряд установок УБС производительностью по жидкости от 2 до 16 тыс. м³/сут и давлением от 0,4 до 1,6 МПа.

УБС разработаны с предварительным отбором газа и с отбором газа непосредственно с технологической емкости.

На нефтепромыслах используются сепараторы УБС, эксплуатируемые под давлением до 0,4 МПа с отбором газа непосредственно с технологической емкости (рис. 7.4).

Установка блочная сепарационная состоит из технологической емкости 1 и каплеотбойника 2, которые сообщены друг с другом па-

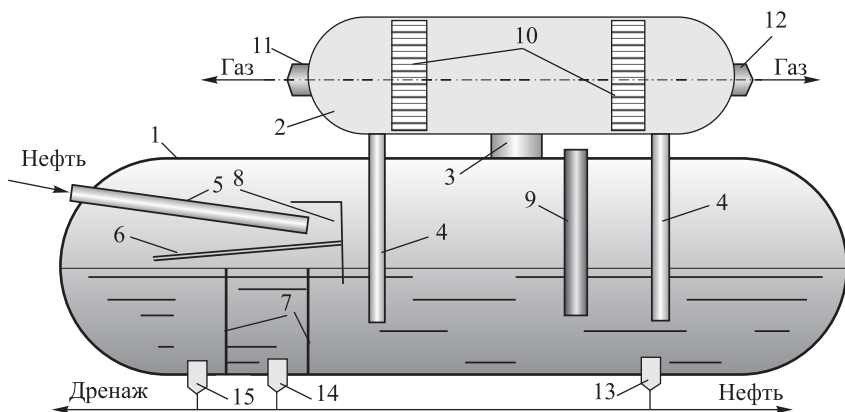


Рис. 7.4. Установка блочная сепарационная УБС-2000/0,4: 1 — технологическая емкость; 2 — каплеотбойник; 3 — труба подачи газа из технологической емкости в каплеотбойник; 4 — гидрозатворы; 5 — лоток; 6 — полка; 7 — перегородки; 8 — карман; 9 — труба для установки датчиков и регуляторов уровня; 10 — сетчатые отбойники капель нефти; 11, 12 — патрубки вывода газа из УБС; 13, 14 и 15 — патрубки вывода нефти из УБС и слива дренажной жидкости

трубком вывода газа 3 (диаметром 450 мм) из технологической емкости 1 в каплеотбойник 2 и трубными гидрозатворами 4 (диаметром по 100 мм каждый), предназначенными для слива уловленных капель нефти в технологическую емкость 1.

Технологическая емкость 1 оборудована лотком 5 приема и подачи продукции скважин на полку 6 для распределения поступающей продукции, и имеется система перегородок 7 для более полной сепарации нефтяного газа. С целью перераспределения всей продукции с лотка 5 на полку 6 в сепараторе предусмотрен карман 8. Технологическая емкость также снабжена трубой 9 для установки датчиков и регулятора уровня, и для ведения исследовательских работ в различных режимах предусмотрены пробоотборники и патрубки для установки контрольно-измерительных приборов.

Каплеотбойник 2, расположенный над технологической емкостью 1, представляет собой емкость, в которой установлены два сетчатых отбойника 10 капель нефти, уносимой потоком газа из технологической емкости.

Вывод газа из каплеотбойника осуществляется через патрубки 11 и 12.

В нижней части технологической емкости установлены патрубки 13, предназначенные для вывода из УБС нефти и слива дренажной жидкости.

Установка работает следующим образом.

Продукция скважин поступает в технологическую емкость 1 и по лотку 2 перетекает на полку 3, в которых идут процессы первичной сепарации газа. Затем разгазированная жидкость стекает в нижнюю часть технологической емкости, где окончательно разгазируется и выводится из УБС по соответствующим патрубкам 13, 14 и 15.

Газ, выделившийся в технологической емкости 1 и очищенный от капельной нефти в каплеотбойниках, направляется в газопровод.

7.4.1.3. Сепаратор газа Центрального конструкторского бюро нефтеаппаратуры (ЦКБН)

Сепараторы газа ЦКБН нашли широкое применение на промыслах ОАО «Удмуртнефть» как концевые сепарационные установки (КСУ) [139].

Схематически сепаратор газа ЦКБН показан на рисунке 7.5.

Сепаратор представляет собой горизонтальный аппарат, внутри которого непосредственно у вводного штуцера 1 продукции скважин смонтированы сливные полки 2, обеспечивающие выделение основного количества газа. У штуцеров вывода газа 3 и 4 расположены вертикальный и горизонтальный фильтры очистки газа 5 и 6 соответственно. В нижней части сепаратор снабжен штуцером вывода нефти 7, оборудованным устройством для предотвращения образования воронки. Кроме того, в корпусе сепаратора 8 предусмотрены люк-лаз 9 для ведения ремонтных работ, патрубки слива дренаж-

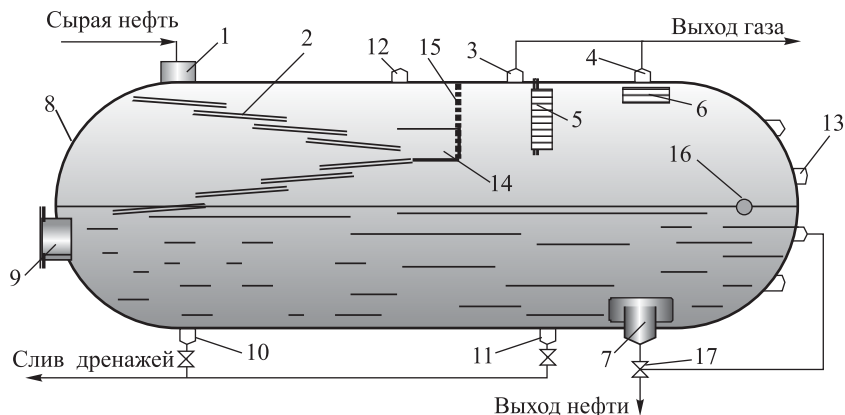


Рис. 7.5. Полочный сепаратор Грозненского нефтяного института: 1 — патрубок ввода нефти; 2 — сливные полки; 3, 4 — патрубки вывода газа; 5 — фильтр вертикальный; 6 — фильтр горизонтальный; 7 — патрубок вывода нефти; 8 — корпус сепаратора; 9 — люк-лаз; 10, 11 — патрубки слива дренажей; 12 — патрубок для предохранительного клапана; 13 — карман изменения направления движения потока нефти; 14 — пеногаситель; 15 — патрубки отбора проб

ной жидкости 10 и 11, патрубок для предохранительного клапана 12 и патрубки 13 — для подключения пробоотборных кранов, а внутри корпуса — карман 14, предназначенный для перераспределения движения потока нефти с верхних полок 2 на нижние, пеногасительная решетка 15 и поплавков 16, регулируемый уровень жидкости при помощи заслонки 17, установленной на нефтяной линии.

7.4.2. Сепараторы газа вертикального исполнения

Сепараторы газа вертикального исполнения применяются в основном для обустройства промыслов при двухтрубных системах сбора нефти и газа и устанавливаются на 1-й, 2-й и последующих ступенях сепарации на скважинах или групповых сборных пунктах. Сепараторы имеют две основные модификации: ГТ — с тангенциальным вводом и ГЩ — с щелевым вводом [39, 138, 140, 158].

В результате исследований процесса сепарации в вертикальных гравитационных трапах в промысловых условиях сделаны следующие выводы.

1. С увеличением производительности сепараторов по жидкости повышается унос с газом капельной нефти.

2. При увеличении площади контакта фаз, то есть поверхности аппарата или полок в 5–6 раз дополнительное выделение газа из нефти составляет только 10–15 % от общего количества, остающегося в нефти.

3. Время пребывания нефти в сепараторе не оказывает существенного влияния на выделение растворенного газа, остающегося в ней из-за отсутствия фазового равновесия.

7.4.2.1. Оросительный сепаратор ШВ

Указанные недостатки устранены в оросительном сепараторе ШВ института «УдмуртНИПИнефть» (рис. 7.6), используемого на второй ступени первой стадии сепарации, т. е. на ДНС.

Оросительный сепаратор ШВ представляет собой колонный аппарат, включающий технологическую емкость 1 и газоосушитель 2. Технологическая емкость оснащена оросителем 3, отбойными решетками 4 и 5, установленными в два яруса с возможностью непрерывного перелива нефти в зону ее накопления даже в случае зарастания щелей решеток АСПО.

Газоосушитель 2 оборудован камерой улавливания капельной нефти, которая частично заполнена подвижной насадкой 9, состоящей из элементов в форме шара, куба, цилиндров [132, 133, 142, 143], изготовленных из износостойких материалов (пустотелые шары из тонкостенной нержавеющей стали, вспененного полиуретана, пенопластов и т. д., плотностью вдвое меньше плотности разгазируемой нефти).

Корпус технологической емкости снабжен патрубками приема ВНЭ и вывода нефти, а также люками-лазами 6 и 7, служащими для осмотра и ведения ремонтных работ.

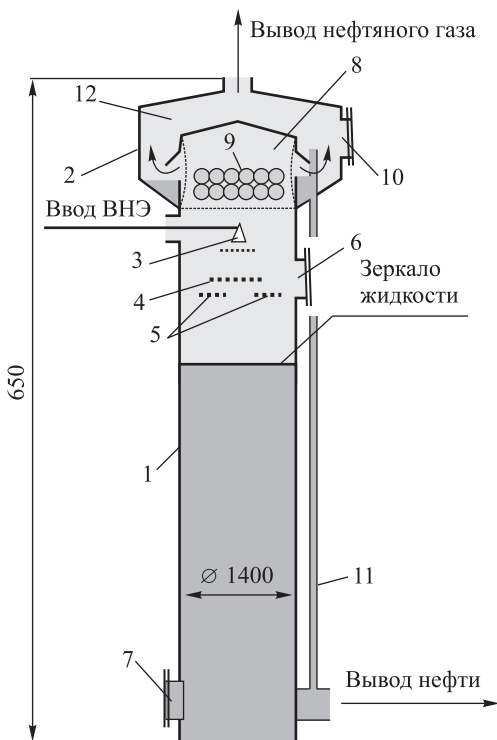


Рис. 7.6. Сепаратор газа ШВ: 1 – корпус (технологическая емкость); 2 – газоосушитель; 3 – ороситель жидкости; 4 – отбойная решетка 1-го яруса; 5 – отбойная решетка 2-го яруса; 6, 7 – люки-лазы; 8 – камера коагуляции капельной жидкости; 9 – подвижная насадка; 10 – люк-лаз каплеуловителя; 11 – труба слива уловленной капельной жидкости; 12 – камера снижения скорости газового потока

Газоосушитель также имеет патрубок вывода очищенного газа и люк-лаз 10 для ведения ремонтных работ. Кроме того, газоосушитель соединен с патрубком вывода разгазированной нефти трубой 11 слива уловленных капель нефти в каплеуловителе.

Принцип работы оросительного сепаратора заключается в следующем.

Нефть (ВНЭ), поступающая в сепаратор через ороситель жидкости 3, разбивается на мелкие капли. При этом, заменяя ороситель на соответствующую форсунку, можно получать капли заданных размеров, что позволит подбирать необходимую поверхность процесса сепарации. Затем капли при падении ударяются о решетки сначала 1-го яруса, затем — 2-го и дважды обновляют свою поверхность сепарации. В результате образуется, в сравнении с поверхностью сепарации в полочных сепараторах, превышающая в несколько раз поверхность сепарации. Затем разгазированная нефть собирается в нижней части технологической емкости 1 и выводится в систему предварительного обезвоживания нефти.

Поток отсепарированного газа уносит с собой мелкие капли нефтяной фазы. Поэтому он направляется в каплеотделитель 2, где в камере коагуляции 8, контактируя с элементами псевдооживленных подвижных насадок 9, капли укрупняются и отделяются от газовой фазы и поступают обратно в технологическую емкость.

Очищенный от капель нефти газ в дальнейшем проходит в камеру 12, где скорость потока снижается до 0,1 м/с. При этом из газа отделяются оставшиеся капли нефти, которые по трубе 11 поступают в основной поток отсепарированной нефти, а осушенный газ выводится из каплеуловителя потребителю.

7.4.2.2. Расчет поверхности сепарации в оросительном сепараторе

При расчете поверхности сепарации задаются производительность по жидкости L , м³/с, и диаметр ее капли, d , м.

При этом, если объем (ν) одной шарообразной капли нефти будет равен

$$\nu = \frac{\pi \cdot d^3}{6}, \quad (7.32)$$

число капель (n) нефти, поступающей в технологическую емкость, составит

$$n = \frac{L}{\nu}. \quad (7.33)$$

Поверхность испарения (f) одной шарообразной капли составляет

$$f = \pi \cdot d^2. \quad (7.34)$$

Решая совместно уравнения (7.31) и (7.32), находим общую поверхность сепарации в технологической емкости:

$$F = \frac{L}{\nu} \cdot \pi \cdot d^2. \quad (7.35)$$

Затем, решая совместно полученное уравнение (7.33) с уравнением (7.30), находим, что

$$F = \frac{L}{\frac{\pi \cdot d^3}{6}} \cdot \pi \cdot d^2 = \frac{6L}{d}. \quad (7.35a)$$

7.4.3. Трехфазные сепараторы

Когда месторождения нефти вступают в 4-ю стадию разработки, обводненность добываемой нефти возрастает до 90 и более процентов. В такой ситуации транспортировка высокообводненной нефти требует значительных энергетических затрат и, так как водная фаза продукции минерализована, возникают проблемы борьбы с коррозийным износом трубопроводов и промышленного оборудования. С учетом всего этого развиваются прогрессивные технологии и оборудование для одновременного проведения процессов сепарации газа, предварительного обезвоживания нефти, сброса и очистки свободных пластовых вод.

Проблемы одновременной сепарации газа, сброса и очистки свободной пластовой воды могут быть решены наиболее перспективно созданием технологий с использованием трехфазных сепараторов, концевых делителей фаз, гидрофобных и гидрофильных фильтров как с применением горизонтальных и вертикальных буллитов, так и технологических резервуаров [138, 140, 144].

7.4.3.1. Сепаратор на базе горизонтальных отстойников типа ОГ

Трехфазные сепараторы предназначены для разгазирования и частичного (до 5–20% остаточной воды) обезвоживания нефти перед ее подачей на установку товарной подготовки нефти.

Возможность и экономическая целесообразность совмещения этих процессов в одном аппарате были сначала доказаны за рубежом [145], а затем, на основании глубоких исследований, в Октябрьском филиале «ВНИИКАнефтегаз» [139] Республики Башкортостан.

На рисунке 7.7 показан сепаратор ОГ-200С Саратовского проектно-конструкторского бюро (СПКБ) «Саратовнефтегаз». Он был вначале сконструирован как отстойник для окончательного обезвоживания нефти с отбором газа, но нашел применение и как аппарат для предварительного сброса воды [139].

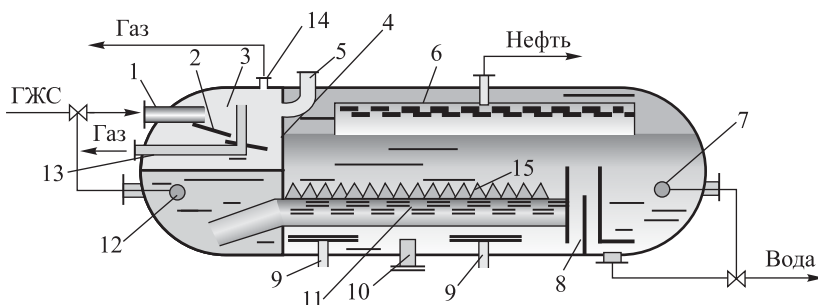


Рис. 7.7. Трехфазный сепаратор Саратовского проектно-конструкторского бюро СПКБ «Саратовнефтегаз» марки ОГ-200С: 1 — ввод газожидкостной смеси (ГЖС); 2 — переливные полки; 3 — сепаратор газа; 4 — перегородка; 5 — патрубок предохранительного клапана; 6 — коллектор сбора нефти; 7 — регулятор уровня «вода-нефть»; 8 — переливное устройство; 9 — патрубки для пропарки; 10 — патрубок для зачистки; 11 — распределитель эмульсии; 12 — регулятор уровня «нефть-газ»; 13 — патрубок отбора основной части свободного газа; 14 — патрубок вытяжки оставшейся части газа в сепараторе; 15 — устройства для равномерного распределения эмульсии по водоотделительному отсеку сепаратора

Технологическая емкость сепаратора имеет объем 200 м^3 и разделена сплошной перегородкой на газосепарационный и водоотделительный отсеки. В газосепарационном отсеке расположен сепаратор газа 3, из которого отбирают основную часть свободного газа через патрубок 13, а оставшаяся часть газа удаляется по патрубку 14.

Дегазированная нефть в сепарационном отсеке поступает в распределитель эмульсии 11, представляющий собой две параллельно расположенные перфорированные трубы внутренним диаметром 400 мм каждая. Над трубами расположены уголки конструкции 15, предназначенные для более равномерного распределения эмульсии по объему водоотделительного отсека сепаратора. В последующем эмульсия по водоотделительному отсеку проходит через слой воды и, обезвоживаясь, движется вертикально к расположенным в самой верхней части емкости двум перфорированным трубам 6 для вывода частично обезвоженной нефти. Отделившаяся вода проходит переливное устройство 8 и выводится из аппарата.

Трехфазный сепаратор содержит поплавковые регуляторы уровней фаз «вода–нефть» 7 и «нефть–газ» 12, а также патрубки для предохранительного клапана 5, для пропарки узлов и деталей внутренней начинки аппарата 9 и проведения работ по зачистке 10, а также снабжен люками для внутреннего осмотра и ведения ремонтных работ.

7.4.3.2. Трубный делитель фаз ШВ (ТДФ)

Для повышения производительности традиционных сепараторов и снижения затрат на обезвоживание нефти и очистку воды, например, по эффективной технологии [146] скорость движения потока газоводонефтяной смеси на конечном участке сборного трубопровода необходимо снизить до уровня, обеспечивающего расслоение смеси на нефть, газ и воду, а отбор каждого из продуктов осуществлять отдельными потоками [147, 148]. При реализации такой технологии на подходе к пункту подготовки нефти газоводонефтяная

смесь попадает в расширенную часть трубопровода, имеющего диаметр 1000–1400 мм. Такой или другой расчетный диаметр концевой части сборного трубопровода, то есть концевой трубный делитель фаз (КДФ), создает режим движения, обеспечивающий расслоение потока на нефть, газ и воду и увеличение производительности последующих функциональных аппаратов по технологии [146].

Общепринятый КДФ [134] выполнен в виде трубчатого блока, снабженного патрубками для приема газодонефтяной эмульсии и отбора нефти, газа и воды, камерой для частично обезвоженной нефти и отсеком для водной фазы, формируемым соответствующими перегородками.

КДФ (авторы В. Х. Шаймарданов и Е. П. Масленников), названный «трубным делителем фаз» (ТДФ) [158], запроектированный и изготовленный из трубы диаметром 1400 мм, длиной 30, 50 и 100 м [73, 100, 158], показан на рисунке 7.8.

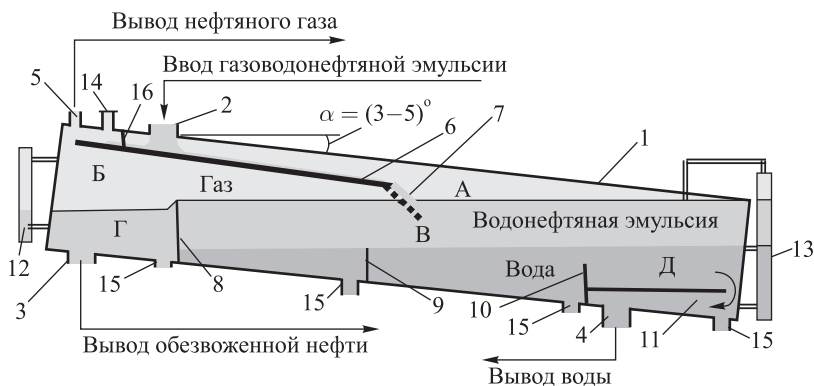


Рис. 7.8. Трубный делитель фаз института «УдмуртНИПИнефть»: 1 — корпус; 2 — патрубок ввода газодонефтяной эмульсии; 3 — патрубок вывода обезвоженной нефти; 4 — патрубок вывода воды; 5 — патрубок вывода газа; 6 — желоб приема нефти в ТДФ; 7 — решетка; 8, 9, 10 — поперечные перегородки; 11 — карман отбора воды; 12, 13 — указатели уровня жидкости; 14 — патрубок предохранительного клапана; 15 — патрубки слива дренажей; 16 — газовая перегородка; А, Б, В, Г и Д — секции ТДФ

ТДФ состоит из корпуса 1, установленного к горизонту под углом $\alpha = (3-5)^\circ$. Корпус 1 снабжен патрубками подачи газодонефтяной эмульсии 2 и вывода обезвоженной нефти 3, воды 4 и газа 5. Внутри корпуса расположены вдоль его продольной оси желоб 6, оканчивающийся в нижней части решеткой 7, поперечные перегородки 8, 9 и 10, а также карман отбора воды 11. Кроме того, ТДФ снабжен указателями уровня жидкости 12 и 13, размещенными по его торцам, патрубком для предохранительного клапана 14 и патрубками для слива дренажной жидкости 15 в период ведения ремонтных работ.

Установка в корпусе 1 желоба 6, перегородок 8 и 9 в той последовательности, как показано на рисунке 7.6, позволяет разделить ТДФ на пять технологических секций:

- А — секция сепарации газа, расположенная выше лотка;
- Б — секция сбора газа, очистки от капельной нефти и вывода из ТДФ, занимает пространство под желобом 6 и уровнем раздела фаз «нефть–газ»;
- В — секция обезвоживания нефти;
- Г — секция сбора обезвоженной нефти и вывода ее из ТДФ, включает объем обезвоженной нефти левее перегородки 8;
- Д — секция сбора воды и вывода воды через карман отбора воды 11.

ТДФ работает следующим образом.

Газодонефтяная эмульсия подается по патрубку 4 в возвышенную часть желоба 2. Так как желоб 2 установлен под углом $3-5^\circ$, эмульсия течет по нему к точке крепления решетки 3. При этом поверхность газодонефтяной эмульсии, многократно раскрываясь, обновляется и из жидкой фазы удаляется основная масса газа, то есть идет процесс его сепарации. Затем газ через щели решетки 7 поступает в секцию Б, где подвергается очистке от капельной жидкости в результате снижения скорости потока. В дальнейшем газ по своему патрубку 5 выводится из ТДФ.

Разгазированная ВНЭ из желоба 6 поступает на решетку 7, где ее скорость, так как решетка расположена под большим углом наклона, чем сам желоб 2, ускоряется. При этом глобулы ВНЭ, контактируя с элементами (струнами) решетки 7, разрушаются и капельки воды освобождаются из бронирующих оболочек. В результате нефть, обезвоживаясь, свободно всплывает к уровню раздела фаз «нефть–газ» и перетекает через перегородку 8 в секцию Г сбора и вывода ее из ТДФ по патрубку 5.

Движение воды к патрубку 4 ее вывода из ТДФ осуществляется переливом через перегородки 9 и 10, а также карман 11. При этом в зонах между перегородками 8, 9 и 10 нефтепродукты, находящиеся в водной фазе, всплывают до контакта с обезвоживаемой нефтью и сливаются с ней в единый поток, поступающей в секцию Г ТДФ. При дальнейшем движении воды (переливе через перегородку 10) вода, также подвергаясь очистке от нефтепродуктов, с малой скоростью поступает в карман 11 и далее в патрубок ее вывода 4 из ТДФ.

Для предотвращения уноса поступающей газодонефтяной эмульсии в корпусе ТДФ предусмотрена поперечная газовая перегородка 16, расположенная между желобом 2 и верхней частью корпуса 1. С целью контроля уровней жидкости и раздела фаз в корпусе ТДФ предусмотрены их указатели 12 и 13, а безопасной эксплуатации — патрубок 14 подключения к предохранительному клапану.

Разработка ТДФ была осуществлена на базе пилотной установки из органического стекла прямоугольной формы размером 30×80 мм и длиной 3 м [21, 58, 73–77, 80, 89, 90]. Ее испытания были проведены в промышленных условиях на ДНС-7 и ДНС-2 Мишкинского месторождения НГДУ «Воткинск» и на ДНС Лудошурского месторождения НГДУ «Игра». При этом было установлено, что оптимальный угол наклона ТДФ к горизонту должен быть равным $3\text{--}5^\circ$.

Зависимость эффективности работы ТДФ от угла наклона ее корпуса к горизонту представлена в таблице 7.5, в которой показаны результаты пилотных исследований обезвоживания высоковязкой нефти на ДНС-7 Мишкинского месторождения.

Условия эксперимента были следующие.

Для проведения исследований был изготовлен из прозрачного органического стекла ТДФ в виде трубы прямоугольного сечения размером $30 \times 80 \times 3000$ мм, то есть имел объем $7,2 \text{ дм}^3$. Во время исследований на ДНС-7 водонефтяная эмульсия обводненностью 29 % масс. имела температуру $+5^\circ\text{C}$, нефть обрабатывалась деэмульгатором марки EW-5, удельный расход которого составлял 50 г/т. Расход водонефтяной эмульсии на пилотный ТДФ был организован равным $6 \text{ дм}^3/\text{ч}$, что соответствовало отбору проб нефти на анализ через 1 час отстоя.

Анализ таблицы 7.5 показывает, что наибольшая эффективность обезвоживания нефти достигается при угле наклона ТДФ к горизонту, равном 3° .

Таблица 7.5

Угол наклона ТДФ к горизонту, °	0	3	5	10	20	30	40
Остаточное содержание воды в обезвоженной нефти, % масс.	23	8	10	15	19	22	23

Если обезвоживаемую нефть расположить в ТДФ так, как это показано на рисунке 7.6, то при угле наклона 3° соотношение между диаметром и длиной ТДФ должно находиться по уравнению

$$L = 19,2D, \quad (7.36)$$

где L — длина ТДФ, м; D — внутренний диаметр корпуса ТДФ, м.

Условием эффективной работы отстойника является то, что время отстаивания ($\tau_{\text{отс}}$) оказывается равным или меньше времени пребывания нефтяной фазы ($\tau_{\text{пр}}$) в нем, то есть когда $\tau_{\text{отс}} \leq \tau_{\text{пр}}$.

Из рисунка 7.8 также видно, что

$$\tau_{\text{отс}} = \frac{0,5D}{W_{\text{ос}}}, \quad (7.37)$$

где $W_{\text{ос}}$ — скорость осаждения капли воды, м/с.

Таблица 7.6. Технологические результаты испытаний работы пилотного ТДФ

№№ пп.	Расход ВНЭ, дм ³ /ч	Расход реагента деэмуль- гатора, г/т (марка)	Темпера- тура процесса, °С	Содержание воды, %		Длительность обезвожива- ния нефти, мин
				в исход- ной ВНЭ	в обезво- женной нефти	
ДНС Лудошурского месторождения						
1	21	50 (КХ-1107)	+20	66	58	20
2	14				32	31
3	7				18	62
4	3,5				14	123
5	2				10	216
ДНС-7 Мишкинского месторождения						
1	21	50 (EW-5)	+5	29	29	20
2	14				26	31
3	7				24	62
4	3,5				22	123
5	2				20	216
ДНС-2 Мишкинского месторождения						
1	21	60 (КХ-1107)	+5	60	60	20
2	14				52	31
3	7				48	62
4	3,5				38	123
5	2				30	216

Время пребывания нефти в отстойнике, исходя из условия равенства уровня раздела фаз 0,25, определяется по уравнению

$$\tau_{\text{пр}} = 0,66 \frac{L}{V}, \quad (7.38)$$

где V — нагрузка ТДФ безводной нефтью, м³/с.

Величину скорости осаждения (W_{oc}) можно определить и из практики эксплуатации отстойного оборудования, например РВС. Как было показано ранее, эта скорость оказывается близкой к 0,0003 м/с. Согласно уравнению (4.7) (см. гл. 4), с этой скорости осаждаются частицы диаметром

$$d = \sqrt{\frac{18w_{oc}\mu}{g(\rho_B - \rho_H)}} = \sqrt{\frac{18 \cdot 0,0003 \cdot 0,03}{9,81 \cdot (1100 - 890)}} = 0,0003 \text{ м.}$$

Технологические результаты испытаний пилотного ТДФ представлены в таблице 7.6, из анализа которой следует, что при температуре +20°C и времени обезвоживания 216 мин содержание воды в нефти Лудошурского месторождения снижается с 66 до 10%, а при +5°C эффективность обезвоживания нефти Мишкинского месторождения, например на ДНС-2, — с 60 до 30%.

7.4.3.2.1. Технологический расчет ТДФ

Результаты проведенных исследований реализованы в промышленном масштабе на тех же объектах, на которых подвергались испытанию пилотные установки.

На Лудошурской ДНС находится в эксплуатации ТДФ диаметром 1400 мм и длиной 30 м. Он используется для очистки пластовой воды от нефтепродуктов. При нагрузке ТДФ по жидкости 1680 м³/сут и начальном содержании нефтепродуктов 300–600 мг/дм³ содержание нефтепродуктов в подготовленной воде составляет 22 мг/дм³, а уловленные нефтепродукты соответствуют товарной нефти 1 группы качества.

На ДНС-7 и ДНС-2 Мишкинского месторождения ТДФ используются для предварительного обезвоживания нефти. Их нагрузка по ВНЭ с содержанием воды 47–90% составляет 2300–2100 м³/сут соответственно. При этом нефть обезвоживается при удельном расходе реагента — деэмульгатора марки Реапон-4В, равном 70 г/т, до остаточного содержания воды 10–15%.

Высокая эффективность предварительного обезвоживания нефти и очистки воды от нефтепродуктов достигнута благодаря тому,

что ТДФ ОАО «Удмуртнефть» предусмотрены следующие конструктивные и технологические параметры эксплуатации:

- расположение наклонное, под углом 3–5° к горизонту;
- снабжен желобом 6, установленным вдоль его продольной оси, длиной не менее

$$L_1 = \frac{1}{3} \cdot L, \quad (7.39)$$

где L — длина ТДФ, м;

- в заниженном торце желоба 8 установлена решетка 7 для разрушения стекающих по ней глобул ВНЭ;
- расстояние от перегородки 8 до решетки 7 составляет не менее

$$L_2 = \frac{1}{3} \cdot L; \quad (7.40)$$

- высота решетки 8 составляет

$$h_p = D - 0,025 \text{ м}, \quad (7.41)$$

где D — внутренний диаметр корпуса ТДФ, м;

- уровень предварительно обезвоженной нефти в секции В поддерживается выше перегородки 8 такой величины, чтобы соблюдалось условие

$$W_{\text{от}}^{\text{H}} \leq 500W_{\text{ос}}, \quad (7.42)$$

где $W_{\text{от}}^{\text{H}}$ — скорость отбора предварительно обезвоженной нефти из секции В в секцию Г ТДФ, а $W_{\text{ос}}$ — скорость осаждения капли воды диаметром 0,1 мм в обезвоживаемой нефти по закону Стокса (см. формулу (4.7)):

$$W_{\text{ос}} = \frac{d_{\text{в}}^2 g (\rho_{\text{н}} - \rho_{\text{в}})}{18\mu_{\text{н}}};$$

- отбор водной фазы из секции Д в карман 11 осуществляется, как и при отборе обезвоженной нефти, с соблюдением условия

$$W_{\text{от}}^{\text{В}} \leq 500W_{\text{вспл}}. \quad (7.43)$$

Пример расчета ТДФ.

В ТДФ подается $G = 2300 \text{ м}^3/\text{сут}$ ВНЭ обводненностью $C_{\text{нач}} = 80 \%$ масс. Плотность и вязкость нефти при температуре процесса равны $\rho_{\text{н}} = 895 \text{ кг/м}^3$ и $\mu_{\text{н}} = 0,035 \text{ Па}\cdot\text{с}$, плотность водной фазы $\rho_{\text{в}} = 1120 \text{ кг/м}^3$. Газовый фактор равен $\Gamma_{\text{ф}} = 12 \text{ м}^3/\text{т}$ нефти. Плотность нефтяного газа $\rho_{\text{г}} = 1,23 \text{ кг/м}^3$.

Содержание воды в предварительно обезвоженной нефти не должно превышать 15 %, что соответствует размеру капель воды в нефти менее 0,4 мм. Содержание нефтепродуктов в водной фазе составляет 40 мг/дм³, а унос капельной нефти с газом составляет 10 г/м³.

Расчет ТДВ выполняется в пять этапов. При этом выполняются расчеты материального баланса, кинетики процессов сепарации газа, предварительного обезвоживания нефти и отбора водной фазы. В последующем осуществляются расчеты конструктивного оформления ТДФ.

1. Расчет материального баланса. Плотность поступающей в ТДФ ВНЭ равна

$$\rho_{\text{ВНЭ}} = \frac{\rho_{\text{в}} \cdot C_{\text{в}} + \rho_{\text{н}} \cdot C_{\text{н}}}{C_{\text{в}} + C_{\text{н}}} = \frac{1120 \cdot 80 + 895 \cdot 20}{80 + 20} = 1076 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} = 1,076 \frac{\text{т}}{\text{м}^3}.$$

В ТДФ поступает:

— водонефтяной эмульсии

$G = 2300 \text{ м}^3/\text{сут} = 95,8 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,027 \text{ м}^3/\text{с}$, или $G = 2300 \times 1,076 = 2474,8 \text{ т/сут} = 103,1 \text{ т/ч} = 0,029 \text{ т/с}$, в том числе

— нефти

$G_{\text{н}} = G(1 - C_{\text{нач}}) \cdot \rho_{\text{н}} = 2474,8 \cdot (1 - 0,8) = 495 \text{ т/сут} = 20,63 \text{ т/ч} = 0,0057 \text{ т/с}$, или $495 : 0,895 = 533,1 \text{ м}^3/\text{сут} = 23 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,0064 \text{ м}^3/\text{с}$,

— водной фазы

$G_{\text{в}} = 2300 - 533,1 = 1766,9 \text{ м}^3/\text{сут} = 73,6 \text{ м}^3/\text{ч} = 0,02 \text{ м}^3/\text{с}$, или $G_{\text{в}} = 2474,8 - 495 = 1979,8 \text{ т/сут} = 82,5 \text{ т/ч} = 0,023 \text{ т/с}$.

В ВНЭ имеется нефтяной газ в количестве

$$\Gamma = \Gamma_{\text{ф}} \cdot G_{\text{н}} = 12 \cdot 495 = 5940 \text{ м}^3/\text{сут}, \text{ или } \Gamma = 5940 \cdot \rho_{\Gamma} = \\ = 5940 \cdot 1,23 = 7306,2 \text{ кг/сут} = 7,3 \text{ т/сут} = 304 \text{ кг/ч} = 0,08 \text{ кг/с}.$$

Из ТДФ отбирается:

– ВНЭ (предварительно обезвоженная нефть) плотностью

$$\rho_{\text{ВНЭ}} = \frac{\rho_{\text{в}} \cdot C_{\text{в}} + \rho_{\text{н}} \cdot C_{\text{н}}}{C_{\text{в}} + C_{\text{н}}} = \frac{1120 \cdot 15 + 895 \cdot 85}{80 + 20} = 929 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} = 0,929 \frac{\text{т}}{\text{м}^3}.$$

Содержание воды в нефти плотностью $0,929 \text{ т/м}^3$ составляет $\frac{495 \cdot 15}{85} = 87,4 \text{ т/сут}$, или $\frac{87,4}{1,12} = 78 \text{ м}^3/\text{сут}$, или $0,0009 \text{ м}^3/\text{с}$.

Общий объем отбираемой из ТДФ жидкости (предварительно обезвоженной нефти) составляет $0,0064 + 0,0009 = 0,0073 \text{ м}^3/\text{с}$.

Объем водной фазы, выделенной в ТДФ, равен $1979,8 - 87,4 = 1892,4 \text{ т/сут}$, или $1766,9 - 78 = 1688,9 \text{ м}^3/\text{сут}$, или $0,02 \text{ м}^3/\text{с}$.

В выделенной из нефти водной фазе содержание нефтепродуктов составляет 40 мг/дм^3 . Поэтому потери нефти с водной фазой оказываются равными $1688900 \cdot 40 \cdot 10^{-9} = 0,068 \text{ т/сут}$, или $0,068 : 0,895 = 0,076 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Потери нефти с нефтяным газом составляют $5940 \cdot 10 \cdot 10^{-6} = 0,059 \text{ т/сут}$, или $0,059 : 0,895 = 0,066 \text{ м}^3/\text{сут}$.

В предварительно обезвоженной нефти содержание чистой нефти составляет $495 - (0,068 + 0,059) = 494,873 \text{ т/сут}$, или $533,1 - (0,08 + 0,065) = 532,955 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Полученные результаты сведены в таблицу 7.7.

2. Кинетический расчет процесса сепарации газа. Плотности газа и жидкой фазы газоводонефтяной эмульсии, как было показано выше, составляют $\rho_{\Gamma} = 1,23 \text{ кг/м}^3$ и $\rho_{\text{ВНЭ}} = 1076 \text{ кг/м}^3$.

Минимальный диаметр пузырьков газа, удаляемых с объема ВНЭ, принимается равным $d = 4 \text{ мм}$, что соответствует допустимой дегазации нефти в промысловых условиях. Толщина слоя ВНЭ, стекающей по желобу 6 шириной $b = 1000 \text{ мм}$, принимается равной $h_1 = 50 \text{ мм}$. Скорость всплытия пузырьков газа в желобе 6 из

Таблица 7.7. Сводная таблица расчета материального баланса

Наименование ингредиентов	Приход		Расход						Итого расхода
			предварит. обезв. нефть		вода		газ		
	м ³ /сут	т/сут	м ³ /сут	т/сут	м ³ /сут	т/сут	м ³ /сут	т/сут	т/сут
ВНЭ, в том числе:	2300	2474,8	—	—	—	—	—	—	—
нефть	533,1	495,0	532,955	494,873	0,076	0,068	0,066	0,059	495
вода	1766,9	1979,8	78,0	87,4	1688,9	1892,4	—	—	1979,8
газ	5940	7,3	—	—	—	—	5940	7,3	7,3
Итого	8240	2482,1	540,255	582,273		1892,468		7,359	2482,1

объема ВНЭ, исходя из закона Стокса, составит

$$W_{oc} = \frac{(0,4 \cdot 10^{-3})^2 g (1076 - 1,23)}{18 \cdot 0,035} = 0,0027 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

По результатам материального баланса расход ВНЭ через ТДФ составляет $G = 0,027 \text{ м}^3/\text{с}$. Поэтому ВНЭ стекает по желобу 6 со скоростью

$$W_{ж} = \frac{G}{h_1 \cdot b} = \frac{0,027}{0,05 \cdot 1} = 0,54 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Время пребывания ВНЭ в пределах желоба, принятого длиной $L_1 = 15$, м составит

$$\tau_{пр} = \frac{L_1}{W_{ж}} = \frac{15}{0,54} = 27,7 \text{ с}.$$

Время всплытия пузырьков газа диаметром $d \geq 0,4$ мм составляет

$$\tau_{вспл} = \frac{h_1}{W_{вспл}} = \frac{0,05}{0,0027} = 18,5 \text{ с}.$$

Так как $\tau_{пр} > \tau_{вспл}$, процесс сепарации газа в ТДФ осуществится в пределах задания.

3. Кинетический расчет процесса предварительного обезвоживания нефти. Скорость осаждения капель воды диаметром 0,4 мм, вычисленная по закону Стокса (формуле (4.7)), составляет

$$W_{\text{ос}} = \frac{(0,4 \cdot 10^{-3})^2 g (1120 - 895)}{18 \cdot 0,035} = 0,0007 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Время осаждения капель воды в слое обезвоживаемой нефти, если ее высоту принять, считая от зеркала, равной $h_1 = 0,075$ м, составляет

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{h_1}{W_{\text{ос}}} = \frac{0,075}{0,0007} = 107 \text{ с}.$$

Скорость отбора нефти через перелив толщиной $h_2 = 0,05$ м, организованный над решеткой 8, равна

$$W_{\text{от}} = \frac{G_{\text{н}}}{h_1 \cdot D} = \frac{0,0073}{0,05 \cdot 1,4} = 0,1 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Время прохождения нефти пути от решетки 7 до перегородки 8 составит

$$\tau_{\text{пр}}^{\text{н}} = \frac{\frac{1}{3} \cdot L}{W_{\text{от}}} = \frac{15}{0,1} = 150 \text{ с}.$$

По формуле (7.43) должно быть соблюдено условие $W_{\text{от}}^{\text{н}} \leq 500W_{\text{ос}}$. В данном случае $W_{\text{от}}^{\text{н}} = 0,1$ и $500W_{\text{ос}} = 500 \cdot 0,0007 = 0,35$.

Так как $\tau_{\text{пр}}^{\text{н}} > \tau_{\text{ос}}$ и $W_{\text{от}}^{\text{н}} \leq 500W_{\text{ос}}$ процесс, предварительного обезвоживания нефти отвечает заданию рассмотренного примера.

4. Расчет кинетики отбора водной фазы. Водная фаза отбирается из ТДФ с максимально низкой скоростью. Это достигается отбором ее в карман 11 через пространство между торцом ТДФ, включающем указатель уровня 13, и крышкой 17, расстояние между которыми составляет не менее $S = 0,5$ м. При этом ширина отборного

пространства составляет $\frac{2}{3}D$. Поэтому скорость отбора воды оказывается равной

$$W_{\text{от}}^{\text{в}} = \frac{G_{\text{в}}}{S \cdot \left(\frac{2}{3} \cdot D\right)} = \frac{0,02}{0,05 \cdot \frac{2}{3} \cdot 1,4} = 0,043 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Согласно (7.42), $W_{\text{от}}^{\text{в}} \leq 500W_{\text{вспл}}$. Поэтому скорость всплывания наименьших размеров капель нефти будет равна $W_{\text{вспл}} = 0,043 : 500 = 0,000086$ м/с. Из закона Стокса можно определить, что с найденной скоростью всплывают капли нефти размером

$$d = \sqrt{\frac{W_{\text{вспл}} \cdot 18 \cdot \mu_{\text{в}}}{g(\rho_{\text{в}} - \rho_{\text{н}})}} = \sqrt{\frac{0,000086 \cdot 18 \cdot 0,0015}{9,81(1120 - 895)}} = 0,00003 \text{ м}.$$

Следовательно, при организации отбора воды в ТДФ со скоростью 0,043 м/с в ее потоке будут уноситься капли нефти диаметром менее 0,03 мм, что отвечает содержанию нефтепродуктов в воде на уровне 10–20 мг/дм³ при рекомендуемой норме 50 мг/дм³.

7.4.3.2.2. Конструктивное оформление ТДФ

Согласно расчету кинетики сепарации газа, показано, что длина желоба 8 в ТДФ должна быть равна 15 м. Поэтому длина трубного ТДФ в соответствии с расчетом по формуле (7.40) принимается не менее $15 \cdot 3 = 45$ м.

При расчете кинетики предварительного обезвоживания нефти длина верхней кромки перегородки 8 оказалась равной 1,4 м. Поэтому внутренний диаметр корпуса ТДФ принимается равным 1,4 м.

Указанные в формулах (7.39)–(7.43) конструктивные и технологические параметры ТДФ и расчетные данные позволяют:

- многократно раскрывать поверхность испарения газоводонефтяной эмульсии для активного разгазирования нефти при стекании по желобу;
- разрушать целостность глобул разгазированной ВНЭ при контакте с элементами решетки 7 в динамике стекания в отстойную

зону ТДФ, что повышает эффективность разделения эмульсии на составляющие фазы;

- повышать качество нефтяной фазы в результате организации низкой скорости перелива ее через перегородку 8 (верхняя кромка ее располагается на уровне горизонтального диаметра ТДФ) в секцию Г сбора обезвоженной нефти;
- и повысить качество водной фазы — в результате организации низкой скорости отбора ее в карман 11 для вывода из ТДФ по патрубку 4 в систему утилизации в пласт.

ГЛАВА 8

Обессоливание нефти

8.1. Особенности обессоливания нефти

Жидкая фаза продукции нефтяных скважин — это водонефтяная эмульсия (ВНЭ), включающая нефть и водный раствор хлоридов натрия, магния, кальция и других элементов различной концентрации, вредно влияющих на последующие процессы переработки нефти [149].

Поэтому технологическая схема подготовки нефти до товарного качества на промыслах предусматривает процессы ее обезвоживания и обессоливания.

Процесс обезвоживания нефти осуществляют, как было показано в главе 1, в два этапа. При этом на первом этапе достигаются технологические параметры процесса предварительного обезвоживания, а на втором — глубокого. Для глубокого обезвоживания нефти она нагревается до $+40$ – $+50^{\circ}\text{C}$ в печах типа ПТБ и подвергается отстаиванию в отстойниках типа ОГ.

В результате содержание воды в нефти снижается с 1,5–25 % до 0,15–0,3 % масс. Это означает, что, если руководствоваться требованиями ГОСТ Р 51858-2002, глубоко обезвоженная нефть уже должна соответствовать товарной нефти первой группы качества. Однако содержание хлористых солей в ней превышает требования, установленные [17], в несколько десятков раз. Поэтому нефть подвергается обессоливанию.

Технология обессоливания нефти основана на процессе промывки глубоко обезвоженной нефти пресной водой. При этом капли соле-

ной воды должны сливаться с каплями пресной промывочной с эффектом осреднения минерализации во всех находящихся в нефти каплях.

Динамика смешения капель соленой и пресной вод характеризуется следующими особенностями.

Во-первых, капли соленой воды (пластовой), лишенные при обезвоживании бронирующих оболочек, сливаются без особых помех с каплями воды промывочной пресной.

Во-вторых, глобулы пластовой воды с неразрушенными оболочками практически не принимают участия в процессе обессоливания и при небольших размерах остаются в нефти во взвешенном состоянии независимо от количества применяемой пресной воды [149].

В-третьих, в глубоко обезвоженной нефти, кроме глобул пластовой воды, содержатся зародышевые кристаллы солей микронных размеров, которые, смачиваясь нефтью, покрываются сверхпрочными бронирующими оболочками и практически не поддаются вымыванию пресной водой при традиционно принятых способах ведения процесса. Это осложнение особенно усугубляется при обработке пресной водой высоковязкой, высокосернистой, тяжелой нефти.

Гипотеза наличия в предварительно обезвоженной нефти зародышевых кристаллов солей обосновывается тем, что они образуются в результате перегрева соприкасающегося к внутренней стенке труб печи ламинарного слоя предварительно обезвоженной нефти до температур кипения водной фазы (раствора). При кипении раствора образуются зародыши кристаллов солей микронных размеров, которые в процессе движения нефти по греющим трубкам печи проникают в ее объем, покрываются углеводородной сверхпрочной пленкой и в последующем не поддаются отстаиванию при ведении процесса глубокого обезвоживания нефти.

Выдвинутая гипотеза объясняется результатами анализа материального баланса по солям в жидкой фазе продукции скважин.

В таблице 8.1 приведены данные о минерализации пластовых вод пяти месторождений нефти ОАО «Удмуртнефть», из которой

Таблица 8.1. Минерализация пластовой воды и компонентный состав солей

Месторождения	Общая минерализация, г/м ³	pH	Содержание в воде, мг/дм ³					
			Cl	SO ₄	HCO ₃	Ca	Mg	Na + K
Мишкинское	181 059	6,99	111 904	463	154	11 583	2916	54 040
Гремихинское	211 962	6,77	130 566	684	192	13 127	2932	64 461
Ельниковское	188 936	7,24	115 591	120	132	7674	943	64 475
Чутырское	11 857	7,25	67 892	1569	314	7740	1877	32 464
Киенгопское	196 492	5,18	121 143	995	113	12 670	3174	58 497

видно, что содержание хлоридов в пластовой воде максимально на Гремихинском месторождении, $C_{Cl} = 130\,566$ мг/дм³.

Допустим, что в результате глубокого обезвоживания получили $V = 1$ дм³ ВНЭ, в которой водной фазы (раствора) $W = 0,3\%$ об.

Определим количество хлоридов (соли), содержащихся в глубоко обезвоженной нефти.

Объем раствора в глубоко обезвоженной нефти составляет

$$V_p = V \cdot W = 1 \cdot 0,003 = 0,003 \text{ дм}^3.$$

Объем безводной нефти будет равен

$$V_n = V - V_p = 1 - 0,003 = 0,997 \text{ дм}^3.$$

Масса солей в растворе объемом 0,003 дм³ равна

$$m_p = V_p \cdot C_{Cl} = 0,003 \cdot 130\,566 = 392 \text{ мг.}$$

Удельное содержание солей массой 392 мг в глубоко обезвоженной нефти должно быть

$$C_{1n}^{гл} = \frac{m_p}{V} = \frac{392}{1} = 392 \text{ мг/дм}^3.$$

Растворимости основных поставщиков хлора, то есть NaCl и KCl, в воде при температуре +60°C, как видно из анализа рисунка 8.1, составляют:

- NaCl – 380 г/дм³ (380 000 мг/дм³);
- KCl – 460 г/дм³ (460 000 мг/дм³).

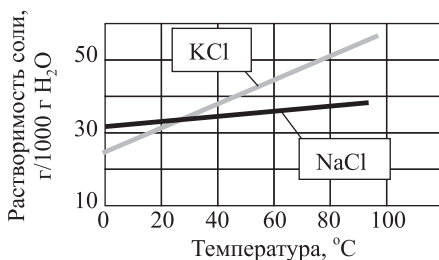


Рис. 8.1. Зависимость растворимости солей от температуры

Следовательно, среднее содержание соли в насыщенной водной фазе глубоко обезвоженной нефти может достигнуть

$$m = (380\,000 + 460\,000) : 2 = 420\,000 \text{ мг/дм}^3,$$

а в объеме воды $0,003 \text{ дм}^3$ — $420\,000 \cdot 0,003 = 1260 \text{ мг}$, что соответствует содержанию соли в дм^3 глубоко обезвоженной нефти в таком же количестве, то есть 1260 мг/дм^3 . Согласно промышленным анализам, содержание солей в глубоко обезвоженной нефти превышает 392 мг/дм^3 и оказывается на уровне $1000\text{--}2000 \text{ мг/дм}^3$.

Таким образом, расчеты материального баланса по содержанию соли в глубоко обезвоженной нефти, составленные на основе результатов анализов промышленных лабораторий и растворимости солей в водной фазе до насыщения, дают дебаланс — содержание соли в глубоко обезвоженной нефти: расчетное 392 мг/дм^3 , фактическое ($1000\text{--}2000$) мг/дм^3 , то есть на уровне состояния насыщения раствора (1260 мг/дм^3).

Такое явление можно объяснить тем, что в глубоко обезвоженной нефти содержится соль не только в виде водного раствора, но и в кристаллическом виде.

Поэтому становится очевидным, что технология обессоливания нефти должна рассматриваться как комплекс последовательно осуществляемых процессов кристаллизации и растворения соли с последующим ее удалением методом обезвоживания нефти и обессоливания в электродегидраторах.

8.2. Кристаллизация

Кристаллизация — это процесс перехода вещества из раствора в твердое состояние, что возможно при концентрациях насыщения растворенного вещества в растворе.

Характерной особенностью кристаллов является строго определенное расположение атомов, ионов или молекул в узлах кристаллической решетки. От этого зависит симметрия кристаллов, их принадлежность к той или иной кристаллографической системе, а в значительной степени и их внешняя форма.

Кристаллизация сопровождается явлениями полиморфизма, образования кристаллогидратов и изомерфизма.

Полиморфизм — это способность вещества образовывать разные по симметрии и форме кристаллы. Она зависит от термодинамических условий процесса кристаллизации и главным образом — от температуры.

Процесс образования кристаллогидратов наблюдается при кристаллизации некоторых веществ из водных растворов. При этом образующиеся кристаллогидраты могут принимать различные формы, отличающиеся друг от друга не только внутренним строением и типом симметрии, но и химическим составом. Помимо основного вещества, кристаллогидраты содержат кристаллизационную воду в строго определенных молекулярно-кратных пропорциях. Например, для сернокислого магния в интервале температур от $-4,8$ до $+1,8^\circ\text{C}$ устойчивой формой является кристаллогидрат $\text{MgSO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$, от $+1,8$ до $+48,1^\circ\text{C}$ — $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, от $+48,1$ до $+70^\circ\text{C}$ — $\text{MgSO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, выше $+70^\circ\text{C}$ — $\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$. Кристаллогидраты при хранении в контакте с газом могут терять кристаллизационную воду, если парциальное давление паров воды в объеме газа окажется ниже давления насыщения (упругости) их над кристаллогидратом.

Изомерфизм — это способность двух химически однотипных веществ, близких друг другу по параметру кристаллических реше-

ток и сходных по кристаллографическим признакам, выделяться совместно из раствора в виде смешанных кристаллов. Типичными изоморфными веществами являются RCl и KBr , BaSO_4 и KMnO_4 и др.

Все описанные явления протекают при нагреве предварительно обезвоженной нефти в трубах печей типа ПТБ.

Явление кристаллизации относится к массообменным процессам. Поэтому его изучение должно сопровождаться статикой и кинетикой процесса.

8.2.1. Статика процесса кристаллизации

Статика кристаллизации определяется растворимостью вещества. Раствор, в котором кристалл не может растворяться, называется насыщенным, а его концентрация — концентрацией насыщения, или *растворимостью*. Растворы с меньшей концентрацией насыщенного состояния называются ненасыщенными, а с более высокой — пересыщенными.

Характер изменения растворимости в зависимости от температуры определяется величиной и знаком теплового эффекта — теплоты кристаллизации. При переходе молекул (атомов, ионов) из раствора в кристалл они становятся менее подвижными и теряют часть своей энергии, которая выделяется в виде теплоты образования кристаллической решетки. С другой стороны, прежде чем включиться в решетку, им необходимо разорвать свои связи с молекулами растворителя, на что затрачивается энергия десольватации (в водных растворах — дегитратации). В зависимости от того, какой из этих процессов характеризуется большей энергией, суммарный тепловой эффект может быть либо положительным, либо отрицательным. В большинстве случаев при кристаллизации тепло выделяется. Это тепло практически равно теплоте растворения с обратным знаком данного вещества, приводимое в справочной литературе.

В случае присутствия в растворе солей нескольких веществ концентрация насыщения одного из них уменьшается, особенно если другие из них содержат одинаковый с первым ион. (Это явление на-

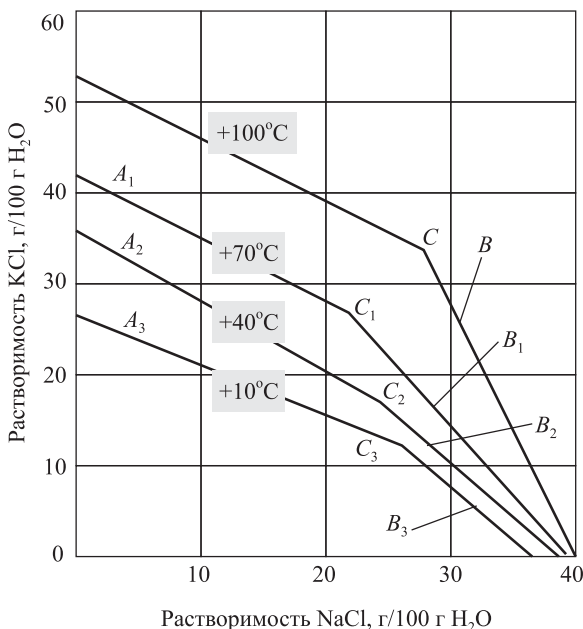


Рис. 8.2. Изотермы совместной растворимости KCl и NaCl в воде [102]

зывается *высаливанием*.) Равновесие в этом случае графически изображается изотермами совместной растворимости, представленными в качестве примера на рисунке 8.2 для системы KCl–NaCl–H₂O [149]. Здесь точки A , A_1 , A_2 , A_3 соответствуют концентрации насыщения KCl, а точки B , B_1 , B_2 , B_3 — концентрации насыщения NaCl в чистых водных растворах при температурах +100, +70, +40 и +10°C. Линии AC , A_1C_1 , A_2C_2 , A_3C_3 соответствуют концентрациям насыщения KCl в присутствии различного количества NaCl, а линии BC , B_1C_1 , B_2C_2 , B_3C_3 — концентрациям насыщения NaCl в присутствии KCl.

Точки C , C_1 , C_2 и C_3 называются *эвтоническими* и отвечают составу раствора, насыщенного обеими солями.

Очевидно, для осуществления кристаллизации необходимо создать пересыщенное состояние раствора. Наиболее универсальным

способом создания пересыщения является удаление растворителя из раствора выпариванием. Так как насыщенный раствор кипит при постоянной температуре, этот процесс называется *изотермической кристаллизацией*.

Кроме того, кристаллизацию можно осуществлять простым охлаждением (*изогидрическая кристаллизация*), самоиспарением под вакуумом или в потоке газа.

При промышленной подготовке нефти наиболее существенным является процесс изотермической кристаллизации.

Количество образовавшихся зародышевых кристаллов солей и скорость их роста определяются на основании составления материального баланса и расчета кинетики процесса.

8.2.2. Материальные балансы процесса кристаллизации

Для расчета процесса кристаллизации необходимо составить два материальных баланса.

Общий материальный баланс выражает равенство потоков перед началом кристаллизации и после ее окончания:

$$S_1 = S_2 + M + W, \quad (8.1)$$

где S_1 — количество поступающей на кристаллизацию минерализованной воды (раствора) в объеме предварительно обезвоженной нефти, кг/ч; S_2 — количество оставшейся минерализованной воды (маточного раствора) в объеме предварительно обезвоженной нефти после кристаллизации солей, кг/ч; M — количество выделившихся кристаллов, кг/ч; W — количество испарившейся воды, кг/ч.

Помимо этого, необходимо составить материальный баланс по кристаллизующейся соли:

$$S_1 a_1 = S_2 a_2 + Mb, \quad (8.2)$$

где a_1 и a_2 — массовые доли растворенной соли соответственно в исходном и маточном растворах, определяемые по кривым раствори-

мости солей или же по данным анализа проб водной фазы предварительно обезвоженной нефти, отобранным на приеме в печь и на выкиде; b — массовая доля безводной соли в кристаллогидрате.

Совместное решение уравнений (8.1) и (8.2) позволяет вычислить количество образовавшихся кристаллов соли:

$$M = \frac{S_1(a_1 - a_2) + W a_2}{b - a_2}. \quad (8.3)$$

8.2.3. Кинетика процесса кристаллизации

Процесс кристаллизации включает две стадии: образование кристаллических зародышей и их дальнейший рост. Поэтому кинетика кристаллизации характеризуется скоростью образования зародышей и скоростью их роста.

Образование кристаллических зародышей. Условием, необходимым для выделения кристаллов из раствора, является наличие пересыщения. Если C — фактическая концентрация соли в растворе, C_0 — концентрация насыщения, отвечающая состоянию равновесия при данной температуре, то отклонение раствора от равновесного состояния характеризуется абсолютным пересыщением $(C - C_0)$. При этом если $C < C_0$, то в растворе возможно дополнительное растворение соли, если $C_0 < C$ — раствор пересыщен и из него будут выделяться зародышевые кристаллы соли. Следовательно, пересыщение раствора является движущей силой процесса кристаллизации. Пересыщенные растворы — термодинамически неустойчивые системы, однако в определенных условиях они могут некоторое время оставаться в этом неустойчивом состоянии без кристаллизации. Время с момента образования пересыщения до начала видимой кристаллизации называется *индукционным* периодом. В течение этого периода происходит перестройка внутренней структуры раствора: ионы (молекулы) освобождаются от сольватных оболочек, взаимно ориентируются, образуя субмикроскопические кристаллические зародыши, которые постепенно подрастают, агрегируются и, достигнув кри-

тического размера, растут далее вплоть до появления видимых кристаллов.

Продолжительность индукционного периода находится в обратной зависимости от скорости образования центров кристаллизации и их роста, а следовательно, и от движущей силы процесса — пересыщения. При некотором пересыщении индукционный период сокращается до нуля, раствор становится неустойчивым, и из него начинают выделяться кристаллы. По мере уменьшения начального пересыщения продолжительность индукционного периода возрастает, и раствор может находиться в относительно устойчивом пересыщенном состоянии в течение нескольких часов, суток и даже лет. Существование индукционного периода и влияние на его продолжительность степени пересыщения и температуры раствора могут быть обоснованы теоретическим путем.

По современным представлениям, пересыщенные растворы — это системы, в которых молекулы (атомы, ионы) растворенной соли образуют мельчайшие субмикроскопические блоки. Эти блоки существуют кратковременно, распадаясь и одновременно возникая в других точках раствора. Если за время своего существования такой субмикроскопический блок достигнет критического размера, соответствующего данному пересыщению раствора, то в дальнейшем он уже не разрушается и становится центром кристаллизации контролируемой соли.

Существование зародыша критического размера обусловлено повышенной растворимостью очень мелких частиц.

Рассмотрим изотермический перенос частицы радиусом r_1 очень малого количества соли на частицу радиусом r_2 . Изменение объема dV частицы r_1 составит

$$dV = d\left(\frac{4}{3}\pi r_1^3\right) = 4\pi r_1^2 dr_1,$$

откуда

$$dr_1 = \frac{dV}{4\pi r_1^2}. \quad (8.4)$$

Уменьшение поверхности dF_1 частицы r_1 окажется равным

$$dF_1 = d(4\pi r_1^2) = 8\pi r_1 dr_1.$$

Подставляя в последнее уравнение значение dr_1 из уравнения (8.4), получим поверхность частицы r_1 :

$$dF_1 = \frac{2 dV}{r_1}.$$

Аналогичным образом можно выразить увеличение поверхности dF_2 частицы r_2 при переносе на нее объема dV . Изменение суммарной поверхности обеих частиц составит

$$dF_1 - dF_2 = 2 dV \left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right). \quad (8.5)$$

При изменении поверхности совершается работа A' сил поверхностного натяжения σ , равная

$$A' = \sigma(dF_1 - dF_2) = 2\sigma \left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right) dV. \quad (8.6)$$

Проведем теперь обратный изотермический перенос от частицы соли r_2 к частице радиусом r_1 путем растворения и кристаллизации. Допустим, что равновесная раствора для частицы r_1 равна C_1 , для r_2 — C_2 . Растворение объема dV частицы r_2 в растворе с концентрацией C_2 и кристаллизация этого же объема на частице r_1 из раствора с концентрацией C_1 не изменяют свободной энергии системы, поскольку в каждом из этих переходов термодинамические потенциалы кристалла и раствора равны между собой. Изменение же концентрации от C_2 до C_1 требует совершения работы:

$$A'' = \frac{\rho}{M} RT \ln \frac{C_1}{C_2} dV, \quad (8.7)$$

где ρ — плотность соли, M — молекулярная масса, R — универсальная газовая постоянная, T — абсолютная температура, $\rho \frac{dV}{M}$ — количество киломолей переносимой соли.

После завершения кругового процесса система возвратилась в исходное состояние, поэтому ее свободная энергия не изменилась, следовательно, $A' = A''$, то есть

$$2\rho \left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right) = \frac{\rho}{M} RT \ln \frac{C_1}{C_2},$$

откуда

$$\ln \frac{C_1}{C_2} = \frac{2\sigma M}{\rho RT} \left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right).$$

Для частиц макроскопических размеров порядок величин r_1 и r_2 одинаков, а следовательно, и разность $\left(\frac{1}{r_1} - \frac{1}{r_2} \right)$ невелика. А так как и абсолютная величина поверхностного натяжения незначительна, то $C_1 \approx C_2 \approx C_0$, следует, что растворимость макрокристаллов не зависит от их размеров. Однако для монокристаллов при r_1 , соизмеримом уже, например, с размерами частиц, состоящих из нескольких молекул, то есть при размере частиц, намного меньшем, чем «обычные» макроскопические размеры r_2 величиной $\frac{1}{r_2}$ можно пренебречь по сравнению с $\frac{1}{r_1}$. Тогда зависимость равновесной концентрации C от размера частиц становится существенной и выражается уравнением Томсона:

$$\ln \frac{C_1}{C_0} = \frac{2\sigma M}{\rho RT r},$$

откуда радиус равновесного зародыша оказывается равным

$$r = \frac{2\sigma M}{\rho RT \ln \frac{C_1}{C_0}}. \quad (8.8)$$

Таким образом, устойчивое существование в растворе частицы соли радиуса r возможно лишь при соответствующей степени пересыщения $\frac{C_1}{C_0}$, для которой данный размер является критическим. Чем

выше пересыщение, тем меньше критический размер равновесного зародыша. Следствием этого явления, а также увеличения вероятности столкновения и слияния частиц при повышении концентрации раствора является увеличение скорости образования кристаллических зародышей. Для образования кристаллического зародыша необходимо затратить энергию на создание поверхности раздела между двумя фазами. Так как на образование зародыша в той или иной точке насыщенного раствора — случайное флуктуативное явление, то предполагается, что скорость возникновения кристаллических зародышей I пропорциональна вероятности такого состояния системы, для которого энергия, затраченная на перевод ее в это состояние, численно равняется работе образования равновесного зародыша. В соответствии с законами статистической механики эта скорость описывается уравнением

$$I = K e^{-\frac{A}{kT}}, \quad (8.9)$$

где I — число равновесных зародышей, возникающих в единицу времени в единице объема пересыщенного раствора; K — коэффициент пропорциональности, с помощью которого учитывается число молекулярных столкновений в единицу времени; A — работа образования зародыша; k — постоянная Больцмана.

Работа на образование кристаллического зародыша равна одной трети его поверхностной энергии:

$$A = \frac{1}{3} \sigma F = \frac{4}{3} \pi \sigma r^2.$$

Постоянная Больцмана находится из выражения

$$k = \frac{R}{N}, \quad (8.9a)$$

где N — число Авогадро.

Используя полученные выражения (8.8) для радиуса критического зародыша и для определения постоянной Больцмана (8.9a),

получаем

$$I = Ke^{-\frac{16\pi\sigma^2 M^2 N}{3\rho^2 (RT)^3 \ln^2 \frac{C}{C_0}}}, \quad (8.10)$$

где комплекс $B = \frac{16\pi\sigma^3 M^2 N}{3\rho^2 R^3}$ является константой, с помощью которой учитываются физико-химические свойства раствора и кристаллов.

Уравнение (8.10) не пригодно для точных количественных расчетов из-за ряда допущений, принятых при его выводе. В частности, погрешность вносится отклонением реальных растворов от идеальных, сольватацией ионов (молекул), вязкостью жидкости, срастанием субмикрорекристаллов и т. д. Однако оно верно описывает чрезвычайно важную качественную зависимость скорости образования зародышей от пересыщения и температуры. Как видно из приведенной на рисунке 8.3 зависимости скорости образования числа равновесных зародышей I от степени пересыщения раствора $\frac{C}{C_0}$, кинетика процесса включает три стадии.

Первая стадия: при небольшой степени пересыщения величина I практически равна нулю. Это соответствует метастабильному состоянию раствора.

Вторая стадия: при дальнейшем увеличении пересыщения раствора скорость образования зародышей несколько возрастает, что соответствует кристаллизации с измеримыми индукционными периодами.

Третья стадия: при определенной степени пересыщения величина I резко возрастает, что и объясняет экспериментально отмечаемую потерю устойчивости пересыщенного раствора (лабильное состояние).

Уравнение (8.10) не пригодно для точных количественных расчетов из-за ряда допущений, принятых при его выводе. В частности, погрешность вносится отклонением реальных растворов от идеальных, сольватацией ионов (молекул), вязкостью жидкости, агломера-

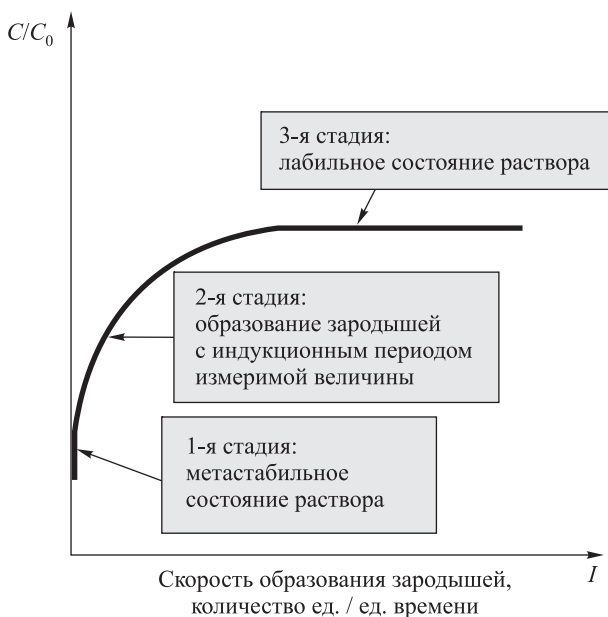


Рис. 8.3. Зависимость числа равновесных зародышей, возникающих в единицу времени в единице объема пересыщенного раствора

цией субмикрорекристаллов и т. д. Однако оно верно описывает чрезвычайно важную качественную зависимость скорости образования зародышей от пересыщения и температуры.

Полученным уравнением (8.10) объясняется также практически установленный факт повышения скорости образования зародышей с ростом температуры, о чем свидетельствует сокращение индукционного периода или уменьшения пересыщения, соответствующее состоянию раствора в 3-м периоде (лабильного состояния). Повышение скорости образования зародышей происходит не только вследствие уменьшения критического размера зародыша и снижения поверхностного натяжения между раствором и зародышем, уменьшающим работу его образования, но и в результате уменьшения степени гидратации ионов при повышении температуры.

Помимо пересыщения и повышения температуры, на скорость образования кристаллических зародышей и величину индукционного периода оказывают влияние и другие факторы. Перемешивание раствора, вибрации, ультразвуковые колебания и другие механические воздействия существенно уменьшают устойчивость пересыщенных растворов и ускоряют их кристаллизацию. Движение среды помогает перемещению дозародышей из участков их образования, в частности прилегающего слоя ВНЭ к внутренним нагретым до температуры кипения водной фазы стенкам труб в печи, в соседние более пересыщенные и холодные участки и тем самым способствует их росту до критического размера. Помимо этого, повышается вероятность встреч субмикророзародышей друг с другом и их последующего срастания между собой.

Большую роль играет наличие дисперсных механических примесей, являющихся готовыми центрами кристаллизации. Исследованиями доказано, что тщательная очистка раствора позволяет увеличить продолжительность индукционного периода в десятки и сотни раз.

Кроме всего этого, следует отметить, что кристаллы основной соли не только сами являются центрами кристаллизации, но и стимулируют образование большого числа новых кристаллических зародышей в пересыщенном растворе. Это обусловлено тем, что около поверхности кристалла образуется, очевидно, полупорядоченный слой ионов повышенной концентрации. При движении раствора из этого слоя могут выделяться участки, которые способствуют увеличению скорости образования зародышей. Этим можно объяснить то, что введение в пересыщенный раствор «затравки» для увеличения размеров получаемых кристаллов иногда приводит к обратному результату — образованию мелкокристаллического продукта. Устойчивость пересыщенных растворов определяется в значительной степени природой кристаллической соли и растворителя. Легче всего кристаллизуются соли, ионы (молекулы) которых имеют простой химический состав, высокую степень симметрии и слабое взаимодей-

ствии с молекулами растворителя. К таким солям относится NaCl, который содержится в водной фазе продукции нефтяных скважин.

Рассмотренные позиции статики и кинетики процесса кристаллизации полностью моделируют процессы, происходящие при нагреве продукции скважин на нефтепромыслах.

Процесс выпаривания растворителя соли (пресной воды) из водной фазы, то есть пластовой воды, содержащейся в объеме предварительно обезвоженной нефти, протекает в греющих трубах печей типа ПТБ. При этом минерализованная водная фаза до ее нагрева в печи рассматривается как раствор, а после нагрева (на выкиде печи) — как маточный раствор, так как он содержит, кроме растворенных солей, еще и кристаллические соли. При этом водная фаза содержит различные соли, основная масса которых относится к хлористым.

Как было показано ранее на рисунке 1.2 (см. гл. 1) греющая труба печи ПТБ снаружи нагревается в очаге пламени горения природного или нефтяного газа, температура которой достигает $+1030^{\circ}\text{C}$. При этом средняя температура предварительно обезвоженной нефти, находящейся внутри греющей трубки, поддерживается, согласно технологическому регламенту нефтепромысла, на уровне $+50$ – $+60^{\circ}\text{C}$. Движущаяся по полости греющей трубы предварительно обезвоженная нефть соприкасается с ее внутренней стенкой, образуя тонкий слой ВНЭ, включая и ламинарный. При этом, так как теплопроводность (λ) материала трубки печи высокая (для углеродистой стали $\lambda = 46$ Вт/м/град), а для воды меньше в 100 и более раз, $\lambda_{\text{воды}}$ при комнатной температуре равна 0,6 Вт/м/град. Поэтому тепловая энергия, переданная через стенку греющей трубки, частично аккумулируется в пристенном слое жидкости.

Помимо этого, уменьшению величины коэффициента теплопроводности в пристенном слое ВНЭ способствуют и такие факторы, как повышение температуры и наличие чистой нефтяной фазы в ВНЭ.

Поэтому тепловая энергия, переданная через стенку греющей трубки пристенному слою ВНЭ, не успевает распространиться в объ-

ем потока и первый перегреваясь вскипает, и чистая вода выпаривается из раствора. В результате последний перенасыщается и возникают условия образования зародышевых кристаллов, основная масса которых уносится потоком нагретой предварительно обезвоженной нефти в систему ее глубокого обезвоживания, а оставшаяся часть образует накипь в виде отложений на внутренней поверхности греющих трубок.

Зародышевые кристаллы солей при транспорте в трубе печи в объеме предварительно обезвоженной нефти смачиваются ею и покрываются пленкой нефти типа бронирующих и в дальнейшем не могут перейти в объем свободной минерализованной воды.

Очистка нефти от кристаллов солей зародышевой формы — достаточно сложный процесс и практически возможна только введением их в раствор с низкой насыщенностью. Для этой цели на нефтепромыслах нефть после глубокого обезвоживания подвергается промывке пресной водой при среднем объемном соотношении вода–нефть, равном 1:10. При этом зародышевые кристаллы сначала подвергаются освобождению из «плена» бронирующих углеводородных оболочек, а затем растворению с образованием слабонасыщенного раствора, который отделяется от нефти, как правило, после коагуляции мелких капель ненасыщенной (низкоминерализованной) водной фазы в поле электрического тока, методом отстаивания под действием силы тяжести и реже — центробежной. Поэтому вторым этапом процесса обессоливания нефти является стадия растворения зародышевых кристаллов хлористых солей.

8.3. Растворение

Растворение — это переход твердого вещества (соли) в жидкость за счет расщепления первого до ионномолекулярного уровня при их взаимном контакте. В частности, этот процесс протекает при промывке глубоко обезвоженной нефти пресной водой в результате контакта последней с зародышевыми кристаллами хлористых солей.

8.3.1. Статистика процесса растворения

При растворении соли пределом ее достигаемой концентрации в растворе является концентрация насыщения раствора C_0 , соответствующая равновесию между солью в растворе и в ее кристаллической фазе. Концентрация насыщенного раствора, как было показано выше, называется растворимостью.

Абсолютное значение растворимости различных солей изменяется в очень широких пределах.

Вследствие несжимаемости жидкостей растворимость практически не зависит от давления.

Как правило, растворимость растет с повышением температуры и кривые растворимости, как видно из рисунка 8.4, для солей NaCl и KCl имеют плавно восходящий характер. Однако у ряда солей, особенно тех, которые образуют кристаллогидраты, кривые растворимости имеют изломы при температурах перехода одной кристаллогидратной модификации в другую (на рис. 8.4 — для соли $ZnSO_4$). Растворимость таких солей при повышении температуры на одном участке увеличивается, а на другом — уменьшается.

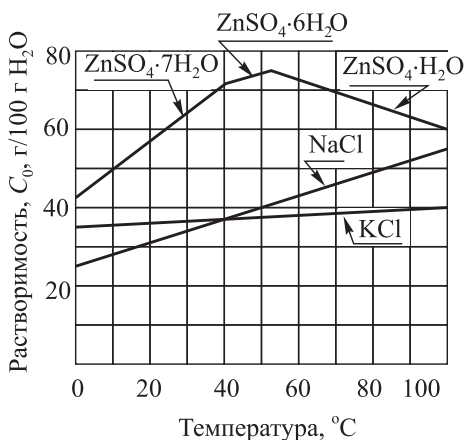


Рис. 8.4. Зависимость растворимости солей от температуры [102]

8.3.2. Кинетика процесса растворения

Состояние насыщения солей над поверхностью растворяющегося вещества устанавливается очень быстро. Дальнейшее же растворение происходит только по мере перемещения молекул от границы раздела фаз в основную массу жидкости (раствора). Такое перемещение представляет собой диффузионный процесс, протекающий при наличии разности концентрации насыщения у поверхности и средней концентрации в объеме раствора. Сам акт растворения протекает значительно скорее, чем процесс диффузии, поэтому процесс растворения лимитируется скоростью диффузии (см. раздел 6.4.1). Процессы растворения, как правило, проводятся при движении среды. В этих условиях основное сопротивление переносу растворенной соли оказывает пограничный (ламинарный) слой раствора вблизи поверхности кристалла, в котором перенос растворяющейся соли осуществляется путем молекулярной диффузии.

8.3.3. Кинетика растворения солей, содержащихся в нефти

В глубоко обезвоженной нефти соли, как было показано в разделе 8.1, представляют кристаллы зародышевой формы. При этом они находятся в «плёну» углеводородной бронирующей оболочки. Поэтому каждый кристалл соли, с целью контакта с растворителем (пресной водой), должен освободиться от бронирующей оболочки, что может быть достигнуто разными способами. Общеизвестно, что освобождение зародышевых кристаллов из «плёны» бронирующих оболочек наиболее эффективно осуществляется процессами полного перемешивания нефти с пресной водой или химического воздействия реагентами, снижающими вязкость нефти, то есть прочность бронирующих оболочек. При этом оба процесса могут реализовываться как раздельно друг от друга, так и одновременно. В последующем освобожденные кристаллы входят в контакт с ненасыщенным растворителем (пресной водой) и растворяются, образуя водонефтяную эмульсию с мелко диспергированными капельками воды. Поэтому

кинетика процесса растворения кристаллов солей должна включать два этапа:

- первый этап — освобождение кристалла соли из «плена» углеводородной бронирующей оболочки и вход в контакт с растворителем (пресной водой);
- второй этап — растворение соли в воде.

Первый этап реализуется наиболее эффективно подогревом и обработкой нефти депрессаторами, в частности деэмульгаторами, что снижает вязкость нефти и, как следствие, прочность бронирующих оболочек, и перемешиванием нефти с пресной водой в интенсивном турбулентном режиме, при котором бронирующие оболочки разрушаются и их ламинарный слой на поверхности кристаллов соли полностью смывается, обнажая последнюю. В результате создаются условия контакта кристаллов соли с пресной водой.

При контакте кристалла соли с пресной водой состояние насыщения на его поверхности устанавливается очень быстро. Дальнейшее же растворение происходит только по мере перемещения молекул от границы раздела фаз в основную массу пресной воды. Такое перемещение представляет собой диффузионный процесс, протекающий при наличии разности концентрации насыщения у поверхности кристалла и средней концентрации в объеме растворителя. Сам акт растворения протекает значительно быстрее, чем процесс диффузии, поэтому скорость растворения зависит от скорости диффузии, которая определяется по уравнению

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta F(C_0 - C), \quad (8.11)$$

где $\frac{dM}{d\tau}$ — количество растворяющейся соли в единицу времени, скорость растворения; β — коэффициент массоотдачи в жидкой фазе; F — поверхность растворяющихся кристаллов соли; C_0 — концентрация насыщенного раствора при данной температуре на границе контакта кристалла с раствором; C — средняя концентрация раствора; $(C_0 - C)$ — движущая сила процесса растворения.

Кинетическое уравнение растворения было впервые получено А. Н. Щукаревым на основе полученного экспериментального материала и опубликовано им в 1896 году.

Процесс растворения, как правило, проводится при движении среды. В этих условиях основное сопротивление переносу растворенной соли оказывает пограничный слой вблизи поверхности кристалла соли, в котором перенос растворяющейся соли осуществляется путем молекулярной диффузии. Поэтому скорость растворения может быть выражена следующим образом:

$$\frac{dM}{d\tau} = \frac{D}{\Delta} F(C_0 - C), \quad (8.12)$$

где D — скорость диффузии, Δ — толщина «приведенного» пограничного слоя, то есть слой постепенного уменьшения концентрации от C_0 до C . Очевидно, что $\beta = \frac{D}{\Delta}$.

Приведенное кинетическое уравнение показывает, как влияют на скорость процесса температура, интенсивность перемешивания и размер (поверхность) кристаллов солей. Эти факторы, очевидно, являются основными техническими факторами процесса растворения соли после ввода кристалла в контакт с растворителем.

Влияние температуры на скорость процесса растворения. Как уже указывалось, при повышении температуры концентрация насыщенного раствора обычно увеличивается. В этом случае с повышением температуры возрастает и движущая сила $C_0 - C$. Повышение температуры вызывает увеличение коэффициента диффузии D и уменьшение вязкости жидкости, что ведет к росту турбулентности, смыванию пограничного слоя с поверхности кристаллов. Следовательно, с повышением температуры увеличивается коэффициент массотдачи в жидкости β . Поэтому с целью ускорения скорости растворения процесс следует проводить при повышенных температурах.

Однако, если рассматривать этот процесс применительно к технологии промышленной подготовки нефти, повышение температуры водной фазы предварительно обезвоженной нефти, находящейся

в пристенном слое греющих труб печи, например, типа ПТБ, приведет к ее кипению. Очевидно, температура кипения предварительно обезвоженной нефти в печи может быть повышена путем поддержания максимально возможного давления в греющих ее трубах.

Влияние перемешивания на скорость процесса растворения. Перемешивание создает интенсивную турбулизацию жидкости, омывающей кристаллы солей, и вследствие смывания пограничного слоя повышает скорость растворения кристаллов солей. Поэтому растворение необходимо проводить при интенсивном перемешивании.

Влияние размеров кристаллов на скорость процесса растворения. С уменьшением размера кристалла повышается его удельная поверхность, а следовательно, и скорость растворения. Размер кристаллов солей прямо пропорционально зависит от скорости движения раствора. Поэтому нагрев предварительно обезвоженной нефти в печах следует проводить при повышенных скоростях ее движения в греющих трубах.

Таким образом, с целью достижения в товарной нефти нефтепромысла минимального количества соли технологические процессы нагрева и глубокого обезвоживания следует проводить при соблюдении следующих условий.

1. Нагрев предварительно обезвоженной нефти в печи следует проводить при максимально повышенном давлении нагреваемой среды. Это позволит повысить температуру кипения предварительно обезвоженной нефти, в том числе и водной фазы, и снизить вероятность образования зародышевых кристаллов соли в нефти.

2. Скорость движения предварительно обезвоженной нефти по греющим трубкам печи, исходя из величин их гидравлического сопротивления, следует поддерживать на максимально допустимом уровне. Это создаст условия резкого снижения объема образования зародышевых кристаллов соли вследствие уменьшения толщины ламинарного слоя жидкости на стенках греющих труб печи и повышения скорости отдачи тепла с последних в поток нагреваемой предварительно обезвоженной нефти.

8.4. Техника и технология растворения солей

Разрушение бронирующих оболочек, смыв углеводородов с поверхности кристаллов и ввод последних в контакт с водной фазой (растворителем) достигаются обработкой нефти депрессаторами или их заменителями, в частности реагентами-деэмульгаторами, которые снижают вязкость нефти и, как следствие, прочность бронирующих кристаллов и капель остаточной водной фазы оболочек.

Наиболее распространенный аппарат для растворения кристаллических веществ — это вертикальный цилиндрический резервуар, в котором установлена мешалка. На рисунке 8.5 изображены две изменяемые на промыслах мешалки.

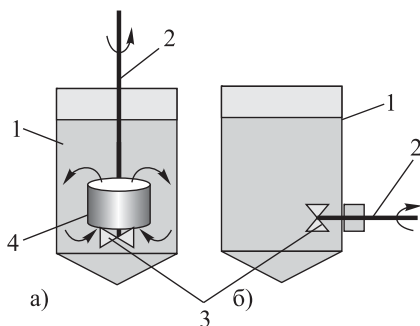


Рис. 8.5. Мешалки жидкостей пропеллерные: 1 — корпуса резервуаров; 2 — валы приводов вращения; 3 — пропеллеры; 4 — труба циркуляции

На рисунке 8.5а изображена схема пропеллерной (винтовой) мешалки. В ней лопасти пропеллера 3 имеют наклон, постепенно увеличивающийся по радиусу от вала 2 к концу лопасти. Поэтому здесь создаются восходящие потоки жидкости в месте установки циркуляционной трубы 4 и нисходящие по ее наружной периферии или, наоборот, в зависимости от направления вращения пропеллера.

Благодаря переменному углу наклона лопасти пропеллерные мешалки создают рассеивающее движение: они распространяют движе-

ние частиц в жидкости по всем направлениям. Это позволяет перемешивать значительные объемы смеси лопастями малых размеров.

Установлено, что интенсивность перемешивания возрастает при наклонной установке пропеллерной мешалки, а также при установке пропеллерной мешалки сбоку резервуара (рис. 8.5б). При этом быстрое вращение пропеллера сбоку резервуара вызывает взмучивание всего объема жидкости со значительными перемещениями в ней твердой взвеси.

Характерная особенность нефтепромыслового оборудования — большие габаритные размеры (широко распространенные отстойники глубокого обезвоживания типа ОГ-200 имеют длину 23 м при диаметре 3,5 м, диаметр резервуаров типа РВС колеблется от нескольких метров до 20–30 м и более). Поэтому смесители с механическим приводом в нефтяной отрасли не нашли широкого применения.

Наиболее перспективным является перемешивание жидких фаз в соответствующих аппаратах под действием кинетической энергии движущегося потока жидкости в слое псевдоожиженных подвижных насадочных тел [28, 150].

8.4.1. Смеситель жидких сред (растворитель соли) с подвижной насадкой

Технологии перемешивания глубокообезвоженной нефти пресной водой, как и обработка нефти реагентами-деэмульгаторами или абсорбентами, например, при очистке нефти от сероводорода, однородны. Они реализуются в высокоэффективных смесителях с подвижной насадкой типа ШВЖ (см. рис. 8.6), разработанных на основе патента [128] (ШВ — инициалы изобретателя Шаймарданова Вазиха, Ж — смеситель жидкостей).

Смеситель ШВЖ представляет собой цилиндрический сосуд, включающий корпус 1, диффузор 2, горловину 3, ограничительную решетку 4, над которой находится слой подвижной насадки (ПН) 6, состоящий из пустотелых цилиндрических элементов типа колец Рашига [104]. В верхней части смесителя размещается ограничитель-

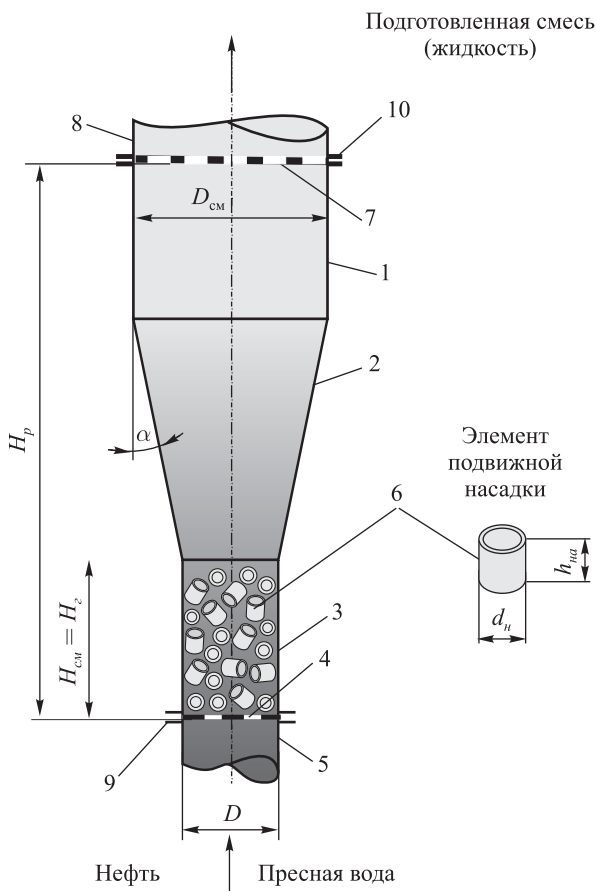


Рис. 8.6. Смеситель жидких сред ШВЖ: 1 — корпус; 2 — диффузор; 3 — горловина; 4 — опорная решетка; 5 — приемный патрубок; 6 — подвижная насадка; 7 — ограничительная решетка; 8 — патрубок вывода смеси; 9 и 10 — фланцевые соединения

ная решетка 7, которая предотвращает унос элементов ПН потоком жидкости из смесителя. Решетки 4 и 7 с целью облегчения ремонтных работ желательно устанавливать в зоне расположения фланцев 9

и 10, которыми смеситель подсоединяется к патрубкам приема смешиваемых жидкостей 5 и вывода приготовленной смеси 8.

Принцип работы смесителя поясняется на графике зависимости его гидравлического сопротивления (δP) от линейной скорости потока жидкости в горловине 3 (см. рис. 6.24).

Жидкость (предварительно обезвоженная нефть и пресная вода) поступает, как показано на рисунке 8.7, в смеситель по патрубку приема 5 под решетку 4. Пройдя через решетку она входит в контакт с элементами ПН 6. В дальнейшем жидкость, заполняя зазоры между элементами ПН, поднимается вверх, доходит до решетки 7 и выводится по патрубку 8 из смесителя.

Динамический напор жидкости в смесителе характеризует гидродинамическую обстановку процесса перемешивания, которую можно подразделить на основе анализа зависимости гидравлического сопротивления (δP) от скорости жидкости (W), как было показано в главе 6 (рис. 6.24), на четыре режима.

Смесители пресной воды с предварительно обезвоженной нефтью находятся в эксплуатации на Мишкинской, Гремихинской и Ижевской установках подготовки нефти ОАО «Удмуртнефть». Гидродинамические режимы их работы на промыслах выявляются прослушиванием силы звука удара элементов насадки о стенки диффузора и корпуса смесителя.

При малой нагрузке смесителя по жидкости звук контакта элементов насадки о стенку корпуса не прослушивается. Это означает, что элементы ПН, изготовленные из металлической трубы, находятся в неподвижном состоянии, то есть смеситель находится в I-м режиме работы. При этом гидравлическое сопротивление возрастает пропорционально росту скорости нефти в горловине до 0,8 м/с.

При постепенном увеличении скорости потока жидкости в определенный момент появляется звук шелеста элементов ПН, усиливающийся по мере роста скорости жидкости с 0,8 до 1,8 м/с. Это означает, что потенциальная энергия элементов ПН начинает преобразовываться в кинетическую под действием динамического напора.

ра потока жидкости. Элементы ПН начинают псевдоожигаться. При этом прозоры между ними увеличиваются, скорость движения жидкости в прозорах насадки несколько уменьшается. Поэтому достигнутое в I-м режиме работы смесителя снижается. Это означает, что смеситель находится во II-м режиме работы.

При последующем увеличении нагрузки по жидкости прослушивается характерный усиливающийся звук резких ударов элементов ПН о стенки диффузора и корпуса смесителя. Это означает, что элементы ПН пульсируют в межрешеточном пространстве, интенсивно перемешивая предварительно обезвоженную нефть с пресной водой. Гидравлическое сопротивление вновь возрастает пропорционально росту скорости нефти до 3,5 м/с. Смеситель находится в III-м режиме, режиме развитого взвешивания насадки.

Дальнейшее увеличение скорости жидкости до 8,5 м/с приводит к затуханию силы звука ударов элементов ПН о корпус смесителя. Это свидетельствует о том, что элементы ПН прижимаются потоком жидкости к ограничительной решетке. При этом они находятся в неподвижном состоянии, и δP смесителя повышается с ростом скорости потока по тем же законам, что и в I-м режиме его работы.

Приведенные скорости потока жидкости, характеризующие режимы работы смесителя, соответствуют следующим технологическим и конструктивным параметрам.

Геометрическая форма элементов ПН — кольца Рашига, изготовленные из стальных труб. Их диаметр определяется из соотношения

$$d \leq 0,1D_r, \quad (8.13)$$

где D_r — диаметр горловины смесителя. При этом масса элемента ПН находится в пределах от 35 г до 80 г и определяется исходя из величин вязкости нефти и плотности жидкости по формуле

$$m = W_{кр}^{0,8} \mu_n^{0,2} \rho_{ж}^{0,765}, \quad (8.14)$$

где $W_{кр}$ — скорость жидкости в полном сечении горловины, м/с; μ_n — вязкость нефти, Па·с; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости, кг/м³.

Статическая высота ПН ($h_{\text{ст}}$), равная высоте горловины (H_{Γ}), находится из уравнения

$$h_{\text{ст}} = H_{\Gamma} = 1,59W_{\text{кр}}^{0,8} \mu_{\text{н}}^{0,2} \rho_{\text{ж}}^{0,8}. \quad (8.15)$$

Диаметр горловины вычисляется из известного в гидравлике уравнения расхода:

$$D_{\Gamma} = 1,34 \sqrt{\frac{L}{W_{\text{кр}}}}, \quad (8.16)$$

где L — расход жидкости, м³/с.

Диаметр корпуса смесителя находится из соотношения

$$D_{\text{см}} \geq 2,6D_{\Gamma}. \quad (8.17)$$

Угол диффузора 2 (перехода от горловины к корпусу смесителя) отвечает условию

$$\text{tg } \alpha \leq 0,104. \quad (8.18)$$

Расстояние между решетками 4 и 7 принимается равной

$$H_{\text{р}} = 1,2H_{\text{дин}}, \quad (8.19)$$

где $H_{\text{дин}}$ — динамическая высота ПН, определяемая по уравнению

$$H_{\text{дин}} = 1,5H_{\text{см}}. \quad (8.20)$$

Свободное сечение обеих решеток должно быть максимально возможным при сохранении условия предотвращения провала или уноса элементов ПН потоком жидкости через их перфорацию и находится на уровне 75 % [112].

Использование смесителей ШВ, в основу расчета которых были приняты формулы (8.12)–(8.19), на Мишкинской, Гремихинской и Ижевской УПН ОАО «Удмуртнефть» для обработки глубоко обезвоженной нефти пресной водой в объеме 8–10 % от объема обрабатываемой нефти позволило снизить содержание хлористых солей в товарной нефти до 10 раз (с 600–800 мг/дм³ до 60–80 мг/дм³), то есть повысить качество товарной нефти с 3-й группы до 1-й.

Такое высокое повышение эффективности обессоливания нефти достигнуто при использовании в качестве отстойного оборудования не общепринятых электродегидраторов [152], а только их корпусов, то есть без воздействия поля электрического тока на смесь глубоко обезвоженной нефти с пресной водой, полученной в смесителе ШВ.

Очевидно, применение электрического поля в электродегидраторах еще более повысит эффективность обессоливания нефти, промытой пресной водой.

8.5. Техника и технология обезвоживания (обессоливания) нефти, промытой пресной водой

В глубоко обезвоженной нефти содержание хлористых солей содержится на уровне 100–2000 мг/дм³. Простые расчеты показывают, что в результате промывки этой нефти пресной водой, например в объемном соотношении 10:1 соответственно, плотность маточного раствора окажется равной 1002 кг/м³.

Общеизвестно, что движущей силой гравитационного отстаивания (обезвоживания нефти) является разность плотностей дисперсной и дисперсионных сред, то есть воды и нефти. В главе 1 было показано, что плотность, в частности, пластовой воды составляет в среднем 1120 кг/м³, а плотность нефти — 895 кг/м³. При такой ситуации движущая сила процесса обезвоживания нефти соответствует следующим величинам разности плотностей водной фазы и нефти:

- при отстаивании пластовой воды $1120 - 895 = 225$ кг/м³;
- при отстаивании маточного раствора пресной воды $1002 - 895 = 107$ кг/м³.

Следовательно, движущая сила во втором случае оказывается меньше, чем в первом, в $225 : 107 = 2,1$ раза.

Ранее, в главе 3, было показано, что скорость обезвоживания нефти, например, в ламинарном режиме осаждения капель воды в нефти, то есть по закону Стокса, зависит от диаметра капли воды во второй степени, $W_{oc} = f(d^2)$. Это означает, что для повышения

движущей силы осаждения капли воды следует мелкие капли воды коагулировать в более крупные. Решение этой проблемы возможно применением электрического поля.

8.5.1. Коалесценция капель воды под действием электрического поля

Возьмем две капли воды и рассмотрим механизм их взаимодействия под влиянием внешнего электрического поля. При этом будем считать, что капли воды конгруэнтны сферам и форма их не деформируется. За счет растворенных солей капли можно считать проводниками электрического тока. А в электрическом поле они поляризуются и начинают взаимодействовать друг с другом.

Механизм их взаимодействия показан на рисунке 8.7.

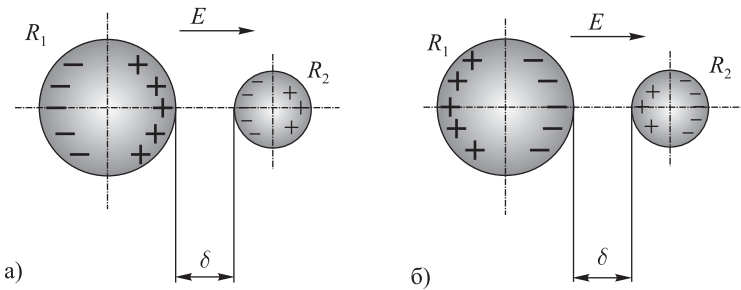


Рис. 8.7. Поляризация капель в однородном электрическом поле напряженностью E с разной полярностью (а и б)

Сила взаимного притяжения капель $K = \frac{R_1}{R_2}$ пропорциональна диэлектрической проницаемости нефти ϵ_c , квадрату напряженности электрического поля E и существенно зависит от расстояния между каплями δ и их радиусов R_1 и R_2 . Общее выражение для силы взаимного притяжения двух незаряженных капель, действующей вдоль их общей осевой линии, можно записать в виде

$$F = \epsilon_c E^2 R_2^2 F_1, \quad (8.21)$$

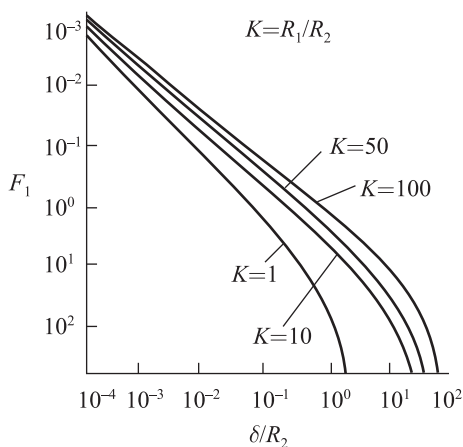


Рис. 8.8. Зависимость множителя F_1 в формуле (8.10) от относительных размеров капель (R_1/R_2) и относительного расстояния между ними (δ/R_2)

где F_1 — множитель, зависящий от отношений размеров капель и отношения расстояния между их поверхностями δ к радиусу меньшей капли (δ/R_2). Аналитическое выражение для F_1 довольно сложно, поэтому его значение для различных значений $K = R_1/R_2$ представляется графически (см. рис. 8.8).

При малых относительных расстояниях между каплями F_1 растет как функция $(R_2/\delta)^{0,85}$, а при больших — как функция $(R_2/\delta)^{0,4}$, что соответствует диполь-дипольному взаимодействию капель, которое обычно и приводится в литературе при рассмотрении величины силы взаимодействия капель в электрическом поле.

Таким образом, чем ближе подходят капли друг к другу, тем сильнее они притягиваются, что и объясняет механизм ускорения процесса коалесценции.

Пусть электрическое поле будет переменным. В некоторый момент времени оно меняет свою полярность на противоположную. При этом поляризация капель также сменится на обратную (см. рис. 8.9б). Сила притяжения между ними останется прежней, так как она не зависит от направления поля, а зависит только от квадрата

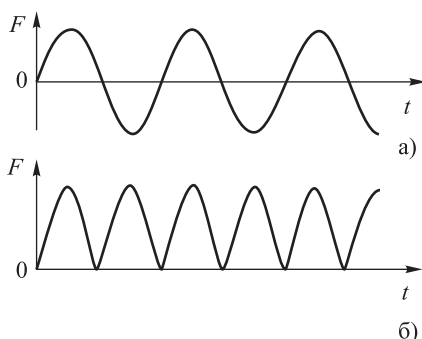


Рис. 8.9. Изменение во времени напряженности поля (а) и силы взаимодействия между каплями (б) в переменном электрическом поле

его величины (см. (8.20)). Если поле изменяется с некоторой частотой (рис. 8.9а), то сила притяжения капель станет изменяться с двойной частотой (рис. 8.9б). Такое соответствие будет соблюдаться до тех пор, пока скорость процессов переполаризации капель, определяемых подвижностью ионов растворимых в воде солей и размерами капель, будет значительно больше скорости изменения поля. При увеличении частоты можно, очевидно, достигнуть такой области, где это условие нарушится; при этом сила взаимодействия капель уменьшится. Выше было показано, что критические частоты имеют порядок мегагерц. Поэтому для электрических полей промышленной частоты влиянием частоты на силу взаимодействия капель можно пренебречь.

В процессе коалесценции в электрическом поле могут возникать ситуации, приводящие к появлению на каплях электрических зарядов.

Помимо однородных электрических полей промышленной частоты, в некоторых конструкциях аппаратов по подготовке нефти применяют неоднородные электрические поля постоянного напряжения. Механизм взаимодействия капель в постоянном поле такой же, как и в переменном электрическом поле промышленной частоты, однако интегральный эффект этого взаимодействия будет боль-

ше. Введем интегральную характеристику силового взаимодействия, которую определим как

$$\gamma = \frac{1}{T} \int_0^N F(t) dt.$$

Подставляя сюда $F(t)$ из (8.20), получим для постоянного поля $\gamma_{=} = F$, а для переменного поля с таким же амплитудным напряжением $\gamma_{\approx} = \frac{1}{2}\gamma_{=}$.

Это различие в величинах γ и является одним из факторов, объясняющих повышение эффективности процессов коалесценции в постоянных электрических полях. Эффект, обусловленный неоднородностью электрического поля, можно оценить, если рассматривать каплю как проводящий шар, эквивалентный диполлю с электрическим моментом:

$$M = 4\pi\varepsilon_0 \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2} ER^3. \quad (8.22)$$

Поскольку электрический момент связан с зарядом поляризации Q_{Π} равенством $M = 2Q_{\Pi}R$, то

$$M = 2\pi\varepsilon_0 \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2} ER^2. \quad (8.23)$$

Сила, действующая на шар в однородном поле E , с учетом (8.23) запишется в виде

$$M = 4\pi\varepsilon_0 \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon + 2} R^3 \text{grad } E^2. \quad (8.24)$$

Если капля несет свободный заряд Q , то на нее поле действует с силой

$$F_k = QE. \quad (8.25)$$

Заряд капля может получить:

- при соприкосновении с одним из электродов (индукционная зарядка);

- за счет направленного движения ионов, которое может возникать при большом градиенте напряженности вблизи электродов;
- за счет диффузионного механизма [153, 154] и т. д.

Максимальный заряд, который может получить проводящая сферическая капля, будет равен

$$M = \beta \pi \varepsilon_0 E R^2, \quad (8.26)$$

где β — числовой параметр, зависящий от механизма зарядки. Так, для индукционной зарядки $\beta = 3$, для механизма направленного движения ионов $\beta = 12$ [153].

Для сравнения сил, действующих на каплю в электрическом поле за счет его неоднородности и за счет свободного заряда на каплях, рассмотрим их соотношение с учетом (8.26):

$$\frac{F_E}{F_K} = \frac{4\varepsilon - 1}{\beta\varepsilon + 2} R \operatorname{grad} E. \quad (8.27)$$

Числовая оценка этого соотношения при градиентах электрического поля порядка 1 кВ/см^2 показывает, что оно существенно меньше единицы. Однако из этого нельзя сделать вывод о том, что влиянием неоднородности поля на скорость движения капель можно пренебречь. Силы F_E и F_K перпендикулярны друг другу и взаимно независимы по своему действию. Если F_E действует вдоль силовых линий поля и способствует перемещению капель от одного электрода к другому, то F_K перпендикулярна силовым линиям и способствует собиранию тех же капель в области поля с повышенной напряженностью.

На рисунке 8.10 показаны силовые линии электрического поля между двумя электродами, образованными двумя проводниками, перпендикулярными к плоскости рисунка, и направление сил действия сил F_E и F_K на отрицательно заряженные пробные частицы. Повышение локальной концентрации капель в областях с повышенной напряженностью поля и одновременное увеличение их подвиж-

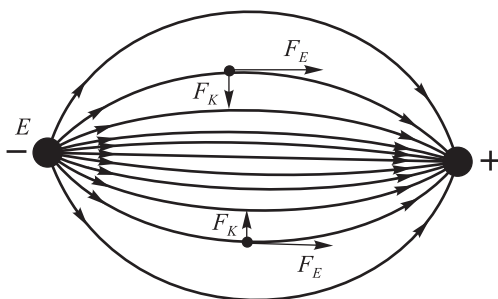


Рис. 8.10. Силовые линии электрического поля между электродами и направление действия сил F_E и F_K на отрицательно заряженную частицу

ности за счет свободных зарядов способствуют ускорению процесса коалесценции.

При рассмотрении взаимодействия пары капель в электрическом поле предполагалось, что окружающая их нефть является идеальным диэлектриком с бесконечным пробивным напряжением и нулевой проводимостью. В действительности же это не так. Электропроводность нефтей изменяется в широких пределах и перекрывает диапазон от 10^{-13} до 10^{-6} (Ом·м) $^{-1}$ при комнатной температуре [152]. При повышении температуры электропроводность нефти возрастает.

Пробивное напряжение для нефти также имеет предел. Все это может несколько видоизменить картину взаимодействия капель эмульсии в электрическом поле. Так, известно, что при сближении капель во внешнем электрическом поле среднее напряжение поля между их ближайшими точками возрастает и может превысить пробивное напряжение разделяющей капли пленки нефти. Это приводит к электрическому пробоя между каплями, потенциалы на них выравниваются, и силовое взаимодействие прекращается. В постоянном поле капли после пробоя начнут расходиться, а в переменном — удаляться и приближаться на расстояние, при котором происходит пробой. С прекращением силового взаимодействия между каплями ослабевает и процесс их коалесценции.

Повышение электропроводности нефти также снижает эффективность ее обработки в электрическом поле, так как ускоряет процесс стекания электрических зарядов с капель и тем самым снижает величину их силового взаимодействия [155].

8.5.2. Электродегидраторы

Аппараты для разделения водонефтяных эмульсий с применением электрических полей называются электродегидраторами. По типу использования напряжения их делят на работающие на напряжении промышленной частоты и работающие на постоянном электрическом токе.

Электродегидратор отличается от гравитационного отстойника наличием в зоне отстоя электродов, между которыми создается электрическое поле.

Электродегидраторы созданы на основе отстойников всех типов и форм: горизонтальных, вертикальных, шарообразных и т. д. При этом во всех промышленных образцах распределительные устройства вводимой ВНЭ располагаются так, чтобы обеспечить ей вертикально восходящий поток. Электроды, имеющие, с целью повышения площади соприкосновения с жидкостью и возможности ее свободного перетока, располагают поперек потока.

Электроды крепят на подвесных изоляторах. Электричество к ним подводят через бушинги (проходные изоляторы), причем к каждому электроду напряжение подводится от отдельного повышающего трансформатора. Один конец высоковольтной обмотки подключается к электроду, а другой заземляется. Трансформаторы подсоединяются «встречно», то есть в каждый момент времени напряжение на высоковольтной стороне сдвинуто относительно друг друга на 180° . Такое включение позволяет создать разность напряжений между электродами, численно равную сумме напряжений питающих трансформаторов без увеличения напряжения на проходных изоляторах. Это важный фактор, так как проходные изоляторы, как и подвесные, являются слабым конструктивным звеном и могут выходить

из строя в результате электрического пробоя. Чтобы пробой одного изолятора не приводил к отключению электрического поля во всем аппарате, а также для обеспечения подвода большей мощности электроды иногда изготавливаются секционными, и каждая секция подключается к своему трансформатору.

Для предотвращения аварийных ситуаций при коротких замыканиях в высоковольтной цепи дегидрататора повышающие трансформаторы включают последовательно с ограничителями тока, в качестве которых обычно употребляют катушки реактивной мощности 6, часто называемые реакторами (см. рис. 8.11). Увеличение силы тока в первичной цепи приводит к возрастанию сопротивления реактора и к увеличению на нем падения напряжения, что, в свою очередь, обуславливает уменьшение напряжения V_1 на первичной обмотке повышающего трансформатора 7 и уменьшение силы тока в первичной цепи.

На современных электродегидрататорах применяют повышающие трансформаторы мощностью несколько десятков киловатт и с напряжением на выходе в режиме холостого хода в несколько десятков киловольт. Наиболее распространены трансформаторы мощностью 30–50 кВт и выходным напряжением 20–40 кВ.

Поскольку один конец высоковольтной обмотки заземлен (см. рис. 8.11), электрическое поле в электродегидрататоре существует не только в пространстве между электродами, но и между электродами и корпусом, а также электродами и слоем дренажной воды, то есть во всем объеме аппарата. Максимальная напряженность поля достигается в межэлектродном пространстве, и ее можно оценить как напряженность поля в плоском конденсаторе, образованном электродами. Меньшая напряженность поля реализуется между нижним электродом и слоем дренажной воды, еще меньшая — между верхним электродом и корпусом аппарата. Разная величина напряженности электрического поля в верхней и нижних частях аппарата возникает в результате различия расстояний между электродами и проводящими поверхностями, между которыми оно создается.

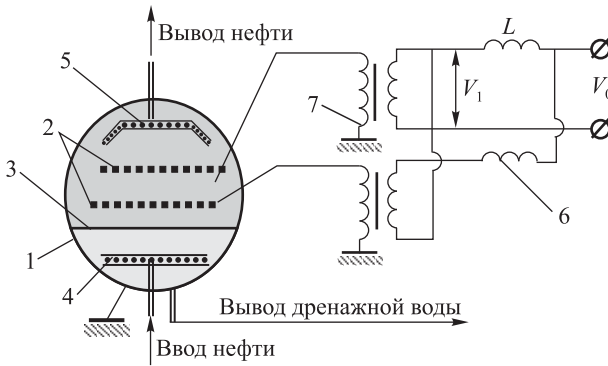


Рис. 8.11. Принципиальная схема включения высоковольтных трансформаторов и катушек реактивной мощности L : 1 — корпус электродегидрататора; 2 — электроды; 3 — граница раздела фаз; 4 — коллектор отбора водной фазы; 5 — коллектор отбора обессоленной нефти; 6 — катушка реактивной мощности; 7 — повышающий трансформатор

Схема распределения электрических токов в электродегидрататоре изображена на рисунке 8.12. Сила тока, проходящая через элемент объема, прямо пропорциональна напряженности поля и проводимости среды. Поскольку напряженность поля и проводимость среды под нижним электродом выше, чем в верхней части, ток I_4 может значительно превышать ток I_1 . Так как ток I_2 току I_3 , то мощность, отбираемая от трансформатора, питающего нижний электрод, больше мощности, отбираемой от второго трансформатора (см. рис. 8.12). При большой площади электродов разница мощностей может быть существенной. Для ее уменьшения иногда применяют перекрестную схему подключения электродов, показанную на рисунке 8.13. При такой схеме один трансформатор подключается к половине нижнего и к половине верхнего электрода.

Представляет интерес использование в электродегидрататорах постоянного электрического поля [156]. В этом случае остаточное содержание воды, например, в подготовленных дизельных и ракетных топливах удастся довести до тысячных долей процента.

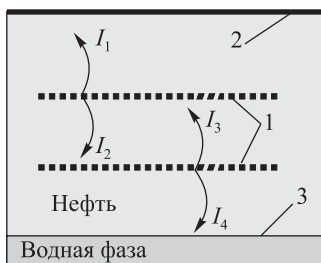


Рис. 8.12. Схема распределения токов в дегидрататоре с двумя плоскими электродами: 1 — верхний и нижний электроды; 2 — корпус электродегидрататора; 3 — граница раздела фаз; I_1 , I_2 — токи от верхнего электрода к корпусу и к нижнему электроду; I_3 , I_4 — токи от нижнего электрода к верхнему электроду и к границе раздела фаз

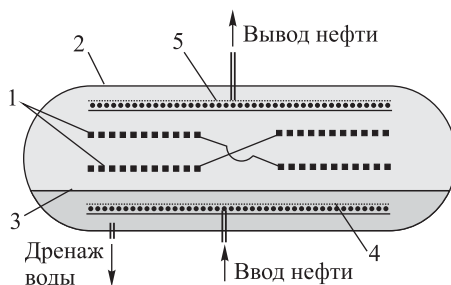


Рис. 8.13. Схема соединения электродов в дегидрататоре для выравнивания нагрузки питающих трансформаторов: 1 — электроды; 2 — корпус дегидрататора; 3 — граница раздела фаз; 4 — коллектор ввода нефти на обессоливание; 5 — коллектор вывода обессоленной нефти

Однако в электродегидрататорах, работающих на токе промышленной частоты, такого стабильного качества продукции получить не удастся. Кроме того, в настоящее время отсутствуют надежные и дешевые высоковольтные источники постоянного тока. Несмотря на указанные недостатки, в электродегидрататорах, работающих на токе промышленной частоты, очистка нефти от солей и воды до остаточного содержания менее 0,5 % масс. и хлористых солей до 100 мг/дм³ вполне реальна.

ГЛАВА 9

Подготовка воды

9.1. Проблемы сточных вод на нефтепромыслах

Под названием «сточные воды» (СВ) следует понимать все дренажные воды, утилизируемые в пласт: в систему ППД или в поглощающие скважины. Согласно требованиям отраслевого стандарта «Вода для заводнения нефтяных пластов. Требования к качеству» [18], содержание нефтепродуктов и механических примесей (КВЧ) в СВ, утилизируемой в систему ППД, не должно превышать 40 мг/дм^3 каждого.

СВ нефтепромыслов, как правило, содержат остаточные нефтепродукты, химические реагенты (реагенты-деэмульгаторы, ингибиторы коррозии и парафиноотложения, различные кислоты и т. д.), применяемые при добыче и подготовке нефти, твердые взвешенные вещества, включающие компоненты породы нефтяного пласта, продукты коррозии скважинного и наземного оборудования, трубопроводов, сульфиды железа и т. д. Поэтому СВ нарушают экологическое равновесие водной среды на Земле. Например, в результате поступлений различных веществ со сточными водами в недра Земли постоянно идет процесс повышения солей в поверхностных и подземных водах, в частности, во многих реках оно повышается на $30\text{--}50 \text{ мг/дм}^3$ ежегодно [19].

Кроме отрицательных экологических аспектов от утилизации загрязненных сточных вод, имеются и экономические.

С экономической точки зрения, в частности, незначительное содержание нефтепродуктов в сточной воде нефтепромыслов дает огромные убытки.

Практически многие нефтяные месторождения России в настоящее время находятся в завершающей стадии разработки, когда обводненность добываемой нефти достигает 85–90% и более. Если в Удмуртской Республике добывается 9,25 млн т нефти в год, то количество извлекаемой из недр Земли пластовой воды составляет около 80 млн м³. Этот объем воды полностью утилизируется в пласт в виде СВ. При содержании нефтепродуктов в СВ 40 мг/дм³, безвозвратно отправляются в недра Земли более 3200 т нефти в год. Аналогичный анализ технологических потерь нефти с СВ по ОАО «Удмуртнефть» показывает, что вместе с СВ, содержащей 1 мг нефти в литре СВ, утилизируется в пласт около 54 т нефти в год, а при содержании 40 мг/дм³ эта цифра возрастает до 2160 т. Часто на промыслах в поглощающие скважины утилизируется СВ с содержанием нефтепродуктов до 100 мг/дм³ и более. Кроме того, загрязненную СВ нельзя утилизировать в систему ППД, так как она в пласте снижает проницаемость продуктивного пласта и, как следствие, добычу нефти. В добавление к этому, если СВ не подавать в систему ППД, она утилизируется в поглощающую скважину, и объем подачи пресной воды в систему ППД пропорционально возрастает.

Поэтому чрезвычайно важно уметь подвергать эффективной очистке СВ перед утилизацией ее в пласт.

Несмотря на это, на нефтепромыслах содержание нефтепродуктов в СВ, утилизируемой в пласт, часто превышает допустимые нормы.

Периодическое повышение содержания нефтепродуктов достигает до 400–600 мг/дм³ и более, хотя параметры эксплуатации систем сбора и подготовки нефти поддерживаются в нормальном технологическом режиме без изменений.

Исследованиями [19, 74, 121] установлено, что на качество СВ влияют вводимые в продукцию скважин химические реагенты, в частности ингибиторы коррозии, реагенты-деэмульгаторы, различные кислоты, а также организация гидродинамической технологии дренирования водной фазы в отстойном оборудовании.

9.2. Влияние химических реагентов на качество воды

9.2.1. Влияние ингибитора коррозии на содержание нефтепродуктов в СВ

Установлено [19], что одной из причин загрязнения СВ нефтепродуктами является залповая обработка добываемой продукции скважин большим объемом поверхностно-активных веществ (ПАВ), например ингибиторами коррозии или деэмульгаторами.

Это доказано исследованиями проведенными на объектах НГДУ «Игра» и «Воткинск» ОАО «Удмуртнефть» [56, 58].

При обследовании причин периодического повышения нефтепродуктов в СВ Красногорского месторождения НГДУ «Игра» ОАО «Удмуртнефть» было показано, что процесс внутрискважинной обработки ингибитором коррозии СНПХ-1004Р (ингибитор) проводится с нарушением норм нормального технологического режима. Нарушение режима заключалось в том, что ряд скважин обрабатывались методом залповой заливки ингибитора кислотным агрегатом, в то время как регламентированная норма удельного расхода его составляла 25–30 г/м³ СВ. В частности, в скважину № 2446 было залито 105 кг, что соответствовало удельному расходу 772 г/м³ СВ, или 30 кг/т нефти. В результате, через 3 дня содержание нефтепродуктов в подготовленной воде на Красногорском КСП возросло до 336 мг/дм³ при норме 40 мг/дм³.

Фрагмент периодического изменения содержания нефтепродуктов в СВ Красногорского месторождения показан на динамограмме (рис. 9.1а и рис. 9.1б).

На рисунке 9.1а показано среднесуточное изменение содержания нефтепродуктов в СВ Красногорского месторождения. Здесь выявлено два максимальных повышения содержания нефтепродуктов в СВ до 300 мг/дм³ и более. Этому увеличению соответствует, как видно из рисунка 9.1б, превышение дозировки ингибитора коррозии в объеме 170 г/м³ и 100 г/м³ при регламентированной норме 25–35 г/м³, проведенное за 3–4 суток до начала повышения нефтепродуктов на Красногорской КСП.

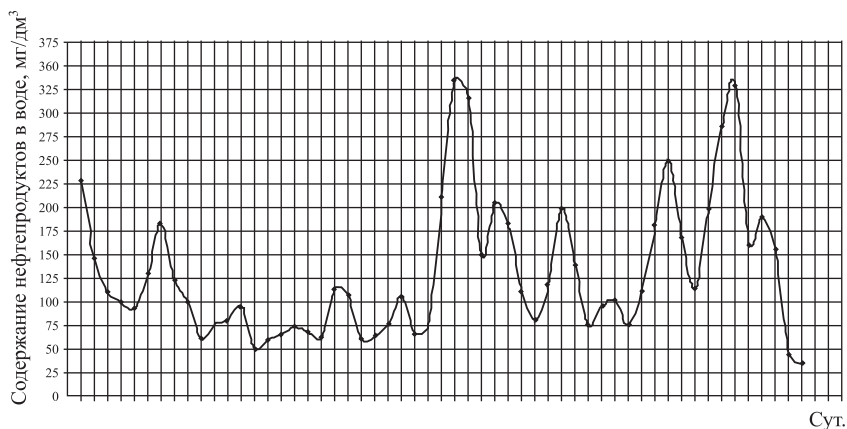


Рис. 9.1а. Среднесуточное содержание нефтепродуктов в СВ Красногорского месторождения за период с 25.11.2006 г. по 18.01.2007 г.

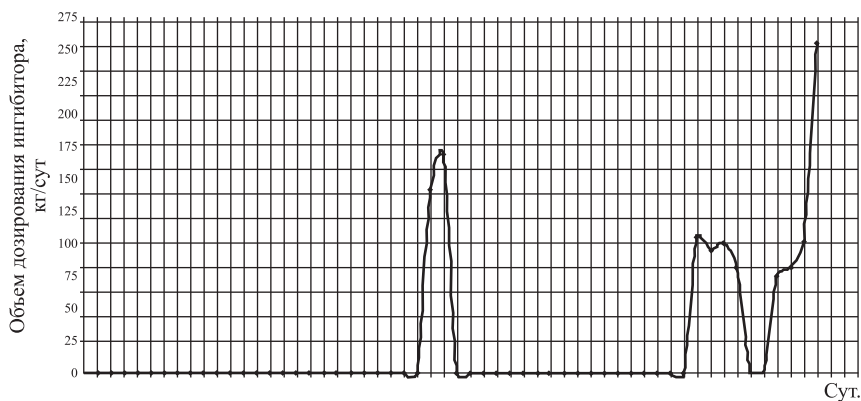


Рис. 9.1б. График обработки скважинной продукции Красногорского месторождения ингибитором коррозии марки СНПХ-1004Р

Для проведения работ была принята ВНЭ башкирского горизонта из скважины № 2477, которая не подвергалась обработкам какими-либо реагентами в течение месяца до отбора пробы.

Отобранная проба ВНЭ на начальном этапе исследований разделялась методом отстаивания на составляющие фазы в течение 24 ча-

сов. Затем выделившаяся вода была разделена на два ряда материнских проб по 15 колб в каждом (см. рис. (фото) 9.2). В последующем каждый ряд был разбит на 3 группы, включающие по 5 колб объемом 150 мл каждая. Во все колбы заливалось по 100 мл исследуемой СВ.

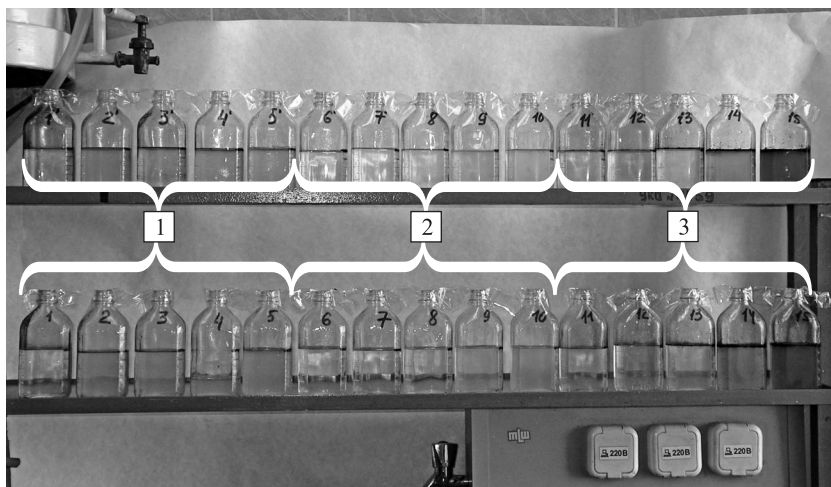


Рис. 9.2. Материнские пробы воды, часть объема которых передана на анализ: 1 — группа с натуральной СВ; 2 — группа с отфильтрованной СВ; 3 — группа с добавлением в отфильтрованную СВ по 10 мл нефти; верхний ряд передан на анализ в промышленную лабораторию, нижний — в аккредитованную химико-аналитическую лабораторию

Причем в первой группе колб исследовалась натуральная СВ, во второй — отфильтрованная, то есть очищенная от нефтепродуктов до возможных пределов в лабораторных условиях, в третьей — та же отфильтрованная СВ, но с добавлением нефтепродуктов по 10 мл в каждую колбу. Во всех группах первые номера колб, то есть №№ 1, 6 и 11, были контрольными, а в остальные четыре колбы каждой из групп дозировался ингибитор с удельным расходом 25, 100, 500 и 1000 г/м³ соответственно. После подготовки проб к исследованию

содержимое проб подвергались перемешиванию 100 кратным ручным встряхиванием с последующим отстаиванием в течение 120 мин и передачей части объема каждой из колб на анализ.

Результаты анализов проб всех колб сведены в таблице 9.1, а зависимость содержания нефтепродуктов в СВ от расхода ингибитора показана на рис. 9.1, 9.2 и 9.3, из которых вытекает следующее.

В первой группе колб (1–5) в контрольной пробе и при расходе ингибитора в количестве 25 г/м^3 (опыты 1 и 2) между результатами анализов на приборе АН-2 и КФК-3 наблюдается незначительное расхождение в динамике роста содержания нефтепродуктов в СВ. При дозировках ингибитора коррозии в количестве 100 и 500 г/м^3 (опыты №№ 3 и 4) увеличение разницы в показаниях приборов возрастает до 3 раз (показания АН-2 составляют $90\text{--}96 \text{ г/м}^3$, а показания КФК-3 — $28,5\text{--}32,5 \text{ г/м}^3$). При расходе ингибитора коррозии в количестве 1000 г/м^3 прибор АН-2 уже не дает устойчивых показаний.

Аналогичная картина наблюдается при работе со второй группой колб, то есть с пробами отфильтрованной СВ (6–10). При отсутствии ингибитора коррозии в СВ (опыт 6) содержание нефтепродуктов по показанию прибора АН-2 составляет всего $0,6 \text{ г/м}^3$, при повышении расхода его до 500 г/м^3 показания прибора возрастают до 43 г/м^3 , а при расходе 1000 г/м^3 прибор АН-2, как и в опыте № 5, не дает устойчивых показателей. Прибор КФК-3 промысловой лаборатории также фиксирует рост нефтепродуктов в СВ с увеличением расхода ингибитора, но с меньшей интенсивностью, чем показания АН-2.

В третьей группе колб (11–15) в контрольной пробе (опыт 11) и в опыте 12 (расход ингибитора коррозии 25 г/м^3) показатели содержания нефтепродуктов в СВ, определенные приборами КФК-3 и АН-2, отличаются друг от друга на небольшую величину. С повышением дозирования ингибитора коррозии в пределах от 100 до 1000 г/м^3 наблюдается увеличение разбега между показаниями приборов в пользу АН-2 при сохранении тенденции увеличения нефтепродуктов в СВ с увеличением расхода ингибитора коррозии.

Таблица 9.1. Исследование влияния расхода реагентов-деэмульгаторов и взаимовлияния с ингибитором коррозии марки СНПХ-1004Р на качество коррозии СВ Красногорского месторождения: температура отстаивания в периоды: 0–120 мин $t = +20^{\circ}\text{C}$; 120–360 мин $t = +50^{\circ}\text{C}$; 360 мин – 1 сут. $t = +20^{\circ}\text{C}$; исходная обводненность нефти $W = 88,0\%$

№№ пп.	Реагенты	Удельный расход деэмульгатора, г/т нефти, ингибитора, г/м ³	Содержание нефтепродуктов мг/дм ³ в воде за время отстаивания, мин		
			120	360	1 сут.
1	Контрольная	—	5	4	1
2	LML-4312A	150	10	3	менее 0,05
3	СНПХ-4315Д	150	9	2	менее 0,05
4	СНПХ-1004Р	25	13	1	менее 0,05
5	СНПХ-1004Р	300	22	6	2
6	СНПХ-1004Р	3000	1480	62	прибор АН-2 не показывает
7	СНПХ-1004Р	10 000	прибор АН-2 не показывает	прибор АН-2 не показывает	прибор АН-2 не показывает
8	LML-4312A + СНПХ-1004Р	150 + 25	21	9	9
9	LML-4312A + СНПХ-1004Р	150 + 300	52	29	менее 0,05
10	LML-4312A + СНПХ-1004Р	150 + 3000	1700	прибор АН-2 не показывает	прибор АН-2 не показывает
11	LML-4312A + СНПХ-1004Р	150 + 10 000	прибор АН-2 не показывает	прибор АН-2 не показывает	прибор АН-2 не показывает
12	СНПХ-4315Д + СНПХ-1004Р	150 + 25	прибор АН-2 не показывает	менее 0,05	менее 0,05
13	СНПХ-4315Д + СНПХ-1004Р	150 + 300	прибор АН-2 не показывает	6	менее 0,05
14	СНПХ-4315Д + СНПХ-1004Р	150 + 3000	1280	прибор АН-2 не показывает	прибор АН-2 не показывает
15	СНПХ-4315Д + СНПХ-1004Р	150 + 10 000	1470	прибор АН-2 не показывает	прибор АН-2 не показывает

Визуальное наблюдение проб отфильтрованной СВ, обработанной ингибитором с дозировкой 500 и 1000 г/м³ (опыты 9, 10), показывает некоторое помутнение их в сравнении с водой в пробах без ингибитора коррозии (опыт 11 и при дозировке 25 г/м³ — опыт 12). Следовательно, ингибитор может дать фоновую окраску водной фазы, что при анализах воды интегрируется как нефтепродукты.

Особенно яркая контрастность просматривается в пробах 14 и 15 (дозировка ингибитора 500 и 1000 г/м³) в сравнении с водой всех первоначальных проб.

9.2.2. Влияние реагента-деэмульгатора на содержание нефтепродуктов в СВ

Достаточно часто промышленные работники выставляют гипотезы о том, что при деэмульсации нефти некоторыми реагентами-деэмульгаторами также создаются условия повышения нефтепродуктов в водной фазе. Поэтому появляются рекомендации по замене одного вида марки деэмульгатора на другой, в частности, например, марки LML-4312A на деэмульгатор марки СНПХ-4315Д в качестве наиболее эффективного с точки зрения снижения нефтепродуктов в СВ.

С целью проверки выставленной гипотезы промышленников и, кроме того, с целью определения комплексного влияния (взаимовлияния) ингибитора коррозии и деэмульгаторов на качество СВ пробы ВНЭ обрабатывались отдельно ингибитором коррозии марки СНПХ-1004Р и деэмульгаторами марок LML-4312A и СНПХ-4315Д. При этом расход ингибитора варьировался в пределах от 25 г/м³ до 10 000 г/м³ СВ, а деэмульгаторы — из расчета 150 г/т нефти. Затем полученные смеси тщательно перемешивались и подвергались отстаиванию.

Результаты исследований представлены в таблице 9.1, из которой видно, что отрицательное влияние деэмульгаторов при расходе 150 г/т на качество СВ незначительно. Однако, если их удельный расход необоснованно увеличивать до значительных величин, и реагенты-деэмульгаторы могут вызывать повышение нефтепродуктов в СВ.

Исследованиями по оптимизации обработки нефти деэмульгаторами выявлена зависимость качества СВ от величины удельного расхода деэмульгатора.

Оказалось, что с повышением удельного расхода деэмульгатора содержание нефтепродуктов и КВЧ в очищенной методом отстаивания СВ возрастает. Критической нормой расхода деэмульгаторов оказался удельный расход 150 г/т нефти. Этот вывод получен на основе многочисленных лабораторных экспериментов с деэмульгаторами марок Диссолван 4490, Демульфер EW-5, Реапон-4В, СНПХ-4410 и др. [18, 19, 80].

Некоторые результаты лабораторных исследований влияния деэмульгаторов на качество выделившейся воды из нефти показаны в таблице 9.2, из которой следует, что увеличение расхода любых из апробированных марок деэмульгаторов свыше 150 г/т резко повышает в СВ содержание не только нефтепродуктов, но и КВЧ. Это объясняется тем, что деэмульгаторы с повышением дозировки, растворяя нефть, переводят ее в водную фазу в измеримых количествах. Очевидно, одновременно из нефти «экстрагируются» КВЧ с переходом в водную фазу.

9.3. Очистка СВ от механических примесей

Очистка СВ от нефтепродуктов — задача сложная, но осуществимая даже методом гравитационного отстаивания, очистка СВ от КВЧ — задача более сложная. Трудность осуществления процесса очистки СВ от КВЧ объясняется двумя причинами.

Во-первых, частицы КВЧ, покрытые пленкой нефти, имеют плотность, равную плотности СВ [67]. Поэтому процесс очистки методами отстаивания, где движущей силой процесса является разность плотностей частиц КВЧ и СВ, неосуществим. Во-вторых, основная масса КВЧ, как показали анализы, выполненные на лазерном дифракционном анализаторе Analisette фирмы Fritsch, имеют размеры не более 10 мкм [58].

Таблица 9.2. Влияние деэмульгаторов на качество выделившейся воды из ВНЭ (Южно-Киевское месторождение, турнейский ярус, скважина № 54а)

Марка реагента-деэмульгатора (R)	Расход R, г/т	Температура отстоя, °С	Содержание в выделившейся воде, мг/дм ³	
			нефтепродуктов	КВЧ
Диссолван 4490	100	20	39,25	81,42
	150	20	45,39	142,06
	200	20	54,42	201,49
EW-5	100	20	55,16	173,45
	150	20	135,37	193,20
	200	20	233,14	253,68
СНПХ-4410	100	20	571,03	821,43
	150	20	618,94	993,55
	200	20	1897,56	2593,45
Реапон-4В	100	20	68,43	1436,70
	150	20	532,96	1817,48
	200	20	8232,28	2227,50
Диссолван 4490	100	10	77,61	36,00
	200	10	145,45	45,90
EW-5	100	10	98,00	42,00
	200	10	98,60	44,50
СНПХ-4410	100	10	38,00	17,00
	200	10	145,00	29,70
Реапон-4В	100	10	87,00	21,30
	200	10	157,00	27,00

Частицы таких размеров не улавливаются даже лабораторными фильтрами, не говоря уже о промышленных.

9.3.1. Фракционный состав КВЧ

Полный фракционный состав КВЧ дренажных вод, взятых с систем сбора и подготовки продукции скважин по ходу ее движения от ДНС до поглощающих скважин, в частности от ДНС-1, ДНС-2, ДНС-3, ДНС15, ДНС «Лиственка», а также с дренажных линий резервуара предварительного обезвоживания РВС-5000 № 11, отстойников глубокого обезвоживания марки ОГ-200, электродегидраторов марки ЭДГ-160, РВС парка товарной нефти, РВС-2000 № 6 сбора межфазного слоя, поролоновых фильтров типа ОПФ, с выкида водяного насоса Мишкинской УПН, на приеме в поглощающие скважины № 1627 и № 1350 после транспорта по стальной трубе и футерованной полиэтиленом соответственно, приведен в [19]. Динамика изменения фракционного состава КВЧ по ходу движения водной фазы от ДНС до поглощающих скважин показана в качестве примера в таблицах 9.3, 9.4, 9.5 и на рисунках 9.3, 9.4, 9.5, анализ которых показал следующее.

1. Максимальный размер частиц КВЧ на ДНС «Лиственка» достигает 327,12 мкм (табл. 9.3 и рис. 9.3).

2. По мере движения воды по системам сбора и подготовки продукции скважин к поглощающей скважине размер частиц КВЧ снижается. На выкиде водяного насоса (табл. 9.4 и рис. 9.4) он оказывается равным 10 мкм, что легко объяснить контактом водной фазы с нефтью в процессе сбора и подготовки ее, то есть процессом гидрофобной фильтрации.

Таким образом, с целью снижения нефтепродуктов и КВЧ в подготовленной СВ до требуемых норм, следует расход ингибитора коррозии не превышать 25–30 г/м³ СВ, а реагентов деэмульгаторов — не более 150 г/т нефти.

В [19] также показано, что на всех обследованных объектах размер основной массы частиц КВЧ составляет в среднем 10 мкм. При

Таблица 9.4. Фракционный состав КВЧ в СВ выкида водяного насоса Мишкинской УПН НГДУ «Воткинск»

Measure Numb	Date	Time	Iteration	Resid.	Overl	Iteration	Beam obsc							
4	27-01-97	15:50	0,0282	%	55	5,00	%							
VNGDU		Nasos												
Fraunhofer		n = fnhf * Fraunhofer												
		n = fnhf a = 0,0000												
Lower	Mid	Upper	% in	% under	Lower	Mid	Upper	% in	% under	Lower	Mid	Upper	% in	% under
0,26	0,28	0,32	0,50	0,80	3,25	3,62	4,10	9,40	67,80	41,36	46,12	52,11	0,10	99,70
0,32	0,36	0,41	1,00	1,80	4,10	4,57	5,16	9,30	77,10	52,11	58,11	65,67	0,00	99,80
0,41	0,45	0,51	1,90	3,60	5,16	5,76	6,50	8,50	85,60	65,67	73,23	82,76	0,00	99,80
0,51	0,57	0,64	3,20	6,80	6,50	7,25	8,20	6,70	92,20	82,76	92,28	104,29	0,00	99,80
0,64	0,72	0,81	4,50	11,30	8,20	9,14	10,33	4,20	96,50	104,29	116,29	131,42	0,00	99,80
0,81	0,91	1,02	5,70	17,10	10,33	11,52	13,01	2,10	98,60	131,42	146,54	165,60	0,00	99,90
1,02	1,14	1,29	6,80	23,80	13,01	14,51	16,40	0,80	99,30	165,60	184,67	208,69	0,00	99,90
1,29	1,44	1,62	7,70	31,50	16,40	18,29	20,67	0,20	99,60	208,69	232,71	262,98	0,00	100,00
1,62	1,81	2,05	8,50	40,00	20,67	23,05	26,04	0,10	99,60	262,98	293,25	327,12	0,00	100,00
2,05	2,28	2,58	9,10	49,00	26,04	29,04	32,82	0,00	99,60	Volume Distribution				

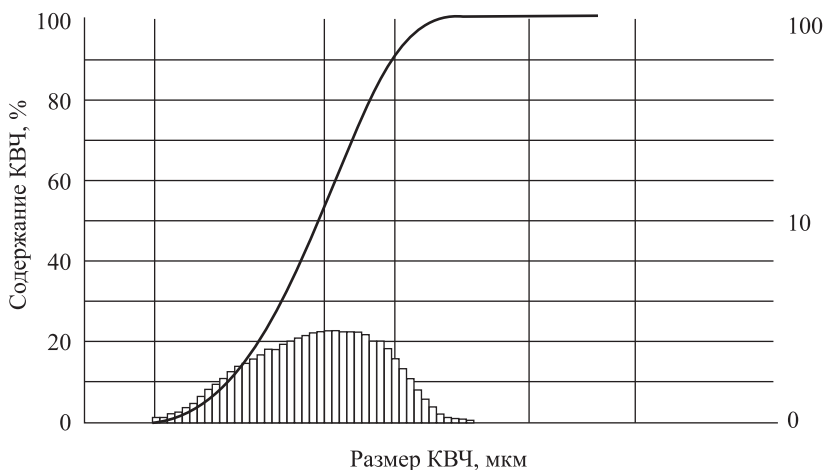


Рис. 9.4. Содержание и фракционный состав КВЧ в СВ выкида водяного насоса Мишкинской УПН

Таблица 9.5. Фракционный состав КВЧ в СВ на приеме в поглощающую скважину № 1627 Мишкинской УПН НГДУ «Воткинск» (труба транспорта СВ — стальная)

Measure Numb 16	Date 27-01-97	Time 15:32	Iteration Resid. 0,1747%	Overl	Iteration 56	Beam obscu 2,00 %								
VNGDU Woda Skw-1627 truba bes poliet. oswetl.														
Fraunhofer n = fnhf * Fraunhofer n = fnhf a = 0,0000														
Lower	Mid	Upper	% in	% under	Lower	Mid	Upper	% in	% under	Lower	Mid	Upper	% in	% under
0,26	0,28	0,32	1,00	1,70	2,58	2,88	3,25	4,50	79,60	32,82	36,60	41,36	0,20	90,90
0,32	0,36	0,41	1,60	3,30	4,10	4,57	5,16	0,50	81,30	41,36	46,12	52,11	0,70	91,60
0,41	0,45	0,51	2,80	6,00	5,16	5,76	6,50	0,10	81,90	65,67	73,23	82,76	1,90	99,20
0,51	0,57	0,64	4,70	10,70	6,50	7,25	8,20	0,00	81,90	82,76	92,28	104,29	0,20	99,40
0,64	0,72	0,81	7,30	18,00	8,20	9,14	10,33	0,00	81,90	104,29	116,29	131,42	0,10	99,50
0,81	0,91	1,02	10,10	28,00	10,33	11,52	13,01	0,00	81,90	131,42	146,54	165,60	0,20	99,70
1,02	1,14	1,29	12,50	40,50	13,01	14,51	16,40	0,50	82,40	165,60	184,67	208,69	0,10	99,80
1,29	1,44	1,62	13,70	54,20	16,40	18,29	20,67	2,80	85,20	208,69	232,71	262,98	0,10	99,90
1,62	1,81	2,05	12,30	66,60	20,67	23,05	26,04	4,50	89,60	262,98	293,25	327,12	0,10	100,00
2,05	2,28	2,58	8,50	75,10	26,04	29,04	32,82	1,00	90,70	Volume Distribution				

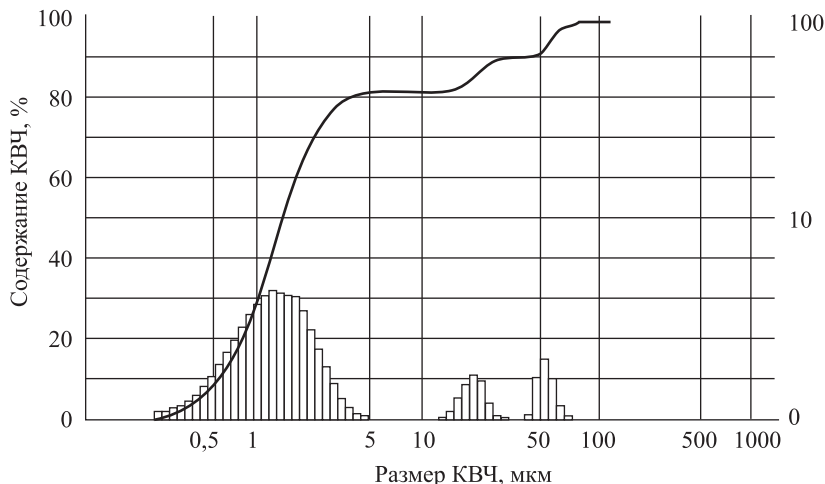


Рис. 9.5. Содержание и фракционный состав КВЧ в СВ на приеме в поглощающую скважину № 1627 Мишкинской УПН НГДУ «Воткинск»

этом фракции размером до 10 мкм не отфильтровываются даже в лабораторных фильтрах, не говоря уже о промышленных условиях. Поэтому становится ясным, что очистка вод от КВЧ достаточно сложный процесс.

В принципе, на первый взгляд сточную воду такого качества можно закачивать в высокопроницаемые пласты поглощающих горизонтов, однако в большинстве случаев на нефтяных месторождениях требуется подвергать ее дополнительной очистке. Это связано с тем, что в СВ содержатся не только нефтепродукты, но и КВЧ, которые адсорбируют на своей поверхности асфальтосмолопарафиновые углеводороды. Эта смесь при трубопроводном транспорте воды в пласт откладывается на поверхности труб, закупоривая их проходное сечение, что наглядно представлено на рисунке 9.6 [58].

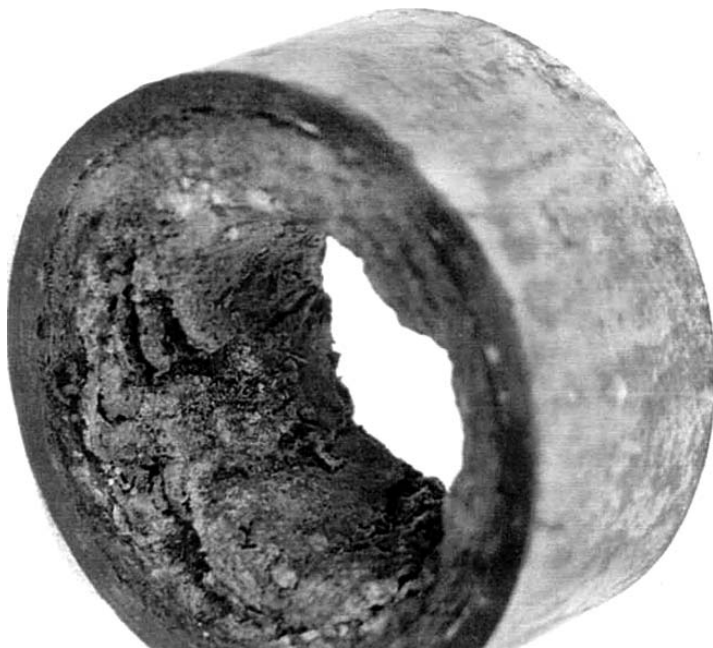


Рис. 9.6

На фотографии четко видно темное кольцо у стенки трубы. Как показали анализы, кольцо образовано в основном нефтепродуктами в смеси с минеральными отложениями. Ближе к центру трубы осадок принимает коричневый оттенок. Материалом этой части осадка является большое количество оксидов железа, карбоната кальция, сульфида железа и т. д. (см. табл. 9.6).

Таблица 9.6. Состав отложений в трубках транспорта СВ в поглощающие скважины НГДУ «Воткинск»

№№ п.п.	Компоненты	Содержание компонентов, % масс	
		у стенки трубы	в центральной части трубы
1	хлорид натрия, NaCl	6,12	7,77
2	гипс, CaSO ₄ ·H ₂ O	2,31	2,95
3	карбонат кальция, CaCO ₃	18,56	23,55
4	сульфид железа, FeS	16,64	21,10
5	оксиды железа, Fe _x O _y	13,36	17,33
6	оксиды кремния, SiO ₂	0,002	0,002
7	нефтепродукты	35,93	25,29

Размер частиц КВЧ в СВ на выкиде насоса в среднем, как показано на рисунке 9.5, составляет порядка 5–10 мкм. По теории гидродинамики, движения жидкостей в трубопроводах КВЧ таких малых размеров не должны осаждаться на их стенках. Поэтому остается предполагать, что причиной осадкообразования в трубопроводах является слишком большое количество нефтепродуктов в СВ и жизнедеятельность микроорганизмов, наличие которых в осадках труб выявлено путем постановки выборочных опытов. Возможно, под действием их развития сечение труб практически закупоривается осадками. Данный вопрос требует специальных исследований.

Такая же ситуация возникает и в поровых пространствах пласта. Не случайно призабойную зону даже поглощающих скважин

довольно часто приходится подвергать соляно-кислотной обработке для растворения образуемых осадков типа тех, что представлены в трубе на рисунке 9.6.

9.4. Подготовка СВ к утилизации в пласт

9.4.1. Очистка СВ гидрофобной фильтрацией

В лаборатории подготовки нефти ОАО «Удмуртнефть» проведены исследования очистки СВ от механических примесей методом гидрофобной фильтрации [60, 75, 76]. Для этой цели была смонтирована установка, моделирующая орошение водой гидрофобного слоя нефти (ГС).

Установка включала мерный цилиндр объемом 2000 мл. Он частично заполнялся товарной нефтью объемом 500 мл. Высота нефтяного слоя при этом оказывалась равной 0,3 м. Над мерным цилиндром на штативе закреплялась емкость с конусным перфорированным дном. Перфорация — отверстия диаметром 0,8–1,0 мм. В емкость наливалась исследуемая вода, которая через отверстия орошала зеркало ГС и, осаждаясь в объеме слоя нефти, очищалась от нефтепродуктов и механических примесей. В результате в цилиндре первоначально накапливался слой частично очищенной СВ, а над ней оказывался ГС нефти толщиной 0,3 м.

С целью исследований влияния толщины ГС на процесс очистки СВ одна и та же вода подвергалась многократной циркуляции через заданный (0,3 м) ГС, имитируя увеличение толщины слоя ГС после каждой проходки на 0,3 м, для осаждения капель СВ.

Для повышения эффективности процесса, за счет развития поверхности контакта фаз СВ и слоя нефти, в ГС размещали два вида насадок слоем по 50 мм, а также затопленные в ГС стеклянные кольца и пенопластовые плавающие шарики диаметром по 5 мм каждый.

Результаты исследований представлены в таблице 9.7 и на рисунках 9.7 и 9.8.

Таблица 9.7. Результаты исследований очистки СВ в гидрофобном фильтре

№№ пп.	Толщина ГС, м	Содержание нефтепродуктов (н/пр) и КВЧ в воде, мг/дм ³							
		в исходной		после фильтрации					
				без насадок		с насадками из			
						стеклянных колец		пенопластовых шариков	
н/пр	КВЧ	н/пр	КВЧ	н/пр	КВЧ	н/пр	КВЧ	н/пр	КВЧ
1	0,3	1200	120	955	112	944	112	900	102
2	0,6			633	102	625	100	599	97
3	0,9			467	99	455	96	402	87
4	1,2			333	95	320	89	288	80
5	1,5			153	73	145	70	120	66
6	1,8			83	55	77	52	72	50
7	2,1			66	50	62	47	55	40
8	2,4			53	49	47	44	41	32
9	2,7			46	45	42	42	28	27
10	3,0			40	43	37	38	20	18
11	3,3			50	40	42	33	21	18
12	3,6			66	38	60	32	32	16
13	3,9			90	37	78	32	48	16

Из таблицы 9.7 и рисунков 9.7 и 9.8 видно, что содержание нефтепродуктов с увеличением толщины ГС снижается с 1200 мг/дм³ до 40 мг/дм³ при фильтрации воды непосредственно в ГС. Фильтрация воды в ГС со стеклянными насадками и из пенопластовых шариков повышает эффективность фильтрации, то есть содержание нефтепродуктов снижается до 37 и 20 мг/дм³ соответственно. При этом самая высокая эффективность достигается при фильтрации воды в ГС толщиной 2,4–3 м.

При пропускании мелко раздробленной воды через ГС КВЧ, смачиваясь нефтью, адсорбирует на своей поверхности асфальтены,

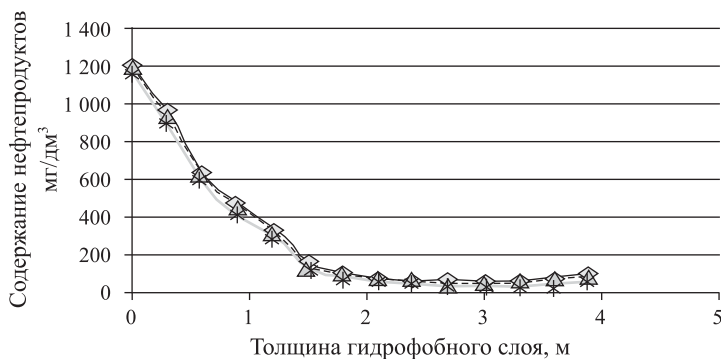


Рис. 9.7. Зависимость содержания нефтепродуктов в воде от толщины гидрофобного слоя: 1 — ГФ без насадок; 2 — ГФ с насадкой из стеклянных колец; 3 — ГФ с насадкой из пенопластовых шаров

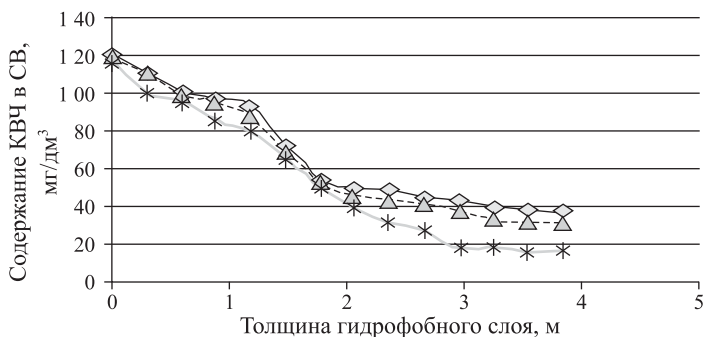


Рис. 9.8. Зависимость содержания КВЧ в СВ от толщины ГС: 1 — ГФ без насадок; 2 — ГФ с насадкой из стеклянных колец; 3 — ГФ с насадкой из пенопластовых шаров

смолы и парафины, и под действием сил поверхностного сцепления частицы КВЧ остаются в слое ГС. В результате вода очищается от КВЧ достаточно эффективно. Как видно из таблицы 9.7 и рисунка 9.8, содержание КВЧ в воде снижается до 37–32–16 мг/дм³. Причем наименьшие результаты относятся к фильтрации воды через ГС с насадками, то есть как и при гидрофобной очистке воды от

нефтепродуктов. Такое явление объясняется тем, что при применении насадок возрастает поверхность контакта КВЧ с ГС, создаются условия постоянного изменения направления трассы осаждения частиц и удлиняется проходимый ими путь. В результате возникают условия турбулизации режима осаждения, способствующие проникновению частиц КВЧ в объем ГС, что приводит к очистке воды от них.

9.5. Техника и технология подготовки СВ к утилизации в пласт

Постоянное превышение содержания нефтепродуктов в утилизируемой в пласт СВ, прежде всего, зависит от организации технологии ее подготовки и конструкции применяемых аппаратов водочистки.

9.5.1. Осветлитель СВ на базе остойника типа РВС

Сравнительно часто в качестве отстойного оборудования на промыслах используются стандартные РВС, в которых, учитывая их большой диаметр, ввод воды и вывод организуются в диаметрально противоположных точках и на одном уровне от днища РВС, равном 0,5–1,5 м. При расположении патрубков ввода и вывода воды на одном или близком уровне образуются направленные потоки воды от зоны ввода воды в РВС к патрубку ее отбора, и эффективность очистки нефти от нефтепродуктов оказывается низкой.

С целью повышения эффективности процесса очистки воды ее ввод следует устанавливать тангенциально ниже зеркала жидкости на 1–1,5 м (см. рис. 9.9). При этом водная фаза будет подвергаться очистке под действием не только сил гравитации, но и центробежных сил.

Отбор очищенной воды осуществляется через перфорированные коллектора и выводится по патрубку функционального назначения.

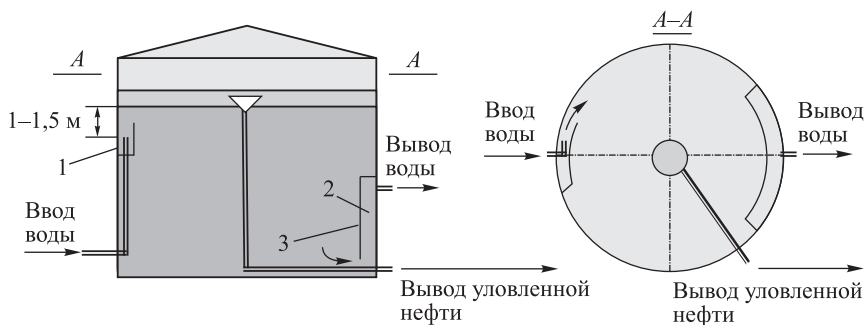


Рис. 9.9. Осветлитель СВ на базе отстойника типа РВС: 1 — тангенциальный ввод воды на очистку; 2 — карман отбора очищенной воды из отстойника; 3 — зазор приема воды в карман; 4 — вертикальная стенка кармана

При этом скорость отбора воды через близлежащие к патрубку вывода отверстия оказывается высокой и нефтепродукты из отстойного оборудования выносятся потоком отбираемой воды. С целью снижения содержания нефтепродуктов и механических примесей в отбираемой из отстойника воде, очевидно, необходимо снизить ее линейную скорость отбора, что может быть достигнуто, например, оснащением отстойника камерой отбора воды 2 (см. рис. 9.9). При этом в патрубок вывода очищенной воды из отстойника вода будет поступать через зазор, расположенный между днищем отстойника и стенкой камеры.

Такое совершенствование внутренней начинки РВС не потребует капитальных затрат, но позволит снизить содержание нефтепродуктов в очищенной воде с 300–400 мг/дм³ до 40–50 мг/дм³.

9.5.2. Осветлитель СВ на базе вертикального отстойника

Вторым моментом стабилизации высокой степени очистки воды от нефтепродуктов является замена горизонтальных отстойников типа ОГ на вертикальное исполнение. Это обосновывается тем, что в отстойниках, например, типа ОГ-200, так как их диаметр 3,5 м

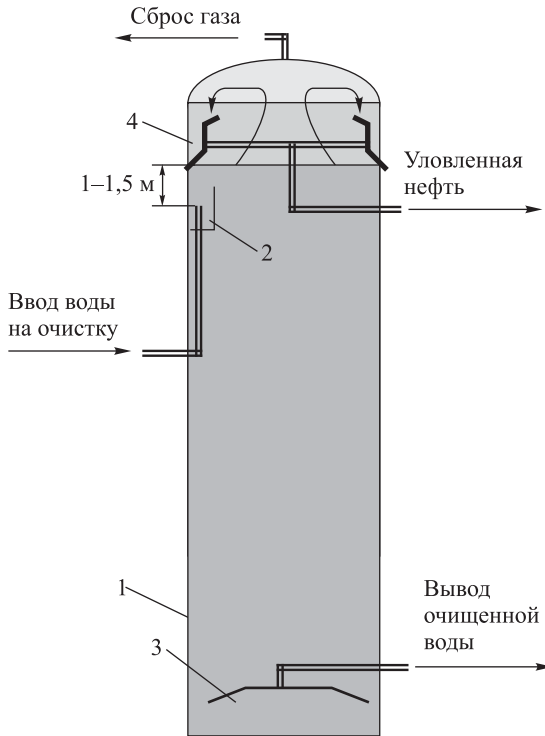


Рис. 9.10. Осветлитель сточной воды ШВ на базе отстойника вертикального исполнения: 1 — корпус; 2 — устройство ввода воды на очистку; 3 — устройство отбора очищенной воды; 4 — устройство отбора уловленной нефти

и длина 23 м, расстояние от уровня раздела фаз до точки отбора очищенной СВ составляет не более 2–2,5 м.

В результате возникают условия захвата нефтепродуктов выводимым потоком очищенной воды.

Устранение указанного недостатка возможно применением вертикального отстойника, схема которого представлена на рисунке 9.10.

В этом отстойнике вода на очистку от нефтепродуктов поступает через устройство 2 тангенциально. При этом она под действием сил гравитации и центробежных сил разделяется на составляющие фазы, которые выводятся из аппарата через соответствующие устройства 3 и 4. При высоте отстойника, равной длине отстойника типа ОГ-200 (23 м), содержание нефтепродуктов в очищенной воде снизится до 10–15 мг/дм³. Кроме того, применение вертикального отстойника сократит отвод земель для ее монтажа и эксплуатации до 3–5 раз.

9.5.3. Гидроциклон

С целью интенсификации и эффективности процесса очистки СВ при одновременном сокращении капитальных затрат на сооружение систем очистки перспективно применение гидроциклона, где движущей силой процесса является центробежная сила, многократно превышающая силу тяжести (см. раздел 4.7.1), что позволяет резко повысить скорость рассматриваемого процесса.

Конструкция гидроциклона марки ШВ, разработанного в ОАО «Удмуртнефть» представлена на рис. 9.11.

Гидроциклон состоит из трех основных частей: корпуса 1, снабженного патрубками тангенциального ввода СВ на очистку и вывода очищенной СВ от нефтепродуктов. По оси корпуса 1 установлена перфорированная труба 2, снаружи которой установлены винтовые шнековые лопасти 3.

Принцип работы гидроциклона заключается в том, что СВ, загрязненная нефтепродуктами, при вращательном движении между винтовыми лопастями под действием центробежных сил разделяется на нефть и воду. Вода отесняется к стенкам корпуса 1 и выводится из гидроциклона по функциональному патрубку, а нефть через перфорацию поступает в центральную трубу и затем выводится из гидроциклона по патрубку ее вывода.

Гидроциклон разработан для очистки 2880 м³ водной фазы продукции скважин Южно-Киенгопского месторождения, смонтирован

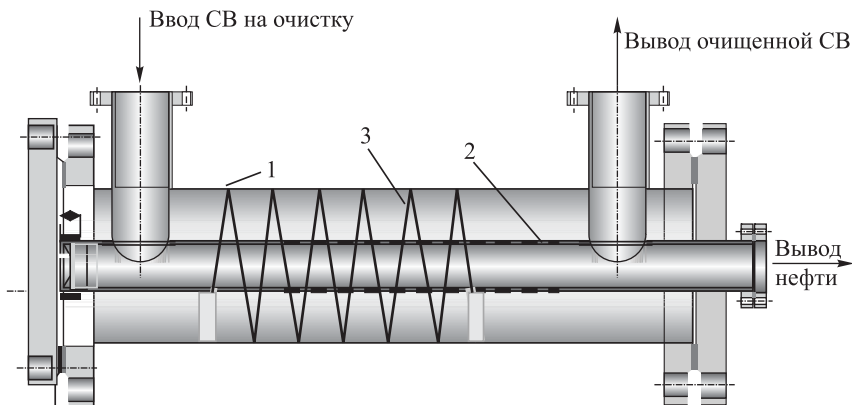


Рис. 9.11. Гидроциклон ШВ ОАО «Удмуртнефть»: 1 — корпус; 2 — труба отбора уловленной нефти перфорированная; 3 — шнековые лопасти

в технологической схеме между установкой предварительного обезвоживания нефти и гидрофобным фильтром ШВ, изготовленного на базе отстойника ОГ-100.

Содержание нефтепродуктов в очищаемой воде снижается от нескольких сот мг/дм^3 до уровня $40\text{--}70 \text{ мг/дм}^3$ при гидравлическом сопротивлении $0,04 \text{ МПа}$.

Поэтому внедрение гидроциклона совместно с гидрофобным фильтром позволило снизить содержание нефтепродуктов в подготовленной воде до $15\text{--}22 \text{ мг/дм}^3$ и вывести из технологической схемы РВС-2000 подготовки воды к утилизации в системе ППД.

9.5.4. Гидрофобные фильтры

9.5.4.1. Гидрофобный фильтр института «ТатНИПИнефть» на базе отстойника типа ОГ

При острой необходимости использования отстойников типа ОГ для целей очистки воды методом гидрофобной фильтрации рекомендуемая их конструкция должна, согласно [25], соответствовать отстойнику, показанному на рисунке 9.12. В этом отстойнике корпус 1

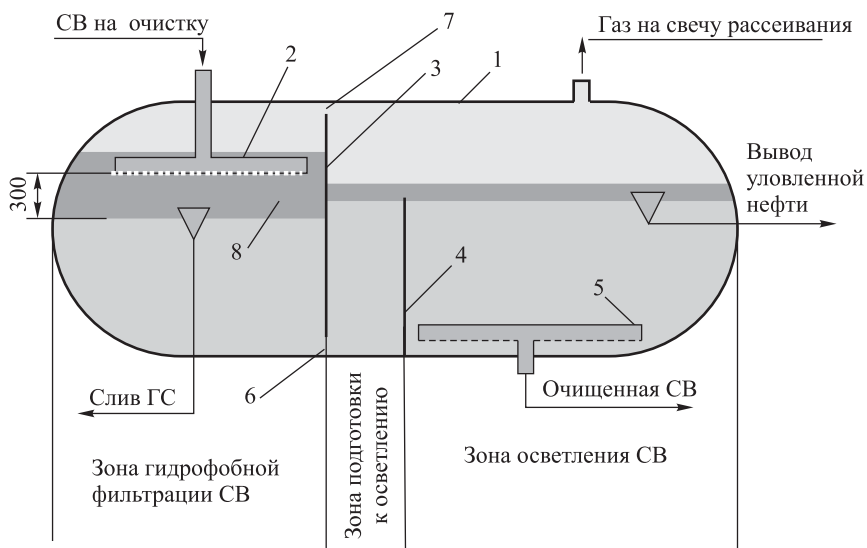


Рис. 9.12. Гидрофобный фильтр института «ТатНИПИнефть» на базе горизонтального отстойника типа ОГ: 1 — корпус; 2 — ороситель СВ; 3, 4 — перегородки; 5 — коллектор отбора СВ; 6 — щель для перетока воды; 7 — щель для газа; 8 — гидрофобный слой нефти

разделяется на три части:

- первая часть — зона гидрофобной фильтрации;
- вторая часть — зона подготовки СВ к осветлению;
- третья часть — зона осветления СВ.

В первой зоне размещен ороситель 2, затопленный в ГС нефти 8 толщиной 300 мм.

Очистка СВ от нефтепродуктов и КВЧ здесь заключается в следующем.

Поступающая СВ под давлением не менее 0,1 МПа диспергируется оросительным устройством 2 в ГС нефти 8. Нефтепродукты образовавшихся струек воды и КВЧ переходят в гидрофобный слой.

Во второй зоне, куда СВ поступает по щели 6, скорость восхождения потока между перегородками 3 и 4 поддерживается не более 0,005 м/с. При этом всплытие нефтепродуктов идет опережающими темпами восхождения водной фазы, и при выходе воды из сферы контакта с перегородкой 4 нефть равномерно расплывается по зеркалу СВ, находящейся в зоне осветления.

В третьей зоне — зоне осветления — остаточные нефтепродукты и КВЧ всплывают на поверхность СВ и удаляются из отстойника, а очищенная СВ — через коллектор ее отбора 5.

Недостатками в работе описанного гидрофобного фильтра являются низкая степень измельчения диспергируемой воды в гидрофобном слое нефти и высокая скорость отбора очищенной СВ. Указанные недостатки устранены в гидрофобном фильтре марки ШВ ОАО «Удмуртнефть», который показан на рисунке 9.13.

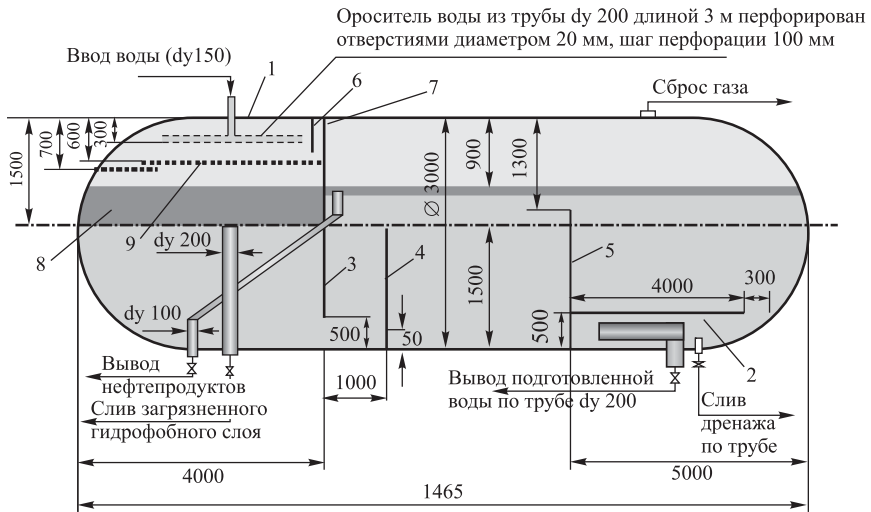


Рис. 9.13. Гидрофобный фильтр ШВ ОАО «Удмуртнефть» на базе отстойника ОГ-100: 1 — корпус; 2 — камера отбора очищенной воды; 3, 4, 5 — перегородки; 6 — отражатель капель жидкости; 7 — щель для дегазации; 8 — гидрофобный слой нефти; 9 — решетка измельчения капель воды

9.5.4.2. Гидрофобный фильтр ШВ на базе горизонтального отстойника типа ОГ

Гидрофобный фильтр ШВ (см. рис. 9.13) отличается от фильтра [39] тем, что ороситель воды не затоплен в ГС 8, а расположен выше ее, над решеткой 9.

Поэтому здесь вводимая СВ не диспергирует в ГС, а орошает его после измельчения капель при ударе о решетку 9. При этом развивается большая поверхность контакта капель воды с нефтью ГС, что является одним из необходимых условий повышения эффективности очистки воды от нефтепродуктов и КВЧ.

Вторым отличием в устройстве и работе фильтра является оснащение его камерой отбора очищенной СВ 2, благодаря которой скорость отбора СВ резко снижается и унос с очищенной СВ нефтепродуктов сокращается.

На рисунке 9.13 показаны основные конструктивные размеры узлов и деталей гидрофобного фильтра, которые могут стать базовыми при проектировании фильтра для очистки 2280 м³/сут воды.

9.5.4.3. Гидрофобный фильтр на базе отстойника типа РВС

В СВ, кроме нефтепродуктов, содержатся и механические примеси (КВЧ), представляющие собой тонкоизмельченные частицы песка, глины, сульфидов железа и других материалов, улавливание которых возможно только в специальных фильтрах.

На рисунке 9.14 показан гидрофобный фильтр, разработанный на базе отстойника типа РВС [75]. Он снабжен оросителями воды 2, отбойными решетками 3 и устройством отбора очищенной воды по конструкции, аналогичной рисунку 9.11.

Принцип работы фильтра заключается в следующем.

Вода под давлением подается через коллектор 4 в форсунки 2 и мелко распыляется. Затем капли воды при ударе в элементы решетки 3 дополнительно дробятся на более мелкие и входят в контакт с зеркалом ГС. При этом капли воды принимают различную гео-

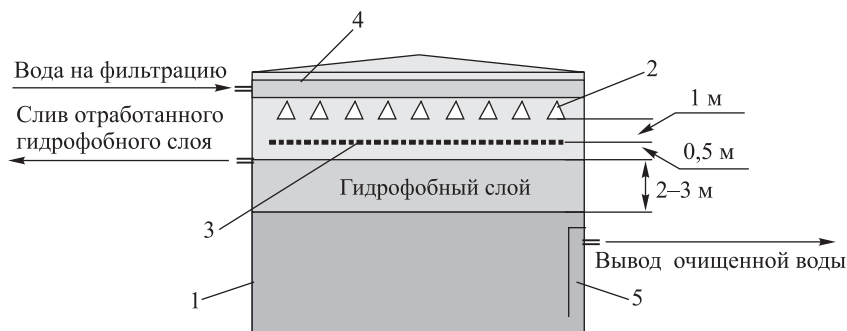


Рис. 9.14. Гидрофобный фильтр ШВ на базе отстойника типа РВС: 1 – корпус РВС; 2 – ороситель воды (форсунка); 3 – отбойные решетки; 4 – коллектор приема воды; 5 – устройство вывода очищенной воды

метрическую форму (от шарообразной до дисковой) и одновременно расчлняются дополнительно на более мелкие.

В результате возникают условия повышения поверхности контакта водной фазы с гидрофобным нефтяным слоем и эффективности процесса очистки воды от нефтепродуктов и КВЧ.

При этом нефтепродукты и КВЧ под действием сил молекулярного сцепления, инерции и гравитации адсорбируют на образующихся поверхностях воды и при проникновении в ГС мигрируют в слой нефти. В результате вода подвергается очистке и после осветления выводится через устройство 5.

9.5.4.4. Гидрофобный фильтр вертикального исполнения

Наиболее эффективным является гидрофобный фильтр вертикального исполнения (рис. 9.15).

Принцип работы его идентичен принципу работы фильтра, разработанного на базе РВС (рис. 9.14).

При этом высота фильтра, например, отстойника ОВ-200 составляет 23 м, а зона осветления воды здесь достигает 15–18 м, и очищенная вода отбирается, благодаря использованию устройства 3, с максимально малыми линейными скоростями.

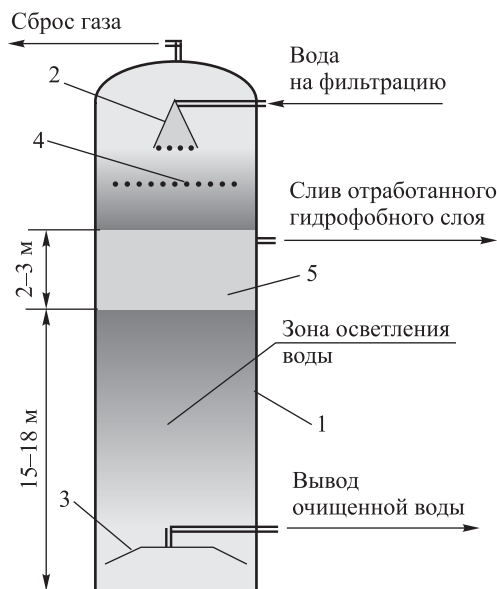


Рис. 9.15. Гидрофобный фильтр на базе вертикального отстойника типа ОВ: 1 — корпус; 2 — ороситель воды (форсунка); 3 — устройство отбора очищенной воды; 4 — решетка; 5 — ГС

В результате остаточное содержание нефтепродуктов и КВЧ в очищенной воде снижается до $10\text{--}12 \text{ мг/дм}^3$.

9.6. Технологические схемы подготовки СВ к утилизации в пласт

Описанные в главе 9 аппараты для очистки СВ могут компоноваться в технологические схемы сбора и подготовки нефти на промыслах в двух вариантах: первый — как напорная система очистки СВ, второй — как безнапорная.

Напорная система характеризуется тем, что дренажная вода подается в технологическую схему ее подготовки под давлением, со-

здаваемым насосом или напором давления, под которым находится непосредственно система предварительного обезвоживания нефти.

В общем оборудовании напорной технологической схемы входят гидроциклон (рис. 9.11), ТДФ (рис. 7.8), обеззараживатель СВ от сульфатовосстанавливающих бактерий и осветлитель (рис. 9.9), эксплуатируемые по последовательной схеме.

Кроме того, напорные схемы включают гидрофобные фильтры соответствующей конструкции или отстойники очистки СВ от нефтепродуктов и КВЧ методом гравитации, установленные перед осветлителями, в которых завершается процесс подготовки СВ. При этом конструкции отстойников и осветлителей одинаковы и соответствуют рисунку 9.9 или 9.10. Поэтому эти схемы относятся к подготовке СВ двухступенчатым осветлением.

В зависимости от того, каким оборудованием (гидрофобным фильтром или отстойником) оснащена напорная система подготовки воды, схемы подразделяют на гидрофобные схемы и схемы двухступенчатого осветления. Гидравлическое сопротивление гидроциклона составляет 0,04–0,35 МПа, поэтому он монтируется в точке с наибольшим давлением в трубопроводе, то есть на выкиде насоса или напорной системы предварительного обезвоживания нефти.

ТДФ подключается в схему на линии выкида очищенной водной фазы с гидроциклона.

В последующем обеззараженная СВ подвергается тонкой очистке в гидрофобном фильтре или отстойнике — осветлителе.

Технология очистки СВ завершается в ее осветлителях, чаще всего в РВС, отвечающем по конструкции рисунку 9.9.

9.6.1. Напорные технологические схемы подготовки СВ

Рассмотрение теоретических аспектов очистки СВ от нефтепродуктов и КВЧ, выполненные исследования и опыт эксплуатации существующих технологий подготовки ее к утилизации в пласт на нефтепромыслах позволяют рекомендовать напорные технологические схемы, показанные на рисунках 9.16а–9.16в, 9.17а и 9.17б.

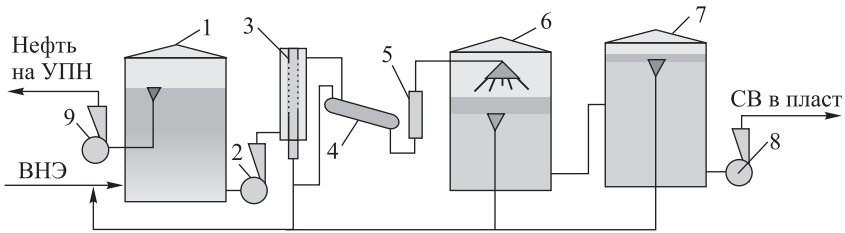


Рис. 9.16а. Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе РВС: 1 — РВС предварительного обезвоживания нефти; 2, 8, 9 — насосы; 3 — гидроциклон; 4 — трубный делитель фаз ШВ; 5 — обеззараживатель; 6 — гидрофобный фильтр на базе РВС; 7 — осветлитель СВ

9.6.1.1. Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе РВС

На рисунке 9.16а показана напорная схема подготовки СВ с гидрофобным фильтром на базе отстойника типа РВС.

Она используется для очистки дренажной воды, содержащей нефтепродукты и КВЧ порядка $300\text{--}400\text{ мг/дм}^3$. Здесь дренажная вода системы предварительного обезвоживания 1 подается насосом 2 под давлением $0,1\text{--}0,5\text{ МПа}$ в гидроциклон 3, где разделяется на два потока. Первый — большего объема поток (наиболее чистая СВ по нефтепродуктам и загрязненная по КВЧ) — поступает в ТДФ 4, а второй, включающий большую концентрацию нефтепродуктов, возвращается в РВС 1. В ТДФ загрязненная вода разделяется на нефть и водную фазу, содержащую нефтепродукты порядка 20 мг/дм^3 , которые направляются в РВС 1 и обеззараживатель сульфатовосстанавливающих бактерий 5 соответственно. В последующем СВ подвергается глубокой очистке от нефтепродуктов и механических примесей в гидрофобном фильтре 6 и осветлителе 7 и насосом 8 утилизируется в пласт с содержанием нефтепродуктов и КВЧ не более $8\text{--}15\text{ мг/дм}^3$.

9.6.1.2. Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе вертикального отстойника

Принцип технологического процесса очистки воды от нефтепродуктов и КВЧ, как видно из рисунка 9.16б, аналогичен схеме очистки

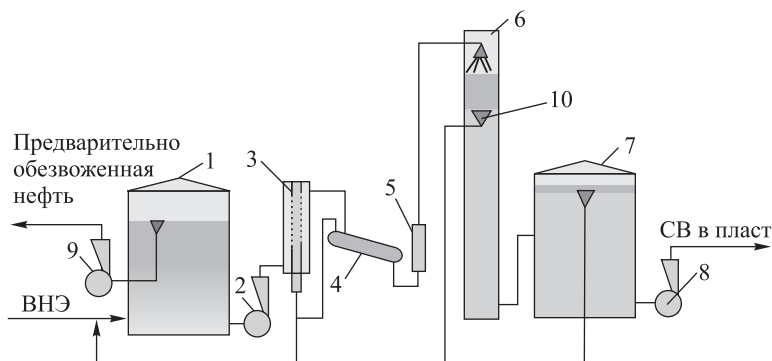


Рис. 9.166. Напорная схема очистки СВ и гидрофобным фильтром на базе отстойника вертикального исполнения: 1 — РВС предварительного обезвоживания нефти; 2, 8, 9 — насосы; 3 — гидроциклон; 4 — трубный делитель фаз ШВ; 5 — обеззараживатель; 6 — гидрофобный фильтр на базе отстойника вертикального исполнения; 7 — осветлитель СВ; 10 — устройство отбора отработанного гидрофобного фильтра

воды с использованием гидрофобного фильтра на базе РВС. Отличие состоит в том, что РВС с гидрофобным фильтром заменяется на гидрофобный фильтр на базе вертикального отстойника 5 типа ОВ, высота которого превышает высоту РВС до двух раз, что приводит к увеличению высоты отстаивания по сравнению с РВС в 1,5–2 раза и, как следствие, повышению эффективности процесса очистки воды.

Поэтому достоинством этой схемы является снижение нефтепродуктов и КВЧ в подготовленной воде до 3–8 мг/дм³ при уменьшенной площади отвода земли на строительство системы водоподготовки.

9.6.1.3. Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе горизонтального отстойника типа ОГ

Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе горизонтального отстойника типа ОГ представлена на рисунке 9.16в.

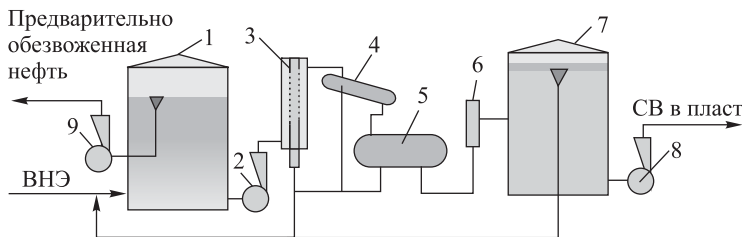


Рис. 9.16в. Напорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе отстойника типа ОГ: 1 — РВС предварительного обезвоживания нефти; 2, 8, 9 — насосы; 3 — гидроциклон; 4 — трубный делитель фаз ШВ; 5 — гидрофобный фильтр ШВ; 6 — обеззараживатель; 7 — осветлитель СВ

9.6.1.4. Напорная схема очистки СВ с двухступенчатым осветлением в отстойниках типа РВС

Основным недостатком подготовки воды гидрофобной фильтрацией является применение нефти в качестве гидрофобного агента. Эта нефть в процессе эксплуатации фильтра насыщается КВЧ, содержащейся в СВ, и переходит в разряд межфазного слоя или принимает свойства «ловушечной» нефти, подготовка которой до нефти товарной формы требует значительных затрат. Поэтому наиболее простыми в эксплуатации и малозатратными оказываются напорные схемы с двухступенчатым осветлением СВ, которые показаны на рисунках 9.17а–9.17б.

Наиболее перспективна гидроциклонная схема очистки СВ двухступенчатым ее осветлением в резервуарах типа РВС, показанная на рисунке 9.17а. При подготовке СВ по этой схеме остаточное содержание нефтепродуктов в подготовленной воде составляет 30–40 мг/дм³, а КВЧ — 40–50 мг/дм³. Работа данной схемы наиболее надежна при каскадном расположении РВС 5 и 6 ступеней осветления.

9.6.1.5. Напорная схема очистки СВ с последовательным осветлением в отстойнике вертикального исполнения и в отстойнике типа РВС

Если процесс подготовки СВ вести по схеме на рисунке 9.17б, содержание нефтепродуктов снижается до 25–30 мг/дм³, а КВЧ —

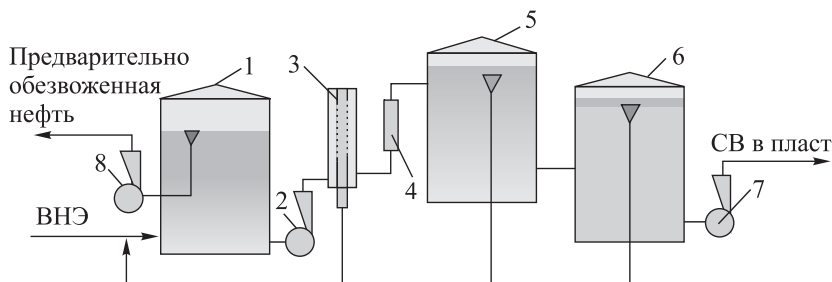


Рис. 9.17а. Напорная схема очистки СВ с двухступенчатым осветлением в PVC: 1 — PVC предварительного обезвоживания нефти; 2, 7, 8 — насосы; 3 — гидроциклон; 4 — обеззараживатель; 5 — осветлитель СВ 1-й ступени; 6 — осветлитель СВ 2-й ступени

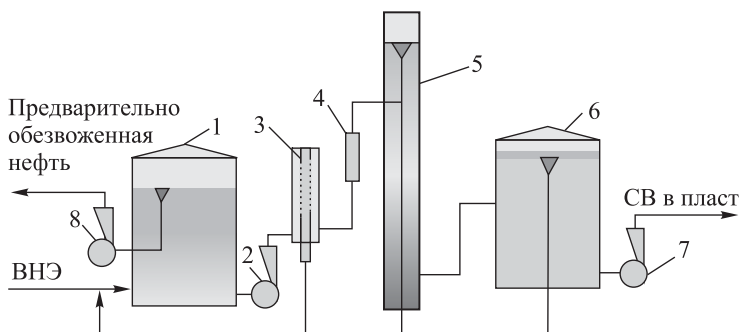


Рис. 9.17б. Напорная схема очистки СВ двухступенчатым осветлением в отстойнике вертикального исполнения и в PVC: 1 — PVC предварительного обезвоживания нефти; 2, 7, 8 — насосы; 3 — гидроциклон; 4 — обеззараживатель; 5 — осветлитель на базе отстойника типа ОВ; 6 — осветлитель СВ на базе PVC

до $25\text{--}35 \text{ мг/дм}^3$. Повышение качества подготовленной СВ, в сравнении с ее подготовкой по схеме рисунка 9.17а, объясняется осветлением воды на первой ступени в отстойнике вертикального исполнения типа ОВ 5, где высота осветления до 2 раз выше высоты осветления в PVC 6.

9.6.2. Безнапорные технологические схемы подготовки СВ

Наиболее представительными, надежными в эксплуатации и практичными являются схемы резервуарная и резервуарная с гидрофобным фильтром на базе отстойника типа ОГ, показанные на рисунках 9.18а и 9.18б. Они отличаются друг от друга тем, что во второй схеме между резервуаром предварительного обезвоживания нефти и осветлителем включен гидрофобный фильтр на базе отстойника типа ОГ, конструкция которого показана на рисунке 9.13.

9.6.2.1. Резервуарно-безнапорная схема очистки СВ

При подготовке СВ по схеме рисунка 9.18а содержание нефтепродуктов и КВЧ на выкиде с осветлителя 2 снижается до 30–40 мг/дм³ каждого. Затем вода подвергается обеззараживанию в установке УОЭ Э-А150 3 от сульфатовосстанавливающих бактерий и насосом 4 направляется в пласт.

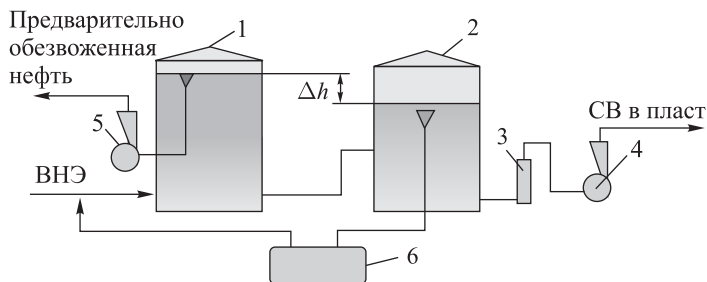


Рис. 9.18а. Резервуарно-безнапорная схема очистки СВ: 1 — РВС предварительного обезвоживания нефти; 2 — осветлитель на базе РВС (по рис. 9.9); 3 — обеззараживатель; 4, 5 — насосы; 6 — подземная емкость

При проектировании системы подготовки воды по рассматриваемой схеме необходимо предусматривать создание перепада Δh уровней вливов жидкости в РВС 1 и в РВС 2 (см. рис. 9.18а).

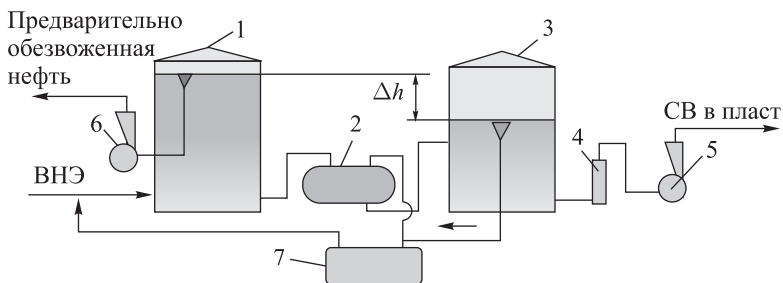


Рис. 9.186. Резервуарно-безнапорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе отстойника типа ОГ-200: 1 — РВС предварительного обезвоживания нефти; 2 — гидрофобный фильтр на базе отстойника типа ОГ (по рис. 9.13); 3 — осветлитель на базе РВС (по рис. 9.9); 4 — обеззараживатель; 5, 6 — насосы; 7 — подземная емкость

9.6.2.2. Безнапорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром на базе горизонтального отстойника типа ОГ

Резервуарно-безнапорная схема очистки СВ с гидрофобным фильтром ШВ на базе отстойника типа ОГ, представленная на рисунке 9.186, позволяет достичь более глубокой очистки СВ от нефтешлаков и КВЧ, чем по схеме рисунка 9.18а.

Содержание нефтепродуктов и КВЧ в подготовленной воде снижается до 15–22 мг/дм³ каждого. Но для этого необходимо использовать в РВС 1 и осветлителе 3 устройство отбора дренажной воды, показанное на рисунке 9.9. При выборе этой схемы следует также учитывать необходимость создания в РВС 1 и 3 перепада уровня жидкости Δh .

9.6.3. Подавление жизнедеятельности сульфатовосстанавливающих бактерий

Отличительной особенностью всех напорных и безнапорных систем подготовки воды к утилизации в пласт является использование установки обеззараживания СВ от сульфатовосстанавливающих бактерий, например, прямым электролизом. Для этой цели фирмой «Эй-

Таблица 9.8. Характеристика установки обеззараживающей электролизной марки УОЭ-Э-А150

№№ пп.	Наименование показателей	Ед. изм.	Величина показателей
1	производительность по СВ	м ³ /ч	150
2	номинальная мощность	кВт	9,6
3	напряжение питания	В	380
4	частота питающей сети	Гц	50
5	рабочее напряжение на электродах	В	12
6	рабочий ток	А	800
7	давление в касере	МПа	не более 0,5
8	габаритные размеры: длина ширина высота	мм	1096 990 1582
9	требуемая площадь	м ²	3
10	масса	кг	300
11	характеристика электрооборудования: 1) выпрямительный агрегат – устройство комплектное низковольтное автоматизации электролизных установок 2) электродвигатель-насос N 0,12 кВт; $n = 2480$ об./мин; $U = 220$ В 3) реле потока		тип КУ ШОС 0760 УХЛ 4 марка ЭНСМ-1 марка РПИ-100

кос» рекомендуется установка марки УОЭ-Э-А150 производительностью до 150 м³/ч.

Обеззараженная вода поступает в контактную емкость с временем пребывания не менее 30 мин. Величина напряжения и соот-

ветственно значения рабочего тока устанавливаются таким образом, чтобы величина остаточного хлора в воде после 30-минутного контакта составляла 0,3–0,5 мг/дм³. При этих параметрах эксплуатации срок службы до первого капитального ремонта составляет 6 лет при сроке службы электродов 2 года.

Данная установка имеет небольшие габаритные размеры (1096 × 990 × 1582) мм. Поэтому занимаемая ею площадь составляет 3 м². Масса всей установки 300 кг.

Характеристика установки обеззараживающей электролизной марки УОЭ-Э-А150 показана в таблице 9.8, из которой видно, что установка потребляет незначительное количество электроэнергии, проста в устройстве и эксплуатации. Применение установки обеззараживания СВ от сульфатовосстанавливающих бактерий позволяет резко снизить объем отложений в водоводах системы ППД и повысить эффективность эксплуатации нефтяного месторождения.

9.7. Промышленное использование напорной схемы очистки СВ с использованием ТДФ типа ШВ в ОАО «Удмуртнефть»

Разработанные схемы в области подготовки СВ к утилизации в пласт успешно реализованы в ОАО «Удмуртнефть».

Согласно схеме на рисунке 9.19, дренажная вода блока автоматической сепарации (БАС-1) проходит через ТДФ, где осуществляется процесс ее предварительной очистки от нефтепродуктов. Затем вода поступает на стадию тонкой очистки от нефтепродуктов в РВС-1000 и РВС-400. Накопившаяся в ТДФ нефть выводится в дренажную емкость. При этом контроль наличия нефти в ТДФ ведется по пробоотборному крану 1. Подготовленная к утилизации в пласт вода поступает на прием водяных насосов.

Сравнительные параметры эксплуатации технологической схемы рисунка 9.19 приведены в таблице 9.9, анализ которой показывает следующее.

Таблица 9.9. Содержание нефтепродуктов в СВ УПС-2 Лудошурского месторождения

№№ пп.	Содержание нефтепродуктов в сточной воде, мг/дм ³							
	до ввода ТДФ в эксплуатацию				после ввода ТДФ в эксплуатацию			
	Дата анализа проб воды	Объем закачки, м ³ /сут	Содержание нефтепродуктов, мг/дм ³	Потери нефти, т/сут	Дата анализа проб воды	Объем закачки, м ³ /сут	Содержание нефтепродуктов, мг/дм ³	Потери нефти, т/сут
1	1.05.2006 г.	1137	18	0,020466	19.08.2006 г.	1785	13	0,023205
2	2.05.2006 г.	1437	70	0,10059	20.08.2006 г.	1803	25	0,045075
3	3.05.2006 г.	1467	60	0,08802	21.08.2006 г.	1764	17	0,029988
4	4.05.2006 г.	1496	65	0,09724	22.08.2006 г.	1726	28	0,048328
5	5.05.2006 г.	1726	65	0,11219	23.08.2006 г.	1783	21	0,037443
6	6.05.2006 г.	1803	108	0,194724	24.08.2006 г.	1804	21	0,037884
7	7.05.2006 г.	1533	63	0,096579	25.08.2006 г.	1780	14	0,02492
8	8.05.2006 г.	1608	56	0,090048	26.08.2006 г.	1824	19	0,034656
9	9.08.2006 г.	1561	56	0,087416	27.08.2006 г.	1801	19	0,034219
10	10.08.2006 г.	1629	58	0,094482	28.08.2006 г.	1834	39	0,071526
11	11.05.2006 г.	1693	54	0,091422	29.08.2006 г.	1822	21	0,038262
12	12.05.2006 г.	1954	58	0,113332	30.08.2006 г.	1860	21	0,03906
13	13.05.2006 г.	1903	65	0,123695	31.08.2006 г.	1769	19	0,033611
14	14.05.2006 г.	1886	52	0,098072	1.09.2006 г.	1720	31	0,05332
15	15.05.2006 г.	1855	53	0,098315	2.09.2006 г.	1711	19	0,032509
16	16.05.2006 г.	1520	40	0,0608	3.09.2006 г.	1719	19	0,032661
17	17.05.2006 г.	1885	67	0,126295	4.09.2006 г.	1454	12	0,017448
18	18.05.2006 г.	1841	90	0,16569	5.09.2006 г.	1620	35	0,0567
19	19.05.2006 г.	1859	72	0,133848	6.09.2006 г.	1867	27	0,050409
20	20.05.2006 г.	1773	44	0,078012	7.09.2006 г.	1941	17	0,032997
21	21.05.2006 г.	1721	39	0,067119	8.09.2006 г.	1984	24	0,047616
среднее:		1680,33	59,66	0,1018264	среднее:	1779,57	21,95	0,0391351
объем обработанной воды, м ³		35 287		37,17 т/год		37 371		14,28 т/год

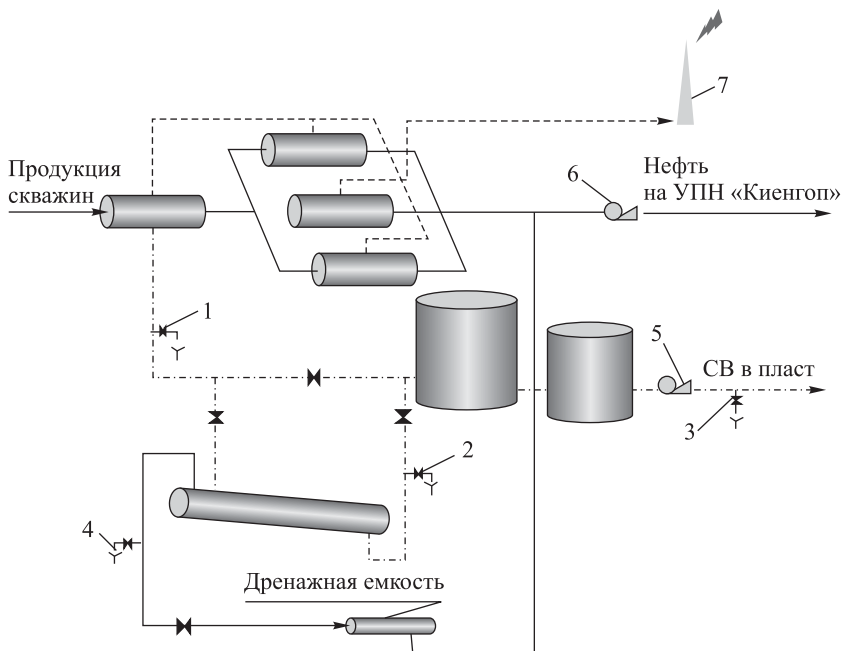


Рис. 9.19. Принципиальная технологическая схема УПС-2 Лудошурского нефтяного месторождения ОАО «Удмуртнефть» с использованием ТДФ для водоподготовки: 1–4 — краны пробоотборные; 5, 6 — насосы; 7 — факельная свеча

В период испытаний с 19.08.06 г. по 08.09.06 г. было обработано 37 371 м³ воды (1780 м³/сут). При этом содержание нефтепродуктов в воде, поступающей в ТДФ, колебалось от 300 до 600 мг/дм³, на выкиде с ТДФ — от 50 до 150 мг/дм³ и в подготовленной воде — от 12 до 39 мг/дм³.

За аналог представленной к испытаниям технологии были приняты данные работы Лудошурской УПС-2 за период с 1.05.06 г. по 21.05.06 г. со средним суточным отбором воды 1680 м³/сут. Содержание нефтепродуктов в подготовленной СВ на приеме в поглощающие скважины составляло 108 мг/дм³.

В результате если среднее содержание нефтепродуктов в подготовленной воде до внедрения разработки было равно $59,66 \text{ мг/дм}^3$, то при испытаниях новой технологии оно оказалось равным $21,95 \text{ мг/дм}^3$, то есть снизилось на $37,71 \text{ мг/дм}^3$ при увеличенном отборе воды на $1780 - 1680 = 200 \text{ м}^3/\text{сут}$.

Значимость в этом процессе ТДФ можно найти из анализа таблицы 9.9. При средней нагрузке ТДФ диаметром 1020 мм и длиной 30 м водой в количестве $1780 \text{ м}^3/\text{сут}$ содержание нефтепродуктов в водной фазе снизилось с $420,8 \text{ мг/дм}^3$ до $123,3 \text{ мг/дм}^3$. При этом было уловлено в среднем 22 кг/ч, или 193,3 т/год, нефти. Эти параметры работы ТДФ являются средними значениями результатов обработки $37\,371 \text{ м}^3$ воды за период с 19 августа по 8 сентября 2006 года.

Из анализа таблицы 9.9 также видна и экономическая выгода внедрения разработки.

Годовой дополнительный объем уловленной нефти, при суточном объеме сбрасываемой в поглощающую скважину воды $1780 \text{ м}^3/\text{сут}$, составляет

$$Q_n = (59,66 - 21,95) \cdot 1780 \cdot 365 : 10^{-6} = 24,5 \text{ т/год.}$$

При этом повышение эффективности очистки воды от нефтепродуктов непосредственно связано с включением в технологическую схему ТДФ, так как здесь содержание нефтепродуктов в воде снижается на $420,8 - 123,3 = 297,5 \text{ мг/дм}^3$.

Литература

- [1] Кудинов В.И. Основы нефтегазопромыслового дела. М.–Ижевск: Институт компьютерных исследований, 2004.
- [2] Кудинов В.И. Совершенствование тепловых методов разработки месторождений высоковязких нефтей. М.: Нефть и газ, 1996.
- [3] Кудинов В.И., Колбиков В.С. Создание и промышленное развитие технологий нагнетания теплоносителя на залежах нефти со сложной геологической характеристикой // Нефтяное хозяйство, № 11, 1993.
- [4] Кудинов В.И., Сучков Б.М. Интенсификация добычи вязкой нефти из карбонатных коллекторов. Самара: Книжное издательство, 1996.
- [5] Сучков Б.М. Повышение производительности малодебитных скважин. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1999.
- [6] Шаймарданов В.Х. О возможности применения аппаратов с подвижной насадкой в технологических схемах промысловой подготовки нефти // Труды ТатНИПИнефть. Вып. 59. Бугульма, 1986.
- [7] Шаймарданов В.Х. Некоторые особенности подготовки тяжелых и высоковязких нефтей // Труды ТатНИПИнефть. Вып. 65. Бугульма, 1989.
- [8] Шаймарданов В.Х., Кудинов В.И., Сучков Б.М. О некоторых особенностях промышленного применения аппаратов ШВ для очистки газов. Тез. докл. // Первый международный конгресс «Новые высокие технологии для нефтегазовой промышленности и энергетики будущего». Тюмень, 1996.

- [9] Патент РФ №2139756. Способ растворения веществ, образующих при этом высоковязкие желеобразные липкие растворы и аппарат для его осуществления. Приоритет от 23.02.98 (Шаймарданов В. Х., Ким М. Б., Шмелев В. А., Масленников Е. П.).
- [10] Шаймарданов В. Х., Лоскутова Л. В., Выхристюк А. В. Исследование причин образования ловушечной нефти на УПН-2 Воткинского НГДУ ОАО «Удмуртнефть» и разработка технологии ее подготовки. Тез. докл. // Российская науч.-практ. конф. «Эффективность разработки трудноизвлекаемых запасов нефти». Ижевск, 2002.
- [11] Shaimardanov V. Gas-cleaning plant. First international symposium. Phusikal Promlems of ecology and resources conservation. Izhevsk, 1992.
- [12] Шаймарданов В. Х., Кудинов В. И., Сучков Б. М. Некоторые особенности промышленного использования аппаратов с подвижной насадкой // Нефтяное хозяйство, № 3, 1998.
- [13] Шаймарданов В. Х., Шмелев В. А. Некоторые особенности процесса предварительного обезвоживания нефти // Нефтяное хозяйство, № 3, 1998.
- [14] Патент РФ №2133765. Способ обезвоживания и обессоливания водонефтяной эмульсии. Приоритет 05.03.96 (Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П., Кардапольцева Л. Л., Михайлов П. Н.).
- [15] Никулин В. А., Шаймарданов В. Х., Маннапов А. Г. Некоторые вопросы воздействия процессов разработки нефтяных месторождений на окружающую среду. Тунис. Труды международной конференции «Энергетика, окружающая среда, здоровье, 2001».
- [16] Сулейманов Р. С., Хафизов А. Р., Шайдаков В. В., Чеботарев В. В., Ставицкий В. А., Кабанов О. П., Пестрецов Н. В. Сбор, подготовка и хранение нефти и газа. Технологии и оборудование / Учебное пособие. Уфа: Нефтегазовое дело, 2007.

- [17] ГОСТ Р 51858–2002. Нефть. Общетехнические условия. Государственный стандарт России. М., 2002.
- [18] ОСТ 39–225–88. Вода для заводнения нефтяных пластов. Требования к качеству. Отраслевой стандарт СССР. М., 1990.
- [19] Шаймарданов В. Х. Проблемы сточных вод на нефтепромыслах. Ижевск: КИГИТ, 2007.
- [20] Султанов С. А., Муслимов Р. Х. Нефть — чудо природы. Казань: Татарский издательский дом, 1987.
- [21] Разработка и внедрение технологии обезвоживания нефти на Лиственской ДНС. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1995.
- [22] Медведев В. Ф. Сбор и подготовка нефти и воды. М.: Недра, 1993.
- [23] Патент РФ № 2117878. Нагреватель жидкости. Приоритет от 20.08.98 (Богомольный Е. И., Шаймарданов В. Х., Тернавцев В. И., Насыров А. М.).
- [24] Патент РФ № 1762990. Аппарат для очистки газа ШВ. Приоритет от 31.07.89 (Шаймарданов В. Х., Ким М. Б., Соляков П. С. и др.).
- [25] Тронов В. П. Промысловая подготовка нефти. Казань: ФЭН, 2000.
- [26] Лутошкин Г. С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды. М.: Недра, 2005.
- [27] Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П., Лоскутова Л. В., Усанов И. Н. Технология обессоливания нефти с использованием аппаратов с подвижной насадкой // Нефтяное хозяйство, № 6, 2009.
- [28] Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П. Разработка высокоэффективной техники и технологии очистки нефти от сероводорода // Экспозиция, № 22, г. Наб. Челны, 2007.

- [29] Исследование и разработка высокоэффективных технологий и технических средств утилизации тепла сгорания попутного нефтяного газа непромышленной категории, содержащего большое количество азота. Кн. 1. Разработка нагревателя жидкости (водонефтяной эмульсии) попутным нефтяным газом, содержащим большое количество азота. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: Инж. akad., 1999.
- [30] Исследование и разработка высокоэффективных технологий и технических средств утилизации тепла сгорания попутного нефтяного газа непромышленной категории, содержащего большое количество азота. Кн. 2. Рабочие чертежи проекта на нагреватель 400 м³/сут. водонефтяной эмульсии нефтяным газом, содержащим большое количество азота. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: Инж. akad., 1999.
- [31] Исследование и разработка высокоэффективных технологий и технических средств утилизации тепла сгорания попутного нефтяного газа непромышленной категории, содержащего большое количество азота. Кн. 3. Печь нагрева водонефтяной эмульсии. ТУ-39-001-00135361-99. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: Инж. akad., 1999.
- [32] Исследование и разработка высокоэффективных технологий и технических средств утилизации тепла сгорания попутного нефтяного газа непромышленной категории, содержащего большое количество азота. Кн. 4. Техническое описание и инструкция по безопасной эксплуатации печи нагрева эмульсии нефти Як-Бодьинского месторождения попутными нефтяными газами, содержащими большое количество азота. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: Инж. akad., 1999.
- [33] Исследование и разработка высокоэффективных технологий и технических средств утилизации тепла сгорания попутного нефтяного газа непромышленной категории, содержащего большое количество азота. Кн. 5. Паспорт нагревателя водонефтяной эмульсии попутными нефтяными газами, содержащи-

- ми большое количество азота. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: Инж. акад., 1999.
- [34] Френкель Н. З. Гидравлика. М.: Госэнергоиздат, 1956.
- [35] Альтшуль А. Д., Кисилев П. Г. Гидравлика и аэродинамика. М.: Стройиздат, 1965.
- [36] Гухман А. А. Введение в теорию подобия. М.: Высшая школа, 1963.
- [37] Дытнерский Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии / пособие по проектированию. М.: Химия, 1983.
- [38] Бакланов Н. А. Трубопроводы в химической промышленности. М.: Госхимиздат, 1953.
- [39] Кожухотрубчатые теплообменные аппараты общего и специального назначения // Каталог ВНИИнефтемаш. М.: ЦИНТ-химнефтемаш, 1991.
- [40] Лобков А. М. Сбор и обработка нефти и газа на промыслах. М.: Недра, 1968.
- [41] Смирнов Ю. С. Применение деэмульгаторов для подготовки нефти на промыслах. М.: ВНИИОНГ, Нефтепромысловое дело. Вып. 20(149), 1987.
- [42] Смирнов Ю. С., Петров А. А., Соколов А. Т. Технология обработки эмульсии реагентами и пути ее интенсификации // Сборник НПД, труды «Гипрвостокнефть», Куйбышев. Вып. 22, 1974.
- [43] Смирнов Ю. С., Эпштейн Л. В., Петров А. А. Деэмульгирующая способность реагентов при обработке эмульсий различной обводненности // Сборник НПД, труды «Гипрвостокнефть», Куйбышев. Вып. 26, 1975.
- [44] Поверхностно-активные вещества. Справочник. Л.: Химия, 1979.
- [45] Перри Дж. Справочник инженера-химика / под ред. Н. М. Жаворонкова и П. Г. Романкова. Том 1. М.: Химия, 1969.

- [46] Исследование процессов подготовки нефти на Гремихинской УПН с целью стабилизации ее работы. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 2001.
- [47] Исследование эффективности новых типов деэмульгаторов фирм «БАСФ», «ХЕХСТ», «БУНА» (Германия). Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1992.
- [48] Комплексные исследования эффективности применения деэмульгаторов с целью разработки и внедрения мероприятий по снижению их расходов в Воткинском НГДУ. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1994.
- [49] Технологический регламент норм дозирования реагентов-деэмульгаторов на объектах сбора и подготовки ОАО «Удмуртнефть». Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1998.
- [50] Шаймарданов В. Х., Лоскутова Л. В., Выхристюк А. В. Исследования причин образования ловушечной нефти на УПН-2 Воткинского НГДУ ОАО «Удмуртнефть» и разработка технологии ее подготовки // Тезисы докл. российской науч.-практ. конф. М., 2001.
- [51] Авт. свид. СССР. № 136 9782. М. Кл. В01F11/02. Заявка № 404930/23-26/051046. Кавитационно-ультразвуковой диспергатор. Шаймарданов В. Х., Саламатова Т. В., Башаров И. М. БИ № 4 от 30.01.88.
- [52] Кудинов В. И., Шаймарданов В. Х., Саламатова Т. В. Оптимизация процессов подготовки высоковязких нефтей // Вестник УдГУ, № 8, Ижевск, 2002.
- [53] Технологический регламент норм дозирования реагентов-деэмульгаторов на объектах сбора и подготовки нефти Сарапульского НГДУ. Отчет о НИР. РД 39-1831034040. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1999.
- [54] Технологический регламент норм дозирования реагентов-деэмульгаторов на объектах сбора и подготовки нефти Воткин-

- ского НГДУ. Отчет о НИР. РД 39Р-00135361-005-01. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 2002.
- [55] Технологический регламент норм дозирования реагентов-деэмульгаторов на объектах сбора и подготовки нефти НГДУ «Ижевскнефть». Отчет о НИР. РД 39Р-00135361-004-00. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 2002.
- [56] Технологический регламент норм дозирования реагентов-деэмульгаторов на объектах сбора и подготовки нефти Игринского НГДУ. Отчет о НИР. РД 39-1831034040. 10.08.-99-2. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1999.
- [57] Авербух Я. Д., Заостровский Ф. П., Матусевич Л. Н. Процессы и аппараты химической технологии. Ч. 1. Свердловск: УПИ, 1969.
- [58] Разработка мероприятий по повышению надежности системы утилизации сточных вод в Воткинском НГДУ. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1997.
- [59] Тронов А. В. Научное обоснование и создание комплекса технологий очистки нефтепромысловых вод для повышения эффективности разработки нефтяных месторождений. Дисс. на соискание ученой степени д. т. н. Бугульма, 2001.
- [60] Разработка технологии подготовки воды на Ельниковской УПН, содержащей большое количество механических примесей и сульфида железа. Отчет НТР. № гос. рег. 01880049755. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Бугульма: ТатНИПИнефть, 1989.
- [61] Мархасин И. Л., Назаров В. Д., Крайнова Э. А. Выбор и применение комплекса методов водоподготовки в нефтяной промышленности. М.: ВНИИОНГ, 1983.
- [62] Толкачев Ю. И., Лухманов Ю. Х., Бриль Д. М. Направление повышения качества подготовки сточных вод // Нефтяное хозяйство, № 9, 1986.

- [63] Адельшин А. Б. Интесификация процессов гидродинамической очистки нефтесодержащих сточных вод. Дисс. на соискание ученой степени д. т. н. СПб., 1998.
- [64] Тронов В. П., Тронов А. В. Очистка сточных вод на нефтепромыслах. Казань: ФЭН, 2002.
- [65] Шмелев В. А., Шаймарданов В. Х. Некоторые особенности процесса предварительного обезвоживания нефти // Нефтяное хозяйство, № 3, 1998.
- [66] Исследование причин образования ловушечной нефти на УПН-2 Воткинского НГДУ и разработка технологии ее подготовки. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: ОАО «Удмуртнефть», 2002.
- [67] Создание и внедрение технологии предварительного сброса пластовых вод с применением импульсного воздействия на межфазный слой. Отчет о НИР. Рук-ль Вальшин Р. К. Отв. исп. Шаймарданов В. Х. Бугульма: ТатНИПИнефть, 1984.
- [68] Авт. свид. СССР № 1389804. М. Кл. В01D 17/032. Заявка № 4169020/23-26/162422. Устройство для обезвоживания нефти. Шаймарданов В. Х., Ким М. Б., Халимов Ф. Г., Сарваров Н. З. БИ № 5 от 23.04.88.
- [69] Вывод Мишкинской УПН на работу в нормальном технологическом режиме. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. ОАО «Удмуртнефть», 2005.
- [70] Фактический обмер потерь нефти в 2002 году по месторождениям «Удмуртнефть» и обоснование нормативов потерь на 2003 год. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 2002.
- [71] Авт. свид. СССР № 252530. Отстойник для деэмульсации нефти. Тронов В. П., Грайфер В. И., Закиров И. Г. и др. БИ № 29, 1969.
- [72] Тронов В. П., Радин Б. М., Хамидуллин Ф. Ф. К вопросу о выборе оборудования и технологических схем при строительстве

- установок подготовки нефти. Нефтепромысловое строительство № 9. М.: ВНИИОНГ, 1971.
- [73] Шаймарданов В. Х. Проблемы сточных вод на нефтепромыслах. НОУ КИГИТ, 2007.
- [74] Разработка и внедрение технологии и технических средств подготовки сточных вод Ельниковского, Мишкинского, Киенгопского, Гремихинского и Ижевского месторождений нефти для целей закачки в систему ППД (этап — подготовка воды Киенгопского месторождения). Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1994.
- [75] Исследование, разработка и внедрение технологии очистки сточных вод Ельниковской УПН. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1998.
- [76] Исследование, разработка и внедрение технологии очистки сточных вод Архангельского месторождения. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1998.
- [77] Исследование, разработка и внедрение технологии очистки сточных вод на Лудошурской УПС. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1997.
- [78] Авт. свид. СССР «Устройство отбора обезвоженной нефти». Уфа: ВВНИИСПТнефть, 1985.
- [79] Комплексные исследования и разработка технологического регламента по стабилизации работы Чутырской и Киенгопской УПН. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1992.
- [80] Исследования процесса предварительного обезвоживания нефти на Южно-Киенгопской ДНС и разработка мероприятий по его внедрению. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1994.
- [81] Разработка технологии подготовки высовязкой нефти Дентемского месторождения. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1996.

- [82] Технологический регламент на проектирование реконструкции Ельниковской УПН. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1998.
- [83] Разработка технологии подготовки нефти на ДНС Ошворцевско-Дмитриевского месторождения ОАО «Уральская нефть». Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1998.
- [84] Исследования процессов подготовки нефти на Гремихинской УПН с целью стабилизации ее работы. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 2001.
- [85] Исследование и разработка технологии очистки скважинной продукции от сероводорода. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 2001.
- [86] Шаймарданов В. Х., Давыдов Г. П., Волгин Б. П., Живайкин Л. Я. Промышленное применение аппарата с подвижной насадкой для охлаждения конвертированного газа водой // Хим. промышленность, № 8, 1980.
- [87] Шаймарданов В. Х. Исследование процессов абсорбции углекислого газа водой в аппаратах с подвижной насадкой под давлением 16 бар. Дисс. на соискание к. т. н. Свердловск: УПИ, 1974.
- [88] Соколов В. И. Современные промышленные центрифуги. М.: Машгиз, 1961.
- [89] Разработка технологической схемы УПС на ДНС-7 Мишкинского месторождения. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1997.
- [90] Разработка технологии предварительного обезвоживания нефти на ДНС-2 Мишкинского месторождения с использованием трубного делителя фаз. Отчет о НИР. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1996.

- [91] Паникаров И. И., Перелыгин О. А., Доронин В. Н., Соколов В. Н. Машины и аппараты химических производств. М.: Машиностроение, 1989.
- [92] Кудинов В. И. Совершенствование тепловых методов разработки месторождений высоковязких нефтей. М.: Нефть и газ, 1996.
- [93] Лысенко В. Д. Теория разработки нефтяных месторождений. М.: Недра, 1993.
- [94] Определение технологических потерь нефти и газа на нефтегазодобывающих объектах объединения «Удмуртнефть». Отчет о НИР. № гос. рег. 01880049746. Рук-ль Шаймарданов В. Х. Бугульма: ТанНИПИнефть, 1990.
- [95] РД 39-0147035-225-88. Инструкция по определению газовых факторов и количества растворенного газа, извлекаемого вместе с нефтью из недр. Уфа: ВНИИСПТнефть, 1988.
- [96] Коваленко Л. М., Глушков А. Ф. Теплообменники с интенсификацией теплоотдачи. М.: Энергоатомиздат, 1986.
- [97] Медведев В. Ф. Сбор и подготовка нефти и воды. М.: Недра, 1986.
- [98] Шаймарданов В. Х. Технологический регламент на проектирование реконструкции Ельниковской УПН. РД 39Р-0035361-01-03. Отчет о НИР. Ижевск: ОАО «Удмуртнефть», 2002.
- [99] Богомольный Е. И., Шаймарданов В. Х. Утилизация тепла сгорания попутного нефтяного газа, содержащего большое количество азота // Тез. докл. Российской науч.-практ. конф. «Эффективность разработки трудноизвлекаемых запасов нефти». Ижевск, 2002.
- [100] Шаймарданов В. Х., Килеев Л. Р. Технологическая схема дожимной насосной станции (ДНС) с системой предварительного обезвоживания нефти в трубном делителе фаз (ТДФ) // Тез. докл. Российской науч.-практ. конф. «Эффективность разработки трудноизвлекаемых запасов нефти». Ижевск, 2002.

- [101] Столпнер Е. Б. Справочник эксплуатационника газифицированных котельных. Л.: Недра, 1988.
- [102] Павлов К. Ф., Романков П. Г., Росков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1976.
- [103] Батан П. И., Кеневец Г. Е., Селиверстов В. М. Справочник по теплообменным аппаратам. М.: Маш., 1989.
- [104] Рамм В. М. Абсорбция газов. М.: Химия, 1966.
- [105] Перри Дж. Справочник инженера-химика / под ред. Н. М. Жаворонкова и П. Г. Романкова. Том 2. М.: Химия, 1969.
- [106] Молоканов Ю. К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки. М.: Химия, 1980.
- [107] Кафаров В. В. Основы массопередачи. М.: Высшая школа, 1972.
- [108] Нусинов В. М. Мышьяковый процесс газоочистки. М.: Химия, 1947.
- [109] Хоблер Т. Массопередача и абсорбция. М.: Химия, 1964.
- [110] Справочник азотчика / под общей ред. Е. Я. Мельникова. М.: Химия, 1969.
- [111] Волгин Б. П., Маро Ф. С. Сообщение о научно-технических работах НИУИФ. Вып. 6–7, 118, 1958.
- [112] Скобло А. И., Молоканов Ю. К., Владимиров В. А., Щелкунов В. А. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии: Учебник для вузов. М.: Недра-Бизнес-центр, 2000.
- [113] Авт. свид. СССР №1277987 М. КЛ4В 01D3/32, 47/14 № 3861485/22-26. Аппарат для обработки газожидкостных систем. Шаймарданов В. Х., Хисамутдинов Н. И., Ким М. Б., Вальшин Р. К. БИ №47 от 23.12.86.
- [114] Бляхер И. Г., Живайкин Л. Я., Юровская Н. А. // Хим. промышленность за рубежом, № 8, 45, 1966.

- [115] Беккер В. Ф. Интенсификация массообменных процессов в абсорберах с псевдоожиженной насадкой / канд. дисс. Пермь: ППИ, 1986.
- [116] Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П., Кардапольцева Л. Л., Михайлов П. Н. Способ обезвоживания и обессоливания водонефтяной эмульсии. Патент РФ № 2133765 БИ № 21, 1999.
- [117] Шаймарданов В. Х. О возможности применения аппаратов с подвижной насадкой в технологических схемах промышленной подготовки нефти // Труды ТатНИПИнефть. Вып. 59, 1986. С. 61–64.
- [118] Шаймарданов В. Х., Ким М. Б., Шмелев В. А., Масленников Е. П., Вакатов Н. И., Михайлов П. Н. Способ растворения веществ, образующих при этом высоковязкие желеобразные липкие растворы, и аппарат для его осуществления. Патент РФ № 2139756 БИ № 29, 1999.
- [119] Шаймарданов В. Х., Кардапольцева Л. Л. Разработка технологии растворения ПАА в Воткинском НГДУ // Тезисы докладов Третьей Российской университетско-академической научно-практической конференции. Ижевск, 1997.
- [120] Шаймарданов В. Х. Исследование процесса очистки нефти Гремихинского месторождения от H_2S . ОАО «Удмуртнефть», 2005.
- [121] Шаймарданов В. Х. Повышение эффективности подготовки сточных вод к утилизации в пласт. ОАО «Удмуртнефть», 1998.
- [122] Балабеков О. С., Тарат Э. Я., Романков П. Г., Михалев М. Ф. Гидродинамические исследования аппаратов с подвижной насадкой. ЖПХ. Вып. XI, № 5, 1971.
- [123] Заминян А. А., Рамм В. М. Абсорберы с псевдоожиженной насадкой. М.: Химия, 1980.
- [124] Убайдуллаев А. К. Тепломассообменные исследования в аппаратах с подвижной насадкой. Канд дисс., Ташкент, 1971.

- [125] Бляхер И. Г., Живайкин Л. Я., Юровская Н. А. и др. Гидродинамика аппаратов с подвижной насадкой. Процессы и аппараты техн. неорганических веществ // Труды УНИХИМ. Вып. XIV, № 12. Л.: Химия, 1967.
- [126] Шаймарданов В. Х. Аппарат для очистки газов от капельной жидкости. Инф. листок о НТД №88-08. Ижевск: Удм. ЦНТИ, 1988.
- [127] Авт. свид. СССР №986465 М. КЛЗВ 01D 47/00, 46/38 №331997/25-26. Аппарат для пылеулавливания. Шаймарданов В. Х., Ермаков Е. А., Шенфельд Б. Е., Собянин В. М. и др. БИ № 1 от 07.01.83.
- [128] Патент РФ № 1762990. Аппарат для очистки газа ШВ. Приор. 31.07.89. Шаймарданов В. Х., Ким М. Б., Соляков П. С. и др.
- [129] Амелин А. Г. Производство серной кислоты. М.: Химия, 1957.
- [130] Шаймарданов В. Х. Сепаратор ШВ Н09-1000. Разрешение на применение Госгортехнадзора России № РРС 02-5658 от 09.04.2002. М., 2002.
- [131] Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П., Лоскутова Л. В., Усанов И. Н. Технология обессоливания нефти с использованием аппаратов с подвижной насадкой // ЖНХ, № 8, 2009.
- [132] Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П. Разработка высокоэффективной техники и технологии очистки нефти от сероводорода // Экспозиция: Нефть, газ. Наб. Челны, 2007.
- [133] Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П., Усанов И. Н. Разработка высокоэффективной технологии очистки нефти от сероводорода // Науч.-техн. вестник, № 4. М.: Роснефть, 2007.
- [134] Тронов В. П. Сепарация газа и сокращение потерь нефти. Казань: ФЭН, 2002.
- [135] Engineering Data Book, NGPA, Tulso, Oklachoma, 1967.
- [136] Лутошкин Г. С., Дунюшкин И. И. Сборник задач по сбору и подготовке нефти, газа и воды на промыслах. М.: Недра, 1985.

- [137] Тронов В. П. Современные тенденции в совершенствовании техники и технологии сепарации газа // Нефтепромысловое дело, № 5, М., 1980.
- [138] Тронов В. П. Промысловая подготовка нефти за рубежом. М., 1983.
- [139] Маринин С. С., Саватеев Ю. Н. Разгазирование и предварительное обезвоживание нефти в ситемах сбора. М.: Недра, 1992.
- [140] Тронов В. П. Вопросы подготовки нефти, газа и воды за рубежом. М.: ВНИИОЭНГ, 1974.
- [141] Лоскутова Л. В., Шаймарданов В. Х. Разработка технологии очистки нефти от сероводорода // Материалы IV Всероссийской научно-практической конференции «Нефтепромысловая химия». М.: РГУ нефти и газа им. И. М. Губкина, 2008.
- [142] Поникаров И. И., Гайнуллин М. Г. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки. М.: Альфа, 2006.
- [143] Гельперин Н. И., Савченко В. И., Гришко В. З. Теоретические основы хим. технологии. Т. 3, № 1, 1969.
- [144] Тронов А. В. Аппараты предварительного сброса пластовых вод и их использование в условиях дожимных насосных станций // Нефтепромысловое дело и транспорт нефти, № 1. М., 1985.
- [145] Surface Operation in Petroleum Production / Edited by G. Chilingar and C. Veson. American Elsevier Publishing Company, New York, 1969.
- [146] Тронов В. П., Сучков Б. М., Кораблинов Н. С. и др. Способ транспортирования газодонефтяной смеси. А. с. № 503036, БИ № 6, 1976.
- [147] Усков П. Н. и др. Устройство для разделения нефтегазовой смеси. А. с. СССР, № 348593, БИ № 33, 1971.

- [148] Тронов В. П., Муртазин А. М., Кривоножкин А. В. и др. Способ транспортирования газоводонефтяной смеси. А. с. № 1093874, БИ № 19, 1984.
- [149] Тронов В. П. Промысловая подготовка нефти. М.: Недра, 1977.
- [150] Браун Т., Лемей Г. Ю. Химия в центре наук. Т. 1. М.: Мир, 1983.
- [151] Ахметов С. А., Сериков Т. П., Кузеев И. Р., Баязитов М. И. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа / под. ред С. А. Ахметова: уч. пособие для вузов. — СПб.: Недра, 2006.
- [152] Логинов В. И. Обезвоживание и обессоливание нефтей. М.: Химия, 1979.
- [153] Верещагин И. П. и др. Основы электрогазодинамики дисперсных сред. М.: Энергия, 1974.
- [154] Соу С. // В кн.: Реология эмульсий / под ред. В. В. Гогосово, В. И. Николаевского. Пер. с англ. М.: Мир, 1975.
- [155] Бильданов М. М., Самигуллин Ф. М., Швецов В. Н. // Уч. зап. КГПИ. Вып. 158, сб. 6. Казань, 1976.
- [156] Мартыненко А. Г., Коноплев В. П., Ширяев Г. П. Очистка нефтепродуктов в электрическом поле постоянного тока. М.: Химия, 1974.
- [157] Справочное пособие по физико-химическим свойствам нефти, газа и воды месторождений Удмуртской Республики. Ижевск: УдмуртНИПИнефть, 1995.
- [158] Шаймарданов В. Х., Масленников Е. П. Трубный делитель фаз. Решение о выдаче патента от 24.02.2009 г. по заявке № 2007149198/15(053979) от 29.12.2008. М.: Роспатент, 2009.
- [159] Головачев В. Л., Марголин Г. А., Пугач В. В. Промышленная кожухотрубчатая теплообменная аппаратура // Справочник-каталог. М.: ИНТЭК ЛТД, 1992.
- [160] Теплообменные аппараты типа «труба в трубе» // Каталог ВНИИнефтемаш. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1992.

- [161] Пластинчатые теплообменные аппараты // Каталог ВНИИнефтемаш. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1990.
- [162] Трубчатые печи // Каталог ВНИИнефтемаш. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1998.
- [163] Колонные аппараты // Каталог ВНИИнефтемаш. М.: ЦИНТИхимнефтемаш. 1992.
- [164] Электродегидраторы. Трехфазные сепараторы. Электроразделители // Каталог ВНИИнефтемаш. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1992.
- [165] Колонные аппараты // Каталог ВНИИнефтемаш. М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1992.

Список сокращений

- А** — абсорбент (растворитель H_2S), асфальтены
- АСПС** — асфальтосмолопарафиновые соединения
- АПН** — аппарат с подвижной насадкой
- АК** — акционерная компания
- БГС** — боковой горизонтальный ствол
- ВНЭ** — водонефтяная эмульсия
- ГС** — горизонтальная свкажина, гидрофобный слой
- ГЗУ** — групповая замерная установка
- ГГ** — греющий газ
- ДГ** — дымовые газы
- ДНС** — дожимная насосная станция
- ИДТВ** — импульсно-дозированное тепловое воздействие на пласт
- ИДТВ(П)** — импульсно-дозированное тепловое воздействие на пласт с паузой
- КВЧ** — количество взвешенных частиц (механические примеси)
- КДФ** — концевой делитель фаз
- КПД** — коэффициент полезного действия
- КСУ** — концевая сепарационная установка
- НГДУ** — нефтегазодобывающее управление
- НКГ** — нейтрализованный кислый гудрон
- НЧК** — нейтрализованный черный контакт
- НГ** — нефтяной газ
- ОАО** — открытое акционерное общество
- ОГ** — отстойник горизонтальный

- ОПФ** — марка поролонового фильтра
- П** — парафины
- ПАА** — полиакриламид
- ПАВ** — поверхностно-активное вещество
- ПВ** — пресная вода
- ПП** — путевой подогреватель
- ППД** — поддержание пластового давления
- ПСП** — пункт сдачи продукции
- ПТБ** — печь трубная блочная
- РВС** — резервуар вертикальный стальной
- С** — смолы
- СУ** — сульфированные масла
- СВ** — сточная вода
- СПКБ** — Саратовское проектно-конструкторское бюро
- ТДФ** — трубный делитель фаз
- ТПВ** — термополимерное воздействие
- ТЦВП** — теплоциклическое воздействие на пласт
- УБС** — узел блочной сепарации
- УПН** — установка подготовки нефти
- УПС** — узел предварительного обезвоживания нефти
- ЦПН** — цех подготовки нефти
- ЦППН** — цех подготовки и перекачки нефти
- ШВ** — инициалы автора разработок (Шаймарданов Вазих)
- ШВЖ** — смеситель ШВ жидких сред
- ЭД** — электродегидратор
- УОЭ-Э** — установка обеззараживания эмульсии электрическая
- R** — реагент-деэмульгатор

Шаймарданов В. Х.

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ТЕХНОЛОГИЙ СБОРА
И ПОДГОТОВКИ НЕФТИ И ГАЗА НА ПРОМЫСЛАХ

Дизайнер ? . ? . ?

Технический редактор ? . ? . ?

Компьютерный набор и верстка ? . ? . ?

Корректор Е. В. Огородникова

Подписано в печать 28.08.2012. Формат 60 × 84¹/₁₆.

Печать офсетная. Усл. печ. л. ????. Уч. изд. л. ?????.

Гарнитура ????. Бумага офсетная № 1.

Тираж ????? экз. Заказ № 12-??.

Научно-издательский центр «Регулярная и хаотическая динамика»

426034, г. Ижевск, ул. Университетская, 1.

<http://shop.rcd.ru> E-mail: mail@rcd.ru Тел./факс: +7 (3412) 50-02-95
